



MEMORIA DE CÁLCULO

ESTUDIO Y POSIBLES MEJORAS DE LA
FÁBRICA DE ANÍS “EL CLAVEL”
(CAZALLA DE LA SIERRA)

AUTOR: CARLOS ORTIZ DOMINGUEZ

TUTOR: EMILIO DÍAZ OJEDA

JUNIO DE 2009

INDICE DE CONTENIDOS

1. Estudio de la destilación diferencial discontinua	4
1.1 Situación actual	4
1.2 Cálculo de la destilación tras la ampliación	8
2. Cálculos relativos al proceso de ebullición	10
2.1 Situación actual	10
2.2 Situación tras la ampliación	11
3. Cálculos relativos al proceso de condensación	15
3.1 Situación actual	15
3.2 Situación tras la ampliación	16
4. Cálculo estimado de las mezclas de elaboración	21
5. Cálculo de la caldera de vapor	24
5.1 Balance global de la caldera	24
5.2 Cantidad de vapor necesaria	25
5.3 Gases de combustión	26
5.4 Cantidad necesaria de comburente (aire)	28
5.5 Rendimiento de la caldera	29
5.6 Combustible	29
5.7 Dimensionamiento de la caldera elegida	30
6. Cálculo del economizador	31
6.1 Primera iteración	32
6.1.1 Cálculo del coeficiente de película interior	35
6.1.2 Cálculo del coeficiente de película exterior	37
6.1.3 Cálculo del coeficiente de película interior por suciedad	38
6.1.4 Cálculo del área media de tubo	39
6.2 Segunda iteración	39
6.3 Cálculo de las pérdidas de carga	41
6.3.1 Cálculo de la perdida de carga por el lado de los tubos	41
6.3.2 Cálculo de la pérdida de carga por el lado de la carcasa	42
7. Cálculos numéricos en el dimensionamiento del tanque de alcohol	42
7.1 Cálculo de la presión de vapor a 15°C del alcohol etílico	42
7.2 Cálculo dimensiones del tanque	43

7.3	Cálculo de la carcasa	43
7.4	Cálculo del fondo	44
7.5	Cálculo de los espesores de las virolas	44
7.6	Cálculo del techo	46
7.7	Cálculo del área de compresión	46
8.	Cálculo de las nuevas tuberías	47
8.1	Tubería tipo 1	48
8.2	Tubería tipo 2	49
8.3	Tubería tipo 3	50
8.4	Tubería tipo 4	50
9.	Dimensionamiento de la bomba existente en la fábrica	51
10.	Análisis del aumento de la producción	60
11.	Estudio económico	65
11.1	Gastos anuales	66
11.2	Ingresos totales	70
11.3	Cálculo del punto muerto (umbral de rentabilidad)	70
11.4	Contabilidad	72
11.4.1	Masas patrimoniales	72
11.4.1.1	Activo	72
11.4.1.2	Pasivo	77
11.5	Previsión para la cuenta de resultados	79
11.6	Cálculo de los indicadores de viabilidad económica	81
11.7	Conclusiones del estudio económico	82
12.	Tablas y gráficos	83

1. Estudio de la destilación diferencial discontinua

1.1 Situación actual

Para este apartado estudiaremos el proceso de destilación que se lleva a cabo en la fábrica y posteriormente lo compararemos con la destilación según Rayleigh, que describe el proceso ideal.

- Proceso en la fábrica

Para el cálculo de la destilación no incluiremos las cabezas y las colas que se introducen inicialmente en el alambique ya que luego se sacan los mismos valores tras la operación, no afectando a los balances de materia. Tampoco tendremos en cuenta como materia prima a las semillas de matalahúva.

Inicialmente se meten en el alambique las siguientes cantidades de materias primas:

950 litros de agua
430 litros de alcohol

Los puntos de ebullición de los dos componentes de la mezcla son:

$$\begin{aligned}T_{eb, alcohol} &= 78,9^{\circ}\text{C} \\ T_{eb, agua} &= 100^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

Para el componente más volátil (el alcohol) tenemos que la concentración volumétrica es de:

$$V/V = \frac{V_{etanol}}{V_{etanol} + V_{agua}} \cdot 100 = \frac{430}{430 + 950} \cdot 100 = 31,16\%$$

Para los balances de materia nos interesará trabajar con fracciones másicas, por lo que procederemos a la conversión.

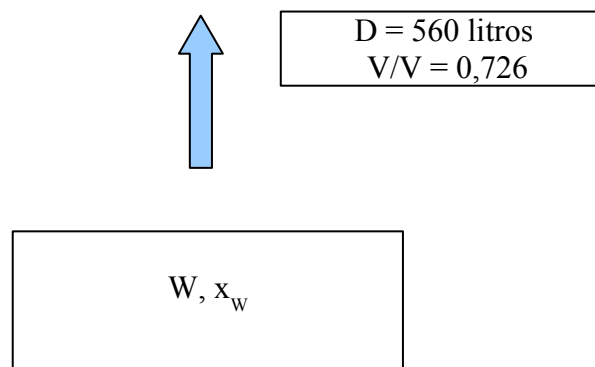
Haciendo uso de la tabla de densidades para el la mezcla etanol – agua a 20°C tenemos que:

$$\rho = 0,96334 \text{ kg/l} \Rightarrow p/p = 25,67\%$$

Teniendo en cuenta la densidad tenemos que la masa inicial de mezcla es de:

$$m_{mezcla} = V_{mezcla} \cdot \rho_{mezcla} = 1380 \text{ l} \cdot 0,96334 \text{ kg/l} = 1329,41 \text{ kg}$$

Tras un tiempo de 6 horas, el sistema queda de la siguiente manera:



$$V/V = 0,726 \Rightarrow \rho = 0,87943 \text{ kg/l} \Rightarrow p/p = 66,7\%$$

Si realizamos los correspondientes balances de materia utilizando los datos obtenidos de la observación del proceso podemos calcular la cantidad de líquido que se queda en el alambique y la composición de éste:

$$W_0 = W + D$$

$$W_0 x_{w0} = W x_w + D x_D$$

donde,

W_0 : cantidad inicial de mezcla en el alambique (kg).

W : cantidad final de mezcla en el alambique (kg).

D : cantidad de destilado obtenido (kg).

x_i : Fracción másica del componente i.

Los datos de los que disponemos tras analizar el sistema son:

$$x_{w_0}=0,2567; W_0=1329,41 \text{ kg}$$

$$D=492,5 \text{ kg}; x_D=0,667$$

Aplicando los balances anteriormente descritos nos queda que:

$$W=836,91 \text{ kg}; x_W=0,015$$

Lo cual indica que tras el proceso de destilación sigue quedando en el alambique la siguiente cantidad de alcohol:

$$m_{etanol}=W \cdot x_W=836,91 \text{ kg} \cdot 0,015=12,55 \text{ kg}$$

- Cálculo teóricos según Rayleigh

El proceso ideal de la destilación diferencial discontinua, también llamada destilación de Rayleigh, se rige por la siguiente ecuación (desarrollada en la memoria descriptiva):

$$\int_{x_0}^x \frac{dx}{y-x} = \int_{W_0}^W \frac{dW}{W}$$

La integral de la izquierda de la expresión anterior podemos calcularla gráficamente, en base a los datos de equilibrio de la mezcla etanol – agua:

$$\ln \left(\frac{W_0}{W} \right) = I$$

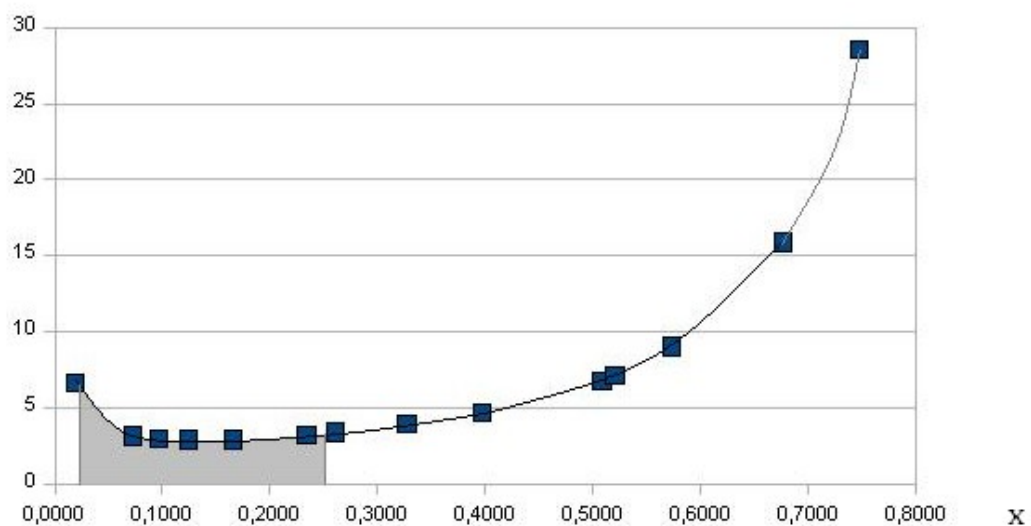
Este cálculo gráfico de la integral I se realiza representando $1/(y-x)$ frente a x . Los límites de la integral serán 0,2567 y 0,015, que son los valores obtenidos en el proceso real de la fábrica. De esta manera podremos calcular el valor de la integral mediante el área de debajo de la curva.

Los datos de equilibrio para la mezcla etanol-agua son los siguientes

T	x	y	1/(y-x)
95.5	0,0190	0,1700	6,62
89	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

Realizando la representación mencionada tenemos lo siguiente:

1/(y-x)



El valor del área de debajo de la curva, y por tanto de la integral queda como:

$$I=0,52$$

$$\ln\left(\frac{W_0}{W}\right)=0,52 \Rightarrow W = \frac{1329,41 \text{ kg}}{e^{0,52}} = 790,36 \text{ kg}$$

Tras los respectivos balances nos queda:

$$D=539,05 \text{ kg}; x_D=0,611$$

Se puede observar que los resultados teóricos difieren bastante de los resultados reales. Esto puede deberse a que en el proceso de la fábrica no se alcance el equilibrio ideal en cada etapa infinitesimal. La razón de ésto último puede ser un calentamiento defectuoso, ya que en el proceso actual se realiza este calentamiento a fuego directo con leña, y el calentamiento no es constante, ya que la leña no proporciona el mismo calor sobre el alambique en cada instante de tiempo.

Con el nuevo sistema de calentamiento que se describe a continuación se puede solucionar en gran medida este problema.

También influye sobre el proceso real el hecho de que los vapores destilados arrastran aceites esenciales de matalahúva, lo que provoca un cambio en el equilibrio.

1.1 Cálculo de la destilación tras la propuesta de aumento de la producción

En este proyecto hemos propuesto un aumento de la capacidad de producción basándonos en un estudio de mercado. Para tal efecto es necesario calcular un nuevo proceso de destilación, modificando las cantidades de materia, etc.

Para estos cálculos nos regiremos por balances de materia y no por el equilibrio propuesto por Rayleigh, ya que el primero se ajusta más a la realidad de la fábrica.

Según este nuevo plan de producción, tendremos que calcular las cantidades de materias primas necesarias para obtener 700 litros de un destilado de composición másica igual a 0,667 de alcohol.

Para esa composición ,haciendo uso de una tabla de densidades tenemos que:

$$\rho = 0,87943 \text{ kg/l} \Rightarrow D = 615,6 \text{ kg}$$

Si realizamos los siguientes balances de materia tenemos:

$$W_0 = W + D$$

$$W_0 x_{w0} = W x_w + D x_D$$

$$W_0 = W + 615,6$$

$$W_0 \cdot 0,2567 = W \cdot 0,015 + 615,6 \cdot 0,667$$

Si despejamos el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas nos queda:

$$W = 1045,6 \text{ kg}; W_0 = 1661,2 \text{ kg}$$

Las cantidades iniciales de alcohol y agua necesarias para la destilación serán igual a:

$$m_{\text{alcohol}} = 1661,2 \text{ kg} \cdot 0,2567 = 426,43 \text{ kg} \Rightarrow 442,57 \text{ litros}$$

$$m_{\text{agua}} = 1661,2 \text{ kg} \cdot 0,7443 = 1236,43 \text{ kg} \Rightarrow 1236,43 \text{ litros}$$

Tomando como referencia las cantidades de productos de cabeza y cola actuales podemos hacer una estimación de las cantidades de estos productos tras la ampliación de la producción.

$$V_{\text{cola}} = 522,7 \text{ litros}$$

$$V_{\text{cabeza}} = 80,42 \text{ litros}$$

2. Cálculos relativos al proceso de ebullición

2.1 Situación actual

La cantidad de calor necesaria para que se lleve a cabo la ebullición de la mezcla inicial del alambique la podemos calcular mediante la siguiente fórmula, que es el resultado de la suma del calor necesario para llevar la mezcla hasta el punto de ebullición más el calor necesario para esa ebullición.

En este apartado es necesario introducir en las ecuaciones de balance las masas de las cabezas y las colas que se añaden al alambique para aprovechar sus aceites esenciales.

$$Q_{\text{ebullición}} = m \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T + m \cdot h_{fg}$$

donde:

$$m = \text{cantidad de mezcla} = m_{\text{etanol}} + m_{\text{agua}} + m_{\text{cabeza}} + m_{\text{cola}}$$

$$m_{\text{etanol}} = 430 \cdot 0,789 = 339,27 \text{ kg}$$

$$m_{\text{agua}} = 950 \cdot 1 = 950 \text{ kg}$$

$$m_{\text{cabeza}} = P_{\text{cabeza}} \cdot V_{\text{cabeza}} = ((0,789 \cdot 0,8) + (1 \cdot 0,2)) \frac{\text{kg}}{\text{l}} \cdot 64 \text{ l} = 53,2 \text{ kg}$$

$$m_{\text{cola}} = P_{\text{cola}} \cdot V_{\text{cola}} = ((0,789 \cdot 0,24) + (1 \cdot 0,76)) \frac{\text{kg}}{\text{l}} \cdot 416 \text{ l} = 395 \text{ kg}$$

$$m = 1737,47 \text{ kg}$$

$$\bar{c}_p = x_{\text{etanol}} \cdot c_{p,\text{etanol}} + x_{\text{agua}} \cdot c_{p,\text{agua}} = (430 / (430 + 950)) \cdot 0,577 + (950 / (430 + 950)) \cdot 1 = 0,8684 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$h_{fg} = \text{entalpia de vaporización (tablas)} = h_{\text{gas}} - h_{\text{liquido}} = 655 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} - 144 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} = 511 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} = 283,8 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$\Delta T (\text{en tablas}) = 84,44 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Con todo esto tenemos que el calor necesario es:

$$Q_{\text{ebullición}} = 1737,47 \cdot 0,8684 \cdot 84,4 + 1737,47 \cdot 283,8$$

$$Q_{\text{ebullición}} = 620,494 \cdot 10^3 \text{ kcal}$$

2.2 Situación tras el aumento de la producción

Con las nuevas cantidades que se necesitan para el aumento de la producción, la cantidad de calor necesaria para la ebullición de la mezcla queda como:

$$m = \text{cantidad de mezcla} = m_{\text{etanol}} + m_{\text{agua}} + m_{\text{cabeza}} + m_{\text{cola}}$$

$$m_{\text{etanol}} = 540,28 \cdot 0,789 = 426,28 \text{ kg}$$

$$m_{\text{agua}} = 1234,4 \cdot 1 = 1234,4 \text{ kg}$$

$$m_{\text{cabeza}} = P_{\text{cabeza}} \cdot V_{\text{cabeza}} = ((0,789 \cdot 0,8) + (1 \cdot 0,2)) \frac{\text{kg}}{\text{l}} \cdot 80,42 \text{ l} = 66,85 \text{ kg}$$

$$m_{\text{cola}} = P_{\text{cola}} \cdot V_{\text{cola}} = ((0,789 \cdot 0,24) + (1 \cdot 0,76)) \frac{\text{kg}}{\text{l}} \cdot 522,7 \text{ l} = 496,3 \text{ kg}$$

$$Q_{\text{ebullición}} = m \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T + m \cdot h_{fg}$$

$$Q_{\text{ebullición}} = 2223,83 \cdot 0,8684 \cdot 84,4 + 2223,83 \cdot 283,8$$

$$Q_{\text{ebullición}} = 793000 \text{ kcal}$$

Como el proceso de calentamiento dura seis horas tenemos que proporcionarle a la mezcla:

$$Q_{\text{ebullición}} = 132166,7 \text{ kcal/h}$$

Este calor se lo proporcionará a la mezcla inicial del alambique una corriente de vapor que se generará en una caldera acuotubular como se verá más adelante.

La transferencia de calor desde el vapor hasta el líquido se realizará a través de un intercambiador tipo serpentín.

Las características de diseño del serpentín y del vapor son las siguientes:

Características serpentín:

- DN: 1 1/2" = 0,0381 m
- D_e: 48,26 mm
- Schedule = 10
- e = 2,77 mm

Características vapor:

- m' = 203,67 kg/h
- ρ = 1,39147 kg/m³
- Q = 0,040672 m³/s

Con estos datos tenemos que la velocidad del vapor es de:

$$V_{\text{vapor}} = \frac{Q}{A} = \frac{0,040672 \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{0,0381^2 \text{ m}}{4} \cdot \pi} = 35,67 \text{ m/s}$$

La transferencia de calor que se produce entre el vapor de agua saturado y el líquido del alambique es debida a la convección que se produce en el interior de la tubería del serpentín. Para el cálculo del área del serpentín empezaremos por hallar el coeficiente de transferencia de calor, para después aplicar la ecuación de Fourier:

$$Q = U \cdot A \cdot (\Delta T)_{ml}$$

El coeficiente de calor U dependerá fundamentalmente del coeficiente de película interior de la tubería, por lo que podemos despreciar el resto de términos Así

$$U \approx h_i$$

Para el cálculo de h_i necesitamos calcular los números adimensionales de Reynolds, Nusselt y Prandtl.

$$h_i = \frac{Nu \cdot K}{D}$$

Para el cálculo del coeficiente de película interior necesito las propiedades a la temperatura media de película. Estas las calcularemos teniendo en cuenta que el vapor tiene una temperatura a la entrada de 127,4 °C y suponemos que saldrán a 101 °C, ya que el líquido del alambique hay que calentarlo hasta 84,5 °C.

$$t_m = \frac{t_{vaporentrada} + t_{vaporsalida}}{2} = \frac{127,4\text{ °C} + 101\text{ °C}}{2} = 114,2\text{ °C}$$

A esa temperatura tenemos que las propiedades del vapor saturado son las siguientes:

$$\begin{aligned}\mu &= 12,6 \cdot 10^{(-6)} \text{Ns/m}^2 \\ K &= 26,3 \cdot 10^{-3} \text{W/mK} \\ Pr &= 0,99 \\ \rho &= 0,9425 \text{kg/m}^3\end{aligned}$$

$$Re_i = \frac{D_i \cdot \rho \cdot u}{\mu}$$

En nuestro caso el número de Reynolds es igual a:

$$Re_i = \frac{0,0381 \cdot 0,9425 \cdot 35,67}{12,6 \cdot 10^{-6}} = 101669,7$$

Como este numero de Reynolds implica flujo turbulento utilizaremos la correlación de Sieder - Tate para determinar el número de Nusselt.

$$Nu_i = 0,027 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{(1/3)}$$

$$Nu_i = 0,027 \cdot 101669,69^{0,8} \cdot 0,99^{(1/3)} = 272,7$$

Con todos los parámetros calculados ya podemos calcular el coeficiente de película interior:

$$h_i = \frac{272,7 \cdot 26,3 \cdot 10^{-3} \text{ W/mK}}{0,0381 \text{ m}} = 188,23 \text{ W/m}^2 \text{ K} = 161.849 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

En el caso del calentamiento por serpentín, la bibliografía dice que el valor del coeficiente de película anterior debe multiplicarse por el siguiente factor:

$$h_i(\text{serpentín}) = h_i \cdot \left(1 + 3,5 \frac{d_{\text{tubería}}}{d_{\text{serpentín}}}\right)$$

Supondremos un diámetro de la espiral del serpentín de 1,2 m por lo que el h_i quedará como:

$$h_i(\text{serpentín}) = 161,849 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C} \cdot \left(1 + 3,5 \frac{0,0381}{1,2}\right) = 179,84 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

Además del coeficiente de película interior necesitamos calcular el incremento de temperaturas logarítmico:

$$(\Delta T)_m = \frac{(T_{\text{vapor1}} - T_{\text{liquido1}}) - (T_{\text{vapor2}} - T_{\text{liquido2}})}{\ln\left(\frac{T_{\text{vapor1}} - T_{\text{liquido1}}}{T_{\text{vapor2}} - T_{\text{liquido2}}}\right)}$$

$$(\Delta T)_m = \frac{(127,4 - 15) - (101 - 84,5)}{\ln\left(\frac{127,4 - 15}{101 - 84,5}\right)} = 48,91 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Con esto ya podemos calcular el área de transferencia de calor necesaria mediante la ecuación de Fourier:

$$A = \frac{Q}{(\Delta T)_m \cdot h_i}$$

$$A = \frac{132166,67 \text{ kcal/h}}{48,91 \text{ }^{\circ}\text{C} \cdot 179,84 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^{\circ}\text{C}} = 14,9 \text{ m}^2$$

Por el volumen de trabajo esperado tendremos que usar normalmente dos de los alambiques mencionados en la memoria descriptiva. Por tanto, cada alambique deberá ser calentado con un serpentín de un área de $7,5 \text{ m}^2$.

Con este área necesitaremos la siguiente longitud de tubería:

$$A = \pi \cdot D \cdot L \Rightarrow L = \frac{A}{D \cdot \pi} = \frac{7,5 \text{ m}^2}{0,0381 \text{ m} \cdot \pi} = 62 \text{ m}$$

Para cubrir esta longitud pondremos un serpentín de las siguientes dimensiones:

R = Radio de la hélice = $0,6 \text{ m}$

$$n = \text{número de vueltas} = \frac{L}{2 \cdot \pi \cdot R} = \frac{62 \text{ m}}{2 \cdot \pi \cdot 0,6 \text{ m}} = 17 \text{ vueltas}$$

3. Cálculos relativos al proceso de condensación

3.1 Situación actual

El calor que tendremos que sustraerle a la corriente de vapor en la condensación será igual a la suma de dos productos. El primero de ellos se refiere al calor que hay que quitarle al vapor para llegar al punto de condensación y el segundo a la cantidad de calor para que llegue hasta el valor final que queramos. Como valor final hemos supuesto 15°C para tener un margen ante unas posibles condiciones adversas (en el verano el destilado saldrá a mayor temperatura), y así evitar que la mezcla salga a una temperatura que pudiera provocar la pérdida de alcohol de ésta.

$$Q_c = m \cdot h_{vg} + m \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T$$

$$m = \text{masa de destilado} = 492,5 \text{ kg}$$

$$\bar{c}_p = x_{\text{etanol}} \cdot c_{p,\text{etanol}} + x_{\text{agua}} \cdot c_{p,\text{agua}} = (0,667 \cdot 0,577) + (0,333 \cdot 1) = 0,7179 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\Delta T = (84,44 \text{ } ^\circ\text{C} - 15 \text{ } ^\circ\text{C}) = 69,44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q = 492,5 \text{ kg} \cdot 283,8 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} + 0,7179 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 69,44 \text{ } ^\circ\text{C} \cdot 492,5 \text{ kg}$$

$$Q = 164,32 \cdot 10^3 \text{ kcal}$$

3.2 Situación tras el aumento de la producción

$$m = \text{masa de destilado} = 615,6 \text{ kg}$$

$$Q = 615,6 \text{ kg} \cdot 283,8 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} + 0,7179 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 69,44 \text{ } ^\circ\text{C} \cdot 615,6 \text{ kg}$$

$$Q = 205,4 \cdot 10^3 \text{ kcal}$$

La condensación del vapor pretendemos seguir haciéndola como hasta ahora se ha hecho en la fábrica, con un condensador tipo serpentín. Seguidamente realizaremos los cálculos necesarios para comprobar que el serpentín actual nos sirve tras el aumento de la producción.

Para el cálculo del área del intercambio necesario dividiremos éste en dos, según su función y luego sumaremos sus áreas para llegar al área real que necesitamos de intercambiador para que se dé correctamente la transmisión de calor. Estas dos partes del intercambiador serán por un lado, el condensador en sí, que hará que los vapores destilados condensen, y el intercambiador que hará bajar la temperatura del líquido condensado hasta la temperatura final del condensado.

En nuestro caso los vapores destilados circularán por el interior del serpentín y el agua será el fluido frío. El agua se encuentra en una tanque abierto situado en el interior de la fábrica.

La cantidad de agua fría se calcula teniendo en cuenta las dimensiones del depósito:

$$V_{\text{depósito}} = V_{\text{agua}} = 16,5 \text{ m}^3$$

El diseño térmico del condensador de serpentín lo haremos en base a la ecuación de Fourier:

$$Q = -U \cdot A \cdot (\Delta T)_m$$

El serpentín existente tiene las siguientes características:

- Despiral= 2 m
- numero de vueltas= 12 vueltas
- Dtubo=0,03 m

Con esto tenemos que el área del serpentín es de:

$$L = n \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_{\text{espiral}} = 12 \cdot 2 \cdot 1 \cdot \pi = 75,4 \text{ m}$$

$$A = \pi \cdot D \cdot L = \pi \cdot 0,03 \cdot 75,4 = 7,11 \text{ m}^2$$

A continuación calcularemos el área de intercambio necesaria y comprobaremos si con este intercambiador de serpentín podemos realizar la condensación.

El calor que necesito quitarle a la corriente, como hemos dicho, lo calcularemos en dos partes.

Para empezar tenemos que quitarle el calor de condensación. Este calor es el siguiente:

$$-Q_{\text{condensación}} = (m_{\text{vapor destilado}} \cdot h_{\text{vg}})$$

$$-Q_{\text{condensación}} = (615,6 \text{ kg} \cdot 283,8 \text{ kcal/kg}) = 174707,28 \text{ kcal}$$

Como el proceso se lleva a cabo en 6 horas:

$$-Q_{\text{condensación}} = 29117,88 \text{ kcal/h}$$

Para el cálculo de la media de temperaturas tenemos que tener en cuenta que la temperatura del agua la supondremos constante, por ser un volumen de agua muy grande en comparación con el serpentín. Los vapores condensados salen del alambique con una temperatura media de 84,4°C. Con esto tenemos que la diferencia de temperaturas es constante en este primer caso, siendo esta:

$$T_{\text{vapor}} = 84,4^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{agua}} = 6^{\circ}\text{C}$$

$$(\Delta T) = \frac{84,4^{\circ}\text{C} + 6^{\circ}\text{C}}{2} = 45,2^{\circ}\text{C}$$

Lo siguiente será calcular el coeficiente de película.

El vapor destilado llega al serpentín con las siguientes características:

- $\dot{m} = 102,6 \text{ kg/h}$
- $\rho = 0,988 \text{ kg/m}^3$
- $Q = 0.028846 \text{ m}^3/\text{s}$

$$V_{\text{vapor}} = \frac{Q}{A} = \frac{0.028846 \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{0,03^2 \text{ m}}{4} \cdot \pi} = 40,86 \text{ m/s}$$

Para el cálculo de h_i necesitamos calcular los números adimensionales de Reynolds, Nusselt y Prandtl.

$$h_i = \frac{Nu \cdot K}{D}$$

Para el cálculo del coeficiente de película interior necesito las propiedades del vapor condensado a la temperatura de condensación:

$$\begin{aligned}\bar{\rho} &= 0.988 \text{ kg/m}^3 \\ \bar{\mu} &= 1,13 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms} \\ k &= 15,8 \cdot 10^{-3} \text{ W/mK} \\ Pr &\approx 0,7\end{aligned}$$

$$Re_i = \frac{D_i \cdot \rho \cdot u}{\mu}$$

En nuestro caso el número de Reynolds es igual a:

$$Re_i = \frac{0,03 \cdot 0,98 \cdot 40,86}{1,13 \cdot 10^{-5}} = 106317,04$$

Como este numero de Reynolds implica flujo turbulento utilizaremos la correlación de Sieder - Tate para determinar el número de Nusselt.

$$Nu_i = 0,027 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{(1/3)}$$

$$Nu_i = 0,027 \cdot 106317,04^{0,8} \cdot 0,7^{(1/3)} = 251,78$$

Con todos los parámetros calculados ya podemos calcular el coeficiente de película interior:

$$h_i = \frac{251,78 \cdot 15,8 \cdot 10^{-3} W/mK}{0,03 m} = 132,6 W/m^2 K = 114,015 kcal/m^2 h ^\circ C$$

Al tratarse de un serpentín el coeficiente de película quedará como:

$$h_i(\text{serpentín}) = h_i \cdot \left(1 + 3,5 \frac{d_{\text{tubería}}}{d_{\text{serpentín}}}\right)$$

$$h_i(\text{serpentín}) = 114,015 kcal/m^2 h ^\circ C \cdot \left(1 + 3,5 \frac{0,03}{2}\right) = 120 kcal/m^2 h ^\circ C$$

Con esto ya podemos calcular el área de transferencia de calor necesaria mediante la ecuación de Fourier:

$$A = \frac{Q}{(\Delta T)_{mi} \cdot h_i}$$

$$A_1 = \frac{29117,88 \text{ kcal/h}}{45,2^\circ\text{C} \cdot 120 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}} = 5,3 \text{ m}^2$$

Ahora nos ocuparemos de calcular la otra parte del intercambiador, en la que la corriente de condensado, ya en estado líquido, disminuirá su temperatura desde los 84,4°C hasta los 15°C. El calor que se pone en juego en este proceso de enfriamiento se puede calcular como sigue:

$$Q = m_{\text{condensado}} \cdot c_{p,\text{condensado}} \cdot (\Delta T)_{\text{condensado}}$$

$$Q = 615,6 \cdot 0,7179 \cdot (84,4 - 15) = 30670 \text{ kcal}$$

Teniendo en cuenta que la duración del proceso es de 6 horas:

$$Q = 5111,76 \text{ kcal/h}$$

El incremento de temperatura logarítmico será en este caso:

$$(\Delta T)_m = \frac{(T_{\text{condensado},1} - T_{\text{agua},1}) - (T_{\text{condensado},2} - T_{\text{agua},2})}{\ln\left(\frac{T_{\text{condensado},1} - T_{\text{agua},1}}{T_{\text{condensado},2} - T_{\text{agua},2}}\right)}$$

Suponemos que la temperatura del agua no cambia, por lo que:

$$T_{\text{agua},1} = T_{\text{agua},2} = 10^\circ\text{C}$$

$$(\Delta T)_m = 25,7^\circ\text{C}$$

Con estos datos calculamos el área aproximada de esta parte del intercambiador:

$$A_2 = \frac{5111,76 \text{ kcal/h}}{35,51^\circ\text{C} \cdot 114,015} = 1,2 \text{ m}^2$$

Por tanto, el área aproximada para nuestro intercambiador será de :

$$A = A_1 + A_2 = 6,5 \text{ m}^2$$

Concluimos por tanto que es posible condensar la nueva cantidad de vapores con el serpentín actual.

4. Cálculo estimado de las mezclas de elaboración

En este apartado referiremos todos los cálculos a un volumen de producto final de 500 litros. Para el cálculo de las cantidades a mezclar tendremos que tener en cuenta la contracción del 2% de volumen que se produce al mezclar el alcohol y el agua. Con esto tenemos que utilizando los cálculos que a continuación se detallan obtendríamos 490 litros, hecho que tendremos que tener en cuenta a la hora de elaborar una determinada cantidad de producto.

- Contenido de los diferentes tipos de destilado en aceites esenciales de matalahúva:

Según la bibliografía específica consultada, la cantidad de aceites esenciales arrastrados por un vapor de una composición alcohólica de 72° es de 1200 gramos por cada 100 kg de semillas.

Así para los dos tipos de destilados que se producen en la fábrica se tienen las siguientes concentraciones de aceites esenciales.

- Destilado rico en matalahúva (90 kg de semillas)

$$g/l = \frac{\frac{1200\text{ g} * 90\text{ kg}}{100\text{ kg}}}{560\text{ l de destilado}} = 1,93\text{ g/l de aceites esenciales}$$

- Destilado pobre en matalahúva (50 kg de semillas)

$$g/l = \frac{1200\text{ g} * 0,5}{560\text{ l}} = 1,07\text{ g/l}$$

- Cantidad de destilado necesaria para la producción de los diferentes tipos de anises:

- Anís dulce

$$V = \frac{500 l \cdot 0,35 V/V}{0,72 V/V} = 243,05 \text{ litros de destilado}$$

Como para el anís dulce la concentración de aceites esenciales debe estar comprendida entre 0,75 – 1,5 g/l, utilizaremos las siguientes cantidades de destilados rico y pobre:

$$V_{\text{destiladorico}} \cdot \text{concentración}_{\text{destiladorico}} + V_{\text{destilado pobre}} \cdot \text{concentración}_{\text{destilado pobre}} = V_{\text{destilado}} \cdot \text{concentración}_{\text{destilado}}$$

Estableceremos para nuestro producto final una concentración de 1,15 g/l de aceites esenciales, por lo que:

$$V_{\text{destilado}_{\text{rico}}} \cdot 1,93 \text{ g/l} + (243,05 - V_{\text{destilado}_{\text{rico}}}) \cdot 1,07 \text{ g/l} = 243,05 l \cdot 1,15 \text{ g/l}$$

$$V_{\text{destilado, rico}} = 22,61 l$$

$$V_{\text{destilado, pobre}} = 220,45 l$$

- Cantidad de azúcar necesario (en jarabe)

- Anís dulce

Como se detalla en la memoria de descriptiva, el jarabe utilizado es el llamado jarabe 100% en azúcar, es decir, que contiene un 1 kg de azúcar por cada litro de disolución. Como el anís dulce debe contener más de 260 g/l de azúcar, tendremos que utilizar el siguiente volumen de disolución:

$$V_{\text{jarabe}} = \frac{V_{\text{anís}} \cdot \text{concentración azúcar}_{\text{anís}}}{\text{concentración azúcar}_{\text{jarabe}}}$$

$$V_{\text{jarabe}} = \frac{500 l \cdot 260 \text{ g/l}}{1000 \text{ g/l}} = 130 \text{ litros}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$V_{agua} = 500 \text{ l} - 247,92 \text{ l} - 130 \text{ l} = 122,08 \text{ litros}$$

Las cantidades de materia para las mezclas de los demás productos las resumimos en la siguiente tabla:

Producto final	Parámetros legislados			Volumen en jarabe (l)	Volumen agua (l)	Volumen destilado (l)		Características producto final		
	Cantidad azúcar (g/l)	Grado alcohólico (V/V)	Concentración aceites (g/l)			Destilado pobre	Destilado rico	Azúcar (g/l)	Alcohol	aceites
Anís seco	< 50	35-50	1-3 g/l	25	162,5	138.1	174.4	50	45	1,55
Anís semidulce	50 - 260	35-45	0,75 – 1,5	100	122,3	203.43	74.27	200	40	1,3
Anís extraseco	< 50	50- 55	1,75 – 3,75	17,5	135,3	12,1	335,1	35	50	1,9
Anís dulce	> 260	35 - 45	0,75 – 1,5	130	122,08	220,45	22,61	260	35	1,15
Anís esencia	50- 260	35-45	0,75-1,5	80	156,11	153,39	110,5	160	38	1,43

Para la elaboración de 490 litros de licor de guindas necesitamos las siguientes cantidades:

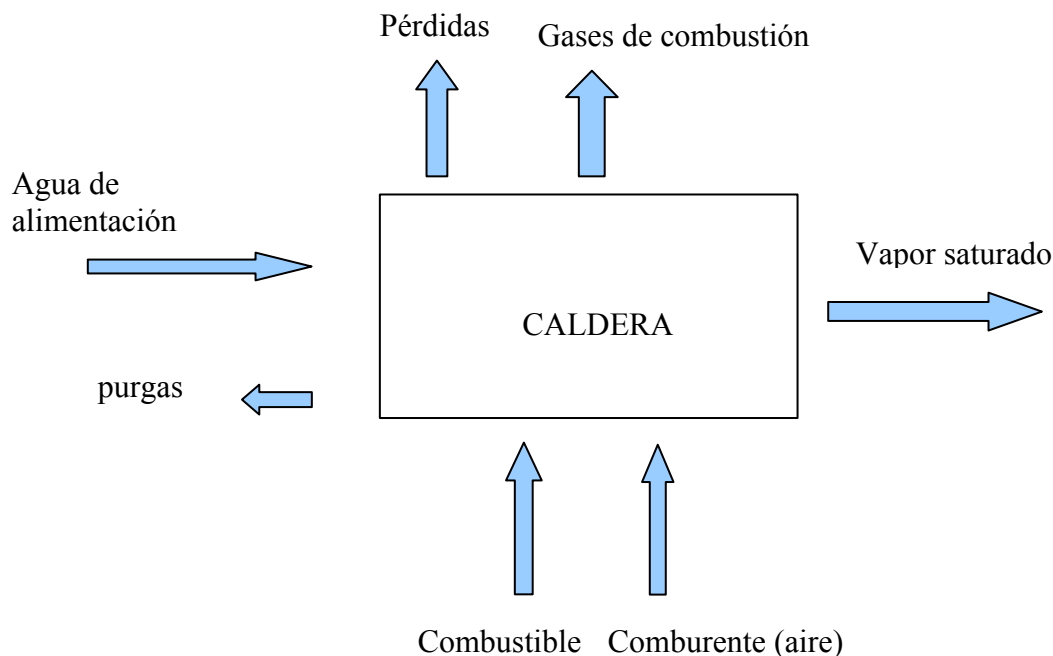
Producto final	Parámetros legislados		Cantidad de azúcar (g)	Cantidad de guindas (kg)	Volumen agua (l)	Volumen destilado (l)	Características producto final	
	Cantidad azúcar (g/l)	Grado alcohólico (V/V)				Destilado	Azúcar (g/l)	Alcohol aceites
Licor de guindas	>70	>15	36750	170	330	170	75	25

5. Cálculo de la caldera de vapor

En este apartado realizaremos los cálculos necesarios para poder diseñar la caldera. Estos cálculos irán encaminados a estudiar la cantidad de combustible, comburente, etc. necesarios para una producción de vapor que será el medio calefactor del alambique.

5.1 Balance global de la caldera

A continuación presentamos el balance global de la caldera:



- Descripción del sistema:

Los parámetros que definen el comportamiento de nuestra caldera en lo relativo a realizar un balance global son los siguientes:

Agua de alimentación: m_{agua} (kg), h_{agua} (kcal/kg)

Vapor saturado: m_{vapor} (kg), h_{vapor} (kcal/kg)

Comburente (aire): m_{aire} (kg), T_{aire} (°C)

Gases de combustión: m_{gases} (kg), T_{gases} (°C)

Purgas: $m_{\text{purgas}} = m_{\text{agua}} - m_{\text{vapor}}$ (kg), h_{purgas} (kcal/kg)

Pérdidas: P

Combustible: $m_{\text{combustible}}$ (kg), $PCI_{\text{combustible}}$ (kcal/kg).

$$PCI_{\text{combustible}} = PCI \cdot (1 - w) - 600 \cdot w$$

donde w es la humedad del combustible.

Con ésto, el balance de la caldera queda como:

$$m_{\text{combustible}} \cdot PCI_{\text{combustible}} + m_{\text{aire}} \cdot c_{p,\text{aire}} \cdot T_{\text{aire}} + m_{\text{agua}} \cdot h_{\text{agua}} = \dot{Q} \\ \dot{Q} = m_{\text{vapor}} \cdot h_{\text{vapor}} + m_{\text{gases}} \cdot c_{p,\text{gases}} \cdot T_{\text{gases}} + (m_{\text{agua}} - m_{\text{vapor}}) \cdot h_{\text{purgas}} + P$$

Si tenemos en cuenta que las purgas van a ser pequeñas (la masa de agua será igual a la de vapor) y que los gases de combustión están formados principalmente por el aire aportado se nos simplifica la ecuación, quedando:

$$m_{\text{combustible}} \cdot PCI_{\text{combustible}} = m_{\text{vapor}} (h_{\text{vapor}} - h_{\text{agua}}) + m_{\text{gases}} \cdot c_{p,\text{gases}} (t_{\text{gases}} - t_{\text{aire}}) + P$$

5.2 Cantidad de vapor necesaria

La cantidad de vapor tiene que ser tal que caliente el alambique y consiga la ebullición de la mezcla que este contiene. El vapor generado cederá en el alambique gran parte de su calor a la mezcla.

El vapor se formará en un tiempo de una hora. Desde que se empieza a formar el vapor se irá llevando a la caldera con la presión adecuada en un tiempo de 6 horas, que es el tiempo necesario para una correcta ebullición de la mezcla. Por tanto, la caldera deberá tener un volumen tal que se pueda almacenar el vapor formado mientras va saliendo a la velocidad deseada.

Según calculamos en el apartado 2.2, la cantidad de calor necesaria para la ebullición de la mezcla es de 793000 kcal. Además necesito que el vapor llegue al alambique con una cierta presión, para que el calentamiento sea efectivo en el tiempo deseado.

La presión del vapor a la salida de la caldera la estableceremos en 2,5 kg/cm², que es una presión de diseño adecuada para las necesidades del proceso.

Mirando en las tablas de vapor de agua saturado, tenemos que el vapor de agua a una presión de 2,5

kg/cm² se encuentra a una temperatura de 127,4°C, por lo que esta será la temperatura necesaria del vapor a la salida de la caldera.

A la temperatura de 127,4°C, la entalpía del vapor de agua es de 648,944 kcal/kg.

Con estos valores podemos calcular la cantidad de vapor necesaria mediante la siguiente expresión:

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{necesario}}}{H_g} = \frac{793000 \text{ kcal}}{648,944 \text{ kcal/kg}} = 1221,98 \text{ kg} \approx 1222 \text{ kg}$$

El agua de entrada a la caldera lo hace directamente desde un depósito anexo a la caldera y tiene una temperatura de 15°C, con una entalpía de 15,03 kcal/kg.

La cantidad de combustible deberá ser tal que en la combustión todo el agua se evapore para obtener el vapor saturado.

5.3 Gases de combustión

Según la bibliografía tras el proceso de combustión, utilizando como combustible orujillo de aceituna, los gases de combustión presentan la siguiente composición:

Gas de combustión	% molar
CO ₂	17,84
CO	0
NO _x	0,25
SO ₂	1,50·10 ⁻²
H ₂ O	15,62
O ₂	7,5
N ₂	58,78

El calor específico medio de los gases de combustión lo calculamos de la siguiente manera:

$$c_{p, gases} = \sum c_{p, gasi} \cdot x_i = c_{p, CO_2} \cdot x_{CO_2} + c_{p, N_2} \cdot x_{N_2} + c_{p, NO_x} \cdot x_{NO_x} + c_{p, SO_2} \cdot x_{SO_2} + c_{p, H_{20}} \cdot x_{H_{20}} + c_{p, O_2} \cdot x_{O_2}$$

Los calores específicos de cada gas por separado los posemos calcular con las siguientes correlaciones encontradas en la bibliografía.

Despreciando los términos de SO₂ y No_x por ser muy cercano a cero, nos quedan los siguientes valores de calores específicos, en función de la temperatura de salida de los gases de combustión:

$$c_{p, H_{20}} = \frac{34,42 + 0,000628 \cdot T + 0,00000561 \cdot T^2}{18,016} \cdot \frac{274 \text{ K}}{1^\circ\text{C}} \cdot \frac{0,239006 \text{ kcal}}{1 \text{ kJ}} \quad \text{kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$c_{p, CO_2} = \frac{43,29 + 0,011472 \cdot T - 818519 \cdot T^{-2}}{44,011} \cdot \frac{274 \text{ K}}{1^\circ\text{C}} \cdot \frac{0,239006 \text{ kcal}}{1 \text{ kJ}} \quad \text{kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$c_{p, O_2} = \frac{34,62 + 0,00108 \cdot T - 785862 \cdot T^{-2}}{32} \cdot \frac{274 \text{ K}}{1^\circ\text{C}} \cdot \frac{0,239006 \text{ kcal}}{1 \text{ kJ}} \quad \text{kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$c_{p, N_2} = \frac{27,21 + 0,004187 \cdot T}{28,016} \cdot \frac{274 \text{ K}}{1^\circ\text{C}} \cdot \frac{0,239006 \text{ kcal}}{1 \text{ kJ}} \quad \text{kcal/kg}^\circ\text{C}$$

Los gases de combustión ceden en el interior de la caldera gran parte de su calor al agua, provocando que ésta pase de una temperatura de 15°C a otra de 127,4°C.

Para que el vapor de agua salga a una temperatura de 127,4°C establecemos una temperatura de los gases de combustión a la salida de 150°C. El hecho de tomar como valor aproximado este valor es para tener un salto de temperaturas adecuado que favorezca la transmisión de calor.

A esta temperatura el valor del calor específico de los gases, calculado mediante las correlaciones anteriores, es igual a:

$$cp_{gases} = 0,3638 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

En cuanto a la cantidad de gases de combustión producidos haremos uso de una suposición aceptada en este tipo de cálculos. Como los gases de combustión están formados fundamentalmente por el aire aportado para la combustión se puede suponer que:

$$m_{aire} = m_{gases}$$

5.4 Cantidad necesaria de comburente (aire)

Para el cálculo de la cantidad de aire necesaria nos basaremos en una correlación de sobra admitida en la bibliografía especializada. Tal correlación dice que, para el proceso de combustión, se necesitan 11,2 m³ de aire en condiciones normales por cada 10000 kcal que deseen producirse, para así obtener una combustión completa (con oxígeno en exceso).

Como en nuestro proceso necesitamos producir 793000 kcal, el volumen de aire en condiciones normales necesario para tal fin debe ser:

$$V_{aire} = 888,16 \text{ m}^3$$

La densidad del aire a 15°C se calcula con la siguiente correlación:

$$\rho_{aire} = \frac{101325}{287,4986 \cdot T} = 1.2216 \text{ kg/m}^3$$

Resultando la cantidad de aire necesaria de:

$$m_{aire} = \rho_{aire} \cdot V_{aire} = 1085 \text{ kg}$$

5.5 Rendimiento de la caldera

El rendimiento de la caldera se mide conforme al cociente entre la cantidad de calor aportado con respecto a la cantidad de calor producido. El cálculo se realiza con la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{m_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{agua})}{PCI_{combustible} \cdot m_{combustible}}$$

siendo a su vez el rendimiento igual a:

$$\eta = 100 - P$$

Las pérdidas producidas son fundamentalmente debidas al calor sensible de los gases de la combustión. Éste calor puede aprovecharse, y el mejor sitio para ello es en un economizador situado a la salida de la caldera, en el que se aproveche el calor sensible de los gases de combustión en precalentar el agua de entrada a la caldera, lo que supondrá un ahorro de combustible.

Para que las suposiciones realizadas sean efectivas es necesario que la caldera esté bien aislada térmicamente.

5.6 Combustible

Como se dijo en la memoria descriptiva, como combustible se utilizará biomasa, concretamente orujillo de aceituna. Este combustible presenta una humedad del 12% y un poder calorífico inferior de 4280 kcal/kg, por lo que el poder calorífico del combustible será:

$$PCI_{combustible} = PCI \cdot (1 - w) - 600 \cdot w = 4280 \text{ kcal/kg} \cdot (1 - 0,12) - 600 \cdot 0,12 = 3695 \text{ kcal/kg}$$

La cantidad de combustible se calcula haciendo uso de la expresión del balance global:

$$m_{combustible} \cdot PCI_{combustible} = m_{vapor} (h_{vapor} - h_{agua}) + m_{gases} \cdot c_{p,gases} \cdot (t_{gases} - t_{aire}) + P$$

Aplicando todos los valores establecidos nos queda:

$$m_{combustible} = 224,1 \text{ kg}$$

$$\eta = 93,63 \%$$

Con el economizador que hemos calculado en el siguiente apartado, conseguimos que el agua en vez de entrar a 15°C lo haga a 40,5°C, consiguiendo un ahorro de combustible tal que:

	Sin economizador	Con economizador
Temperatura de entrada del agua (°C)	15,0000	40,5000
Entalpía de entrada del agua (kcal/kg)	15,0300	40,5699
Combustible necesario (kg)	224,1000	214,6000

Por tanto el ahorro de combustible es del 4,5% en cada destilación.

5.7 Dimensionamiento de la caldera elegida

Como se indica en la memoria descriptiva, la caldera elegida es la caldera OLMAR OL-V-30.

Las dimensiones y los parámetros básicos los recogemos en la siguiente tabla:

Modelo		OL-V-30
Presión de diseño (kg/cm ²)		8
Producción	Vapor (kg/h)	1250
	Calorífica (kcal/h)	793000
Dimensiones	Altura (m)	4,05
	Diámetro (m)	1,8
Conexiones	Salida de vapor (mm)	50
	Entrada agua (mm)	25
	Diámetro chimenea (mm)	400
Peso vacío (kg)		6300

6. Cálculo del economizador

El diseño térmico del economizador lo haremos en torno a la ecuación de Fourier:

$$Q = -U \cdot A \cdot (\Delta T)_m$$

El calor que se pone en juego en esta etapa es el que llevan los gases a la salida de la combustión. Este calor podemos calcularlo como:

$$Q_{gases} = Q_{combustible} - Q_{vapor}$$

$$Q_{combustible} = m_{combustible} \cdot PCI_{combustible} = 224,1 \text{ kg} \cdot 3695 \text{ kcal/kg} = 828049,5 \text{ kcal}$$

$$Q_{vapor} = 793000 \text{ kcal}$$

$$Q_{gases} = 828049,5 \text{ kcal} - 793000 \text{ kcal} = 35049,5 \text{ kcal}$$

Como el proceso se efectuó en una hora:

$$Q_{gases} = 35049,5 \text{ kcal/h}$$

Si el intercambiador tuviera un área infinita, la transmisión de calor sería del 100 %, lográndose alcanzar la temperatura máxima de mezcla. Así los gases de combustión y el agua saldrían a la misma temperatura. La determinación de esta temperatura máxima de mezcla se hace de la siguiente manera:

$$m_{agua} \cdot c_{p, agua} \cdot (T_{mezcla} - T_{1, agua}) = m_{gases} \cdot c_{p, gases} \cdot (T_{1, gases} - T_{mezcla})$$

$$1222 \text{ kg} \cdot 1,00048 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \cdot (T_{mezcla} - 15^\circ\text{C}) = 1085 \cdot 0,3638 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \cdot (150^\circ\text{C} - T_{mezcla})$$

$$T_{mezcla} = 48^\circ\text{C}$$

Como el condensador no es ideal, los fluidos a la salida no saldrán a la temperatura máxima de mezcla. Para que se produzca una buena transferencia de calor impondremos un salto de

temperaturas a la salida de 15°C. Así las temperaturas de las corrientes a la salida serán:

$$\begin{aligned}T_{agua,2} &= 40,5 \text{ }^{\circ}\text{C} \\T_{gases,2} &= 55,5 \text{ }^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

El incremento de temperatura logarítmico de nuestro proceso de condensación podemos calcularlo mediante la siguiente expresión:

$$(\Delta T)_m = \frac{(T_{gases,1} - T_{agua,1}) - (T_{gases,2} - T_{agua,2})}{\ln\left(\frac{(T_{gases,1} - T_{agua,1})}{(T_{gases,2} - T_{agua,2})}\right)}$$

$$(\Delta T)_m = \frac{(150 - 15) - (55,5 - 40,5)}{\ln\left(\frac{(150 - 15)}{(55,5 - 40,5)}\right)}$$

$$(\Delta T)_m = 54,61 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

6.1 Primera iteración

Para calcular el área del intercambiador empezaremos por suponer un coeficiente global de transmisión (U). Para un sistema de intercambio de calor entre gases de combustión y agua el U de diseño según las tablas será igual a:

$$U = 100 \frac{\text{kcal}}{^{\circ}\text{C m}^2 \text{ h}}$$

La idea es diseñar un intercambiador de calor de carga y tubos. Para el diseño tendremos que calcular un factor de corrección, que depende de la capacidad y la efectividad del intercambiador:

$$\text{Capacidad} = R = \frac{T_{gas,1} - T_{gas,2}}{t_{agua,2} - t_{agua,1}} = \frac{150 - 56,6}{41,6 - 15} = 3,51$$

$$\text{Efectividad} = E = \frac{t_{agua,2} - t_{agua,1}}{T_{gas,1} - T_{agua,1}} = \frac{41,6 - 15}{150 - 15} = 0,197$$

Mirando en un ábaco con estos valores tenemos que:

$$F = \text{factor de corrección} = 0,9$$

Con este valor del coeficiente global de transmisión de calor, el área aproximada del intercambiador nos queda:

$$A_{\text{aproximada}} = \frac{Q_{\text{gases}}}{F \cdot (\Delta T)_m \cdot U} = \frac{35049,5 \text{ kcal/h}}{0,9 \cdot 54,61 \text{ }^{\circ}\text{C} \cdot 100 \frac{\text{kcal}}{\text{ }^{\circ}\text{C m}^2 \text{ h}}} = 7,13 \text{ m}^2 \approx 77 \text{ ft}^2$$

Con respecto a este área aproximada diseñaremos un intercambiador apropiado.

Como hemos comentado, el intercambiador será del tipo carcasa y tubos, con los gases circulando por el interior de los tubos y el agua por el lado de la carcasa, ya que así se produce un mayor aprovechamiento del calor que porta el fluido caliente.

Los parámetros para este intercambiador (normalizados según TEMA) que elegiremos serán:

- Tubos de acero al carbono (A-106) clase S. ($K = 60,5 \text{ W/mK}$)
- Diámetro de la carcasa = $0,2032 \text{ m}$
- Número de tubos en el interior de la carcasa = 32 tubos
- $A = 75 \text{ ft}^2 = 6,97 \text{ m}^2$
- Dos pasos por tubo (2-P)
- Paso de tubos = $15/16'' = 0,024 \text{ m}$
- Disposición triangular
- $L = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$
- $D_e = 3/4'' = 0,01905 \text{ m}$
- 4 pantallas, separadas $0,8 \text{ m}$ entre sí

Para calcular el diámetro interno D_i es necesario conocer el espesor de los tubos y para ello basta con conocer el schedule ya que éste se corresponde con un determinado valor del espesor según el diámetro nominal.

$$\text{schedule} = \frac{1000 \cdot P}{\sigma}$$

donde:

P :presión de servicio. En nuestro caso $P = 2,5 \text{ kg/cm}^2$

σ : fatiga máxima admisible = 13800 psi = 970,237 kg/cm²

$$schedule = \frac{1000 \cdot 2,5}{970,237} = 2,577$$

Teniendo en cuenta el valor calculado elegimos un schedule normalizado, concretamente un schedule 10. Según esto, el espesor de la tubería es de 3,40036 mm, quedando el diámetro interno como :

$$D_i = D_e - 2 \cdot \text{espesor} = 19,05 \text{ mm} - 2 \cdot 3,4036 = 12,2428 \text{ mm}$$

Con todos estos valores puedo calcular el coeficiente de transmisión global real (U_{real})

Nuestros fenómenos de transferencia de calor en el intercambiador son la conducción y la convección forzada (el agua llega al intercambiador a través de una bomba). Por tanto, el valor del coeficiente global de transmisión dependerá de estos dos fenómenos.

Para el cálculo de la convección necesitaremos conocer los coeficientes de película.

El valor del coeficiente global de transmisión de calor (U) se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{A_e}{A_i \cdot h_i} + \frac{1}{h_e} + \frac{A_e}{K \cdot A_m} + \frac{A_e}{A_i \cdot h_{si}} + \frac{1}{h_{se}}$$

donde:

h_e : coeficiente de película exterior debido a la convección

h_{se} : coeficiente de película exterior debido suciedad de los tubos

h_i : coeficiente de película interior debido a la convección

h_{si} : coeficiente de película interior debido suciedad de los tubos

K : conductividad del material nebliné

A_m : área media de la pared calculada con el diámetro logarítmico (D_m)

El coeficiente de película exterior referido a la suciedad exterior de los tubos podemos despreciarlo.

Suponemos que la cantidad de agua para el proceso es igual a la cantidad de vapor generado (no sobra nada de agua) y que la masa de aire es igual a la masa de gases de combustión. Para el proceso completo necesitamos las siguientes cantidades.

$$\begin{aligned} m_{gases} &= 1085 \text{ kg} \\ m_{agua} &= 1222 \text{ kg} \end{aligned}$$

Hemos estimado que el proceso de formación de vapor en la caldera durará una hora, por lo que los flujos másicos de agua y gases de combustión serán los siguientes

$$\begin{aligned} \dot{m}_{gases} &= 0,302 \text{ kg/s} \\ \dot{m}_{agua} &= 0,34 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

6.1.1 Cálculo del coeficiente de película interior (h_i)

Los gases de combustión circularán por el interior de los tubos, mientras que el agua lo hará por el lado de la carcasa.

Para el cálculo de h_i necesitamos calcular los números adimensionales de Reynolds, Nusselt y Prandtl.

$$h_i = \frac{Nu \cdot K}{D}$$

Para el cálculo del coeficiente de película interior necesito las propiedades a la temperatura media de película:

$$t_m = \frac{t_{gases\ 1} + t_{gases\ 2}}{2} = \frac{150^\circ\text{C} + 55,5^\circ\text{C}}{2} = 102,75^\circ\text{C}$$

A esa temperatura tenemos que las propiedades de los gases de combustión son las siguientes:

$$\begin{aligned}\mu &= 21,98 \cdot 10^{(-6)} \text{Ns/m}^2 \\ K &= 31,22 \cdot 10^{-3} \text{W/mK} \\ Pr &= 0,7103 \\ \rho &= 0,938 \text{kg/m}^3\end{aligned}$$

$$Re_i = \frac{D_i \cdot \rho \cdot u}{\mu}$$

donde:

$$u = \frac{F_{gases}}{S_{tubos}} = \frac{\frac{m_{gases}}{\rho}}{S \cdot n^\circ \text{ de tubos}} = \frac{\frac{0,302 \text{ kg/s}}{0,938 \text{ kg/m}^3}}{\frac{\pi \cdot 0,01225^2 \text{ m}^2}{4} \cdot 32} = 85,37 \text{ m/s}$$

$$Re_i = \frac{0,01225 \cdot 0,938 \cdot 85,37}{21,98 \cdot 10^{-6}} = 44628,93$$

Como este numero de Reynolds implica flujo turbulento utilizaremos la correlación de Sieder - Tate para determinar el número de Nusselt.

$$Nu_i = 0,027 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{(1/3)}$$

$$Nu_i = 0,027 \cdot 44628,93^{0,8} \cdot 0,7103^{(1/3)} = 126,4$$

Con todos los parámetros calculados ya podemos calcular el coeficiente de película interior:

$$h_i = \frac{126,4 \cdot 31,22 \cdot 10^{-3} \text{W/mK}}{0,01225 \text{ m}} = 322 \text{W/m}^2\text{K}$$

6.1.2

Cálculo del coeficiente de película exterior (h_e)

Para el cálculo del coeficiente de película exterior se sigue un procedimiento similar.

$$T_m = \frac{T_{agua,1} + T_{agua,2}}{2} = \frac{15^\circ\text{C} + 40,5^\circ\text{C}}{2} = 27,75^\circ\text{C}$$

Las propiedades del agua a 27,75°C son:

$$\begin{aligned} \nu &= 0,8317 \cdot 10^{(-6)} \text{ m}^2/\text{s} \\ K &= 613,28 \cdot 10^{(-3)} \text{ W/mK} \\ Pr &= 5,4046 \\ \rho &= 996,778 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 829,05 \cdot 10^{-6} \end{aligned}$$

El numero de Reynolds para el flujo exterior de los tubos se calcula de la siguiente manera:

$$Re_D = \frac{D_e' \cdot G_e}{\mu}$$

donde:

$$D_e' = \text{diametro equivalente de carcasa}$$

$$G_e = \frac{\dot{m}}{a_x}$$

El termino a_x se refiere al área de la superficie transversal del flujo y se calcula como:

$$a_x = D_c \cdot B \frac{P_t - d_e}{P_t}$$

donde :

B: distancia entre deflectores consecutivos = 0,8 m

P_t : Paso entre tubos = 0,024 m

d_e : Diámetro exterior de los tubos = 0,01905 m

$$a_x = 0,2032 \cdot 0,8 \, m \frac{0,024 - 0,01905 \, m}{0,024 \, m} = 0,04224 \, m^2$$

El diámetro equivalente de carcasa se calcula de la siguiente manera:

$$D_e' = \frac{4 \cdot ((1/2 \cdot P_t^2 \cdot B) - (1/2 \cdot \pi \cdot d_e^2 / 4))}{1/2 \cdot \pi \cdot d_e} = 0,0117 \, m$$

$$G_e = \frac{0,34 \, kg/s}{0,04224 \, m^2} \cdot \dot{v} = 7,8125 \, kg/m^2 s$$

$$Re_D = \frac{0,0117 \, m \cdot 7,8125 \, kg/m^2 s}{829,05 \cdot 10^{-6} \, Ns/m^2} = 110,25$$

El Reynolds supone régimen laminar, por lo que utilizaremos la siguiente correlación para el cálculo del número de Nusselt:

$$Nu_e = 0,36 \cdot Re_D^{0,55} \cdot Pr^{(1/3)}$$

$$Nu_e = 0,36 \cdot 110,25^{0,55} \cdot 5,4056^{(1/3)} = 8,39$$

Con esto, el coeficiente de película exterior nos queda como:

$$h_e = \frac{Nu \cdot K}{D_e'} = \frac{8,39 \cdot 613,28 \cdot 10^{-3}}{0,0117} = 439,92 \, W/m^2 K$$

6.1.3 Cálculo del coeficiente de película interior por suciedad (h_{si})

Este dato se encuentra tabulado, siendo su valor para el agua de ciudad a menos de 50°C y a una velocidad menor de 0,9 m/s igual a:

$$h_{si} = 5681,8 \, W/m^2 K$$

6.1.4 Cálculo del área media de los tubos

$$A_m = \left(\frac{D_{ml}}{2}\right)^2 m^2 * \pi$$

$$D_{ml} = \frac{D_e - D_i}{\ln(D_e/D_i)} = \frac{0,01905 - 0,01225}{\ln(0,01905/0,01225)} = 0,0154 \text{ m}$$

$$A_m = \left(\frac{0,0154}{2}\right)^2 * \pi = 1,863 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Con todos los coeficientes anteriores podemos calcular el coeficiente de transmisión global real para nuestro proceso:

$$\frac{1}{U} = \frac{A_e}{A_i \cdot h_i} + \frac{1}{h_e} + \frac{A_e \cdot \text{schedule}}{K \cdot A_m} + \frac{A_e}{A_i \cdot h_{si}}$$

$$U = 115,8 \text{ kcal/hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_{real} = \frac{35049,5}{115,8 * 54,61 * 0,9} = 6,16 \text{ m}^2$$

El área real ha salido aproximada al área supuesta pero el error sigue siendo apreciable por lo que realizaremos otra iteración:

$$\text{Error} = \frac{6,97 - 6,16}{6,97} \cdot 100 = 11,62\%$$

6.2 Segunda iteración

Los parámetros elegidos para esta segunda iteración son:

- Tubos de acero al carbono (A-106) clase S. (K = 60,5 W/mK)
- Diámetro de la carcasa = 0,2032 m
- Número de tubos en el interior de la carcasa = 26 tubos
- A = 61 ft² = 5,67 m²
- Cuatro pasos por tubo (4-P)
- Paso de tubos = 15/16" = 0,024 m
- Disposición triangular

- $L = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$
- $D_e = 3/4'' = 0,01905 \text{ m}$
- pantallas, separadas 0,8 m entre sí

Con esto tenemos que :

$$A_{aprox} = 5,67 \text{ m}^2; U = 125,77 \frac{\text{kcal}}{^{\circ}\text{C m}^2 \text{ h}}$$

Tras repetir los cálculos nos queda lo siguiente:

$$\begin{aligned} u_{agua} &= 105,7 \text{ m/s} \\ Re_i &= 54926,25 \\ Nu_i &= 149,16 \\ h_i &= 380,16 \text{ W/m}^2 \text{ K} \\ h_e &= 439,92 \text{ W/m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$U = 128,633 \text{ kcal/hm}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$A_{real} = \frac{35049,5}{128,633 * 54,61 * 0,9} = 5,55 \text{ m}^2$$

El área real ha salido muy aproximada al área supuesta por lo que no tendremos que volver a iterar:

$$Error = \frac{5,67 - 5,55}{5,67} \cdot 100 = 2,12 \%$$

Por tanto nos quedamos con el segundo intercambiador calculado, y ese será nuestro economizador para la caldera de vapor.

6.3 Cálculo de las pérdidas de carga

6.3.1 Pérdida de carga del lado de los tubos

La pérdida de carga en el lado de los tubos se compone de la pérdida que producen los propios tubos más la motivada por los cambios de dirección u de sección cuando salen de un paso para entrar en el siguiente.

La pérdida de carga debida a los propios tubos las calcularemos por la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$\Delta P = \frac{L \cdot f}{D} \cdot \frac{G^2}{2 \cdot \rho_{gases}}$$

donde:

$$\begin{aligned}\rho_{gases} &= 0,938 \text{ kg/m}^3 \\ f &= 0,184 \cdot R e^{-0,2} = 0,184 \cdot 44628,93^{-0,2} = 0,02162 \\ D &= 0,01225 \text{ m} \\ G &= 98,55 \text{ kg/m}^2 \text{ s}\end{aligned}$$

$$\Delta P = 33441 \text{ Pa}$$

Las pérdidas debidas a los cambios de dirección se calculan con la siguiente expresión:

$$\Delta P = \frac{(n-1) \cdot G^2}{2 \cdot \rho}$$

donde:

n: numero de pantallas = 4

$$\Delta P = 15531 \text{ Pa}$$

La pérdida de carga total del lado de los tubos será igual a:

$$\Delta P = 33441 + 15531 = 48972 \text{ Pa} = 0,5 \text{ kg/cm}^2$$

6.3.2 Pérdida de carga del lado de la carcasa

El calculo de la perdida de carga del lado de la carcasa se realiza conforme a la siguiente expresión:

$$\Delta P = \frac{f \cdot D_c \cdot (N+1) \cdot G^2}{2 \cdot \rho \cdot D_e}$$

donde:

$$f(abaco) = 0,8$$

$$\Delta P = \frac{0,8 \cdot 0,2032 \cdot (4+1) \cdot 7,8125^2}{2 \cdot 996,8 \cdot 0,0117}$$

$$\Delta P = 2 Pa \approx 0$$

Tras estos últimos cálculos concluimos que la pérdida de carga en el interior de los tubos es admisible y que en la parte de la carcasa es prácticamente nula, por lo que nos reiteramos en el buen funcionamiento del intercambiador elegido.

7. Cálculos numéricos en el dimensionamiento del tanque de alcohol de 96°

7.1 Cálculo de la presión de vapor a 15°C del alcohol etílico

Para elegir la presión de diseño debemos conocer la presión de vapor del etanol a la temperatura de 15°C.

$$P_v = \exp(C_1 + C_2/T + C_3 \cdot \ln T + C_4 \cdot T^{C_5})$$

Para el etanol tenemos que:

$$C_1 = 74,475; C_2 = -7164,3; C_3 = -7,327; C_4 = 3,1340 \cdot 10^{-6}; C_5 = 2$$

$$P_v = \exp(74,475 - 7164,3/288 - 7,327 \cdot \ln 288 + 3,1240 \cdot 10^{-6} \cdot 288^2)$$

$$P_v = 4296,53 Pa = 42,9653 mbar$$

7.2 Cálculo de las dimensiones del tanque

El tanque lo diseñaremos para que tenga una capacidad de 15000 litros. Por razones de espacio, fijamos la altura de este en 2,8 m, resultando el diámetro igual a:

$$Q = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot Hg$$

$$D = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot Hg}} = \sqrt{\frac{15 \cdot 4}{\pi \cdot 2,8}} = 2,62 \text{ m}$$

Para este tipo de tanque se recomienda que, por motivos de estabilidad, la altura sea igual o mayor que el radio, hecho que se cumple en nuestro diseño.

7.3 Cálculo de la carcasa

Para el cálculo de las dimensiones de las chapas tenemos los siguientes datos:

$$H_g = 2,8 \text{ m}$$

$$D = 2,62 \text{ m}$$

$$n_{\text{virolas}} = 4$$

$$e_{\text{min}} = 2 \text{ mm}$$

La norma dice que la longitud de la virola debe ser al menos de 1 metro, por lo que nosotros la estableceremos en 1,031m.

El ancho de la virola será de:

$$a = \frac{H_g}{n} = \frac{2,8}{4} = 0,7 \text{ m}$$

El número de chapas para cada virola necesarias se calcula de la siguiente manera:

$$n = \frac{\pi(D + t_{\max})}{L} = \frac{\pi(2,62 + 2 \cdot 10^{-3})}{1,031} = 8$$

El número total de chapas para la carcasa es igual a :

$$n_{\text{total}} = n_{\text{virola}} \cdot n_{\text{chapas}} = 8 \cdot 4 = 32$$

7.4 Cálculo del fondo

Utilizaremos las mismas chapas que en el caso de la carcasa.

$$A_{\text{fondo}} = r^2 \cdot \pi = 1,31^2 \cdot \pi = 5,39 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{chapa}} = a \cdot L = 0,7 \cdot 1,031 = 0,7217 \text{ m}^2$$

El número de chapas necesarias para construir el fondo son:

$$n = \frac{A_{\text{fondo}}}{A_{\text{chapa}}} = \frac{5,39}{0,7217} = 7,49$$

El número de chapas necesarias realmente supondrá un 20% más de lo calculado por lo que:

$$n_{\text{real}} = 7,49 + 7,49 \cdot 0,2 = 9$$

7.5 Cálculo de los espesores de las virolas

El espesor mínimo de las chapas que forman la carcasa debe ser, como ya se ha dicho, de 2 mm o el mayor valor calculado de las dos siguientes fórmulas:

$$e_c = \frac{D}{20S} \{98 W (H_c - 0,3) + p\} + c$$

$$e_t = \frac{D}{20S_t} \{98 W_t (H_c - 0,3) + p_t\}$$

donde

c es el margen de corrosión, en mm;

D es el diámetro del tanque, en m;

e_c es el espesor de la carcasa requerido para las condiciones de diseño, en mm;

e_t es el espesor de la carcasa requerido para las condiciones de ensayo, en mm;

H_c es la distancia desde el fondo de la virola considerada hasta la altura total del depósito

p es la presión de diseño en mbar;

p_t es la presión de ensayo.

S es la tensión de diseño admisible

S_t es la tensión de ensayo admisible

W es la densidad máxima de diseño del líquido en condiciones de almacenamiento en kg/l;

W_t es la densidad máxima de diseño para el medio del ensayo, en kg/l;

Los datos necesarios para este cálculo son:

$$c = 0,3750 \text{ mm}$$

$$D = 2,62 \text{ m}$$

$$p = 60 \text{ mbar}$$

$$p_t = 66 \text{ mbar}$$

$$S = 206,67 \text{ MPa}$$

$$S_t = 232,5 \text{ MPa}$$

$$W = 0,789 \text{ kg/l}$$

$$W_t = 1 \text{ kg/l}$$

En la siguiente tabla recogemos el cálculo de los espesores necesarios:

Virola	H_c (m)	e_c (mm)	e_t (mm)	$e_{\text{mínimo}}$ (mm)	tolerancia de espesor (mm)	e_{adoptado} (mm)
1	2,80000	0,53556	0,17523	2,00000	0,37500	2,00000
2	2,10000	0,50125	0,13658	2,00000	0,37500	2,00000
3	1,40000	0,46694	0,09793	2,00000	0,37500	2,00000
4	0,70000	0,43264	0,05927	2,00000	0,37500	2,00000

7.6 Cálculo del techo fijo

$$A_{techo} = \frac{r^2 \cdot \pi}{\cos \alpha}$$

siendo α igual a:

$$\alpha = \arctan(m) = \arctan(1/5) = 11,31^\circ$$

$$A_{techo} = \frac{1,31^2 \cdot \pi}{\cos 11,31} = 5,5 \text{ m}^2$$

El numero de placas necesarias será de:

$$n = \frac{A_{techo}}{A_{chapa}} = \frac{5,5}{1,031 \cdot 0,7} = 7,62$$

El número real de chapas será de:

$$n_{real} = 7,62 + 7,62 \cdot 0,2 \approx 10$$

7.7 Cálculo del área de compresión

$$A = \frac{50 \cdot P_c \cdot R^2}{S_c \cdot \alpha}$$

$$P_c = P_{diseño} - P_{eso_{techo}}$$

El peso de las chapas del techo se calcula de la siguiente manera:

$$\rho_{acero} = 7900 \text{ kg/m}^3$$

$$m_{techo} = V_{techo} \cdot \rho_{acero} = [10 \cdot 1,031 \cdot 0,005 \cdot 0,7] \cdot 7900 = 285,07 \text{ kg}$$

La presión ejercida por el techo sobre el tanque será igual a :

$$P_{techo} = \frac{m_{techo}}{A_{techo}} = \frac{285,07 \text{ kg}}{5,5 \cdot 10^4 \text{ cm}^2} = 5,1831 \cdot 10^{-3} \text{ kg/cm}^2 = 5,7 \text{ mbar}$$

Por tanto la presión interna del tanque será igual a:

$$P_c = P_v - P_t = 60 \text{ mbar} - 5,7 \text{ mbar} = 54,3 \text{ mbar}$$

$$A_{compresión} = \frac{50 \cdot P_c \cdot R^2}{S_c \cdot \alpha} = \frac{50 \cdot 54,3 \cdot 1,31^2}{120 \cdot 11,31} = 3,44 \text{ mm}^2$$

8. Cálculo de las nuevas tuberías

Para el cálculo tendremos en cuenta el caudal que pasa por la tubería para dimensionar la sección deseada. Además calcularemos su espesor según el código ASA B.31 Para cada tramos de tubería propondremos una velocidad de flujo adecuada y calcularemos la sección necesaria con la siguiente formula:

$$Q = v \cdot A$$

donde:

Q : caudal volumétrico

A : Sección de la tubería

Las tuberías elegidas serán de acero inoxidable AISI 302.

La temperatura de cálculo de las tuberías será de 20°C. La fatiga admisible para este tipo de acero a 20°C es de 1318.26 kg/cm².

Por otro lado estableceremos que la presión de trabajo sea de 3 kg/cm².

Para el cálculo del espesor de la tubería utilizaremos el valor del Schedule normalizado según ANSI.

Una determinación rápida, aunque aproximada por exceso, del Schedule conveniente para una presión de trabajo P, a una cierta temperatura T, la proporciona la siguiente fórmula:

$$Schedule = \frac{1000 \cdot P}{\sigma}$$

donde σ = fatiga máxima admisible

$$Schedule = \frac{1000 \cdot 4 \text{ kg/cm}^2}{1318,26 \text{ kg/cm}^2} = 3,0431$$

Pondremos un schedule normalizado según ANSI de 10.

En la fábrica habrá cuatro tipos de tuberías diferentes cuyas características calcularemos a continuación. El resto de las conducciones se realizarán con las gomas de PVC como hasta ahora, por tratarse de pequeñas distancias (longitud menor de 3 metros).

8.1 Tuberías tipo 1

En las tuberías del tipo 1 incluimos las siguientes tuberías:

TUBERIA	LONGITUD (m)
Tubería desde el almacén principal hasta el depósito de alcohol de 96°	20
Tubería desde el depósito de alcohol de 96° al alambique	13
Tubería desde la red de aguas hasta el alambique	10
Tuberías desde el alambique (Depósito de condensado) hasta los depósitos de alcohol de 72°	17
Tubería desde el alambique (Depósito de condensado) hasta el depósito de maceración de Guinda	18

El cálculo de la tubería lo realizaremos para un caudal de 2 m³/h (0,555 l/s), que es el máximo caudal que nos da la actual bomba y es un caudal adecuado para los transportes anteriormente descritos.

La velocidad deseada en este tramo de tubería es de 1,5 m/s, que es un régimen de flujo adecuado para que no se produzcan grandes pérdidas de carga, siendo el diámetro de tubería necesario para tal efecto de:

$$Q = \frac{v \cdot D^2 \cdot \pi}{4} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,55 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 1,5 \text{ m/s}}} = 21,7156 \text{ mm}$$

El diámetro nominal normalizado según ASA será de 25,4 mm (1"), con un espesor de 2,77 mm (schedule 10), resultando su diámetro exterior de 33,40 mm.

8.2 Tuberías tipo 2

Dentro de este tipo de tuberías incluiremos las tuberías que van desde el depósito de condensado anexo al alambique hasta los trece tanques pequeños de maceración. La tubería principal se dividirá en la parte final en trece bocas para el llenado del tanque. La longitud de la tubería (antes de la división) será de 9 metros. Después de la división tendremos las siguientes longitudes adicionales de tuberías dependiendo de la posición del tanque:

DEPOSITOS	LONGITUD (m)
A (en la parte derecha de la bodega)	2
B (en la parte izquierda de la bodega)	2
C (al fondo de la bodega)	4

El caudal tomado vuelve a ser el máximo que da la bomba y la velocidad del flujo será de 2 m/s, por lo que la sección necesaria será de:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,55 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2 \text{ m/s}}} = 18,79 \text{ mm}$$

El diámetro nominal normalizado según ASA será de 19,05 mm (3/4"), con un espesor de 2,10 mm (schedule 10), resultando su diámetro exterior de 26,67 mm.

8.3 Tuberías tipo 3

Las tuberías del tipo 3 serán las que vayan desde los tres depósitos de productos almacenados hasta la línea de embotellado. Las longitudes de tubería serán las siguientes:

DEPOSITO	LONGITUD (m)
1	10
2	12
3	14

La llenadora tiene una capacidad máxima de trabajo de 500 litros a la hora. Para asegurarnos un buen flujo propondremos la velocidad de 2 m/s, por lo que necesitaremos una tubería del siguiente diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,3888 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2 \text{ m/s}}} = 9,403 \text{ mm}$$

El diámetro nominal normalizado según ASA será de 9,525 mm (3/8”), con un espesor de 1,65 mm (schedule 10), resultando su diámetro exterior de 17,14 mm.

8.4 Tuberías tipo 4

En este tipo recogemos las tuberías de entrada y salida de la caldera, tanto la de entrada de agua al economizador, como la salida de gases de la caldera

La entrada del agua se realiza con una tubería desde un depósito de 2000 litros de agua hasta la caldera, con una longitud de 10 metros. El caudal de agua es de 0.00034 m³/s y la velocidad del fluido de 1 m/s, por lo que la tubería hasta el intercambiador será del siguiente diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 1 \text{ m/s}}} = 20,8063 \text{ mm}$$

El diámetro nominal normalizado según ASA será de 25,4 mm (1”), con un espesor de 2,77 mm (schedule 10), resultando su diámetro exterior de 33,40 mm.

En el caso de los gases de salida de la caldera el caudal es de $0.000302 \text{ m}^3/\text{s}$ y la velocidad de 50 m/s por lo que el diámetro será:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,02 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 50 \text{ m/s}}} = 2,77 \text{ mm}$$

El diámetro nominal normalizado según ASA será de $3,175 \text{ mm}$ ($1/8''$), con un espesor de $1,24 \text{ mm}$ (schedule 10), resultando su diámetro exterior de $10,28 \text{ mm}$. La longitud de la tubería será de 4 metros .

9. Dimensionamiento de la bomba existente en la fábrica

En este apartado calcularemos la potencia necesaria de la bomba para llevar a cabo los bombeos por las tuberías que se calcularon en el punto anterior. El cálculo se realizará para la situación más desfavorable de cada tipo de tubería, para así comprobar si las actuales bombas son suficientes o es necesaria la compra de otro equipo.

Las características de la bomba son las siguientes:

$$\begin{aligned} P &= 0,55 \text{ kW} \\ Q_{\min} &= 0,3 \text{ m}^3/\text{h} \\ Q_{\max} &= 2 \text{ m}^3/\text{h} \\ m &= 12,5 \text{ kg} \end{aligned}$$

La potencia necesaria para mover un líquido (potencia hidráulica) con una bomba concéntrica, como la existente en la fábrica, se calcula con la siguiente expresión:

$$W = \frac{Q \cdot H \cdot \rho \cdot g}{1000}$$

donde :

Q = caudal volumétrico
 ρ = densidad del líquido
 g = aceleración de la gravedad

El termino H hace referencia a la altura de presión desarrollada por la bomba y se calcula aplicando la ecuación de la energía a la entrada y a la salida de la bomba:

$$H = H_g + h_{imp} + h_a + \frac{P_{imp} - P_a}{\rho} + \frac{v_{imp}^2 - v_a^2}{2g}$$

donde:

H_g = altura geométrica de elevación del líquido (m)

h_{imp} = pérdidas por rozamiento en el tramo de impulsión (m)

h_a = pérdidas por rozamiento en el tramo de aspiración (m)

P_{imp} = presión del líquido en el punto hacia donde se impulsa (m)

P_a = presión del líquido en el punto desde la que se impulsa (m)

v_{imp} = velocidad de impulsión (m/s)

v_a = velocidad de aspiración (m/s)

- Primer caso: Trasiego del alcohol de 96° al depósito

Los parámetros para el cálculo son los siguientes:

$$Q = 2 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_{alcohol} = 789 \text{ kg/m}^3$$

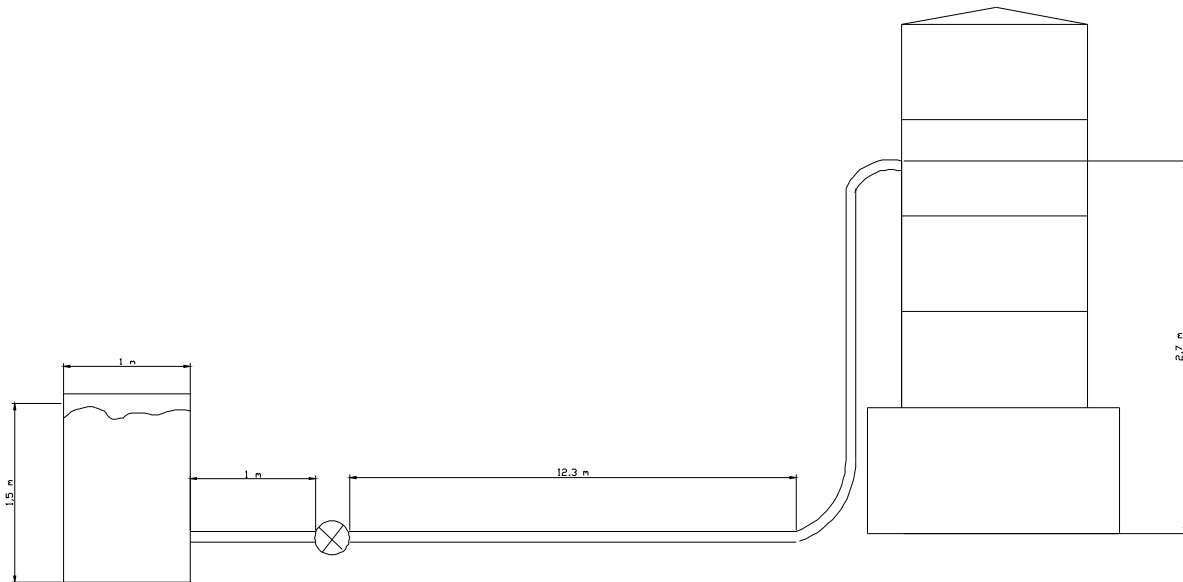
$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\mu = 1,22 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$$

$$\text{tubería de acero inoxidable AISI 302 } D_i = 25,4 \text{ mm}$$

$$L_i = 20 \text{ m}$$

La siguiente figura representa el transvase que se realiza:



Como puede observarse en la figura, necesitamos usar dos codos:

$$L_{equi} = 2 \cdot L_{curvas 90^\circ} = 2 \cdot 1,54 = 3,08 \text{ m}$$

Por otra parte tenemos que la altura geométrica que hay que salvar es de 2,7 m

$$H_g = 2,7 \text{ m}$$

Para el cálculo de la altura de impulsión usamos la siguiente expresión:

$$h_{imp} = (L_t + L_{equi}) f_{imp}$$

El termino f_{imp} hace referencia al factor de fricción y se calcula mediante la siguiente correlación:

$$f_{imp} \Rightarrow \text{abaco de Moody} \Rightarrow f(Re, k/D)$$

$$R e = \frac{D_i \cdot v_{imp} \cdot \rho}{\mu}$$

$$v_{imp} = \frac{Q}{A} = \frac{\frac{2 \text{ m}^3}{h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \cdot 0,0254^2 / 4 \text{ m}^2} = 1,0964 \text{ m/s}$$

$$R e = \frac{0,0254 \cdot 1,0964 \cdot 789}{1,22 \cdot 10^{-3}} = 18010,26$$

$$k = \text{rugosidad absoluta en función del material (acero inoxidable)} = 0,002 \text{ mm}$$

$$f_{imp} = 0,025$$

$$h_{imp} = (20 + 3,08) \cdot 0,025 = 0,577 \text{ m}$$

Las pérdidas en la aspiración se calculan de manera similar, teniendo en cuenta que la aspiración se realizará con una tubería de polietileno debido a su flexibilidad.

$$k = \text{rugosidad absoluta en función del material (PE)} = 0,007 \text{ mm}$$

$$f_{imp} = 0,025$$

$$h_a = L \cdot f_{imp} = 1 \cdot 0,025 = 0,025 \text{ m}$$

Las presiones de aspiración e impulsión se calculan de la siguiente manera:

$$P = P_{atm} + (\rho_{alcohol} \cdot g \cdot h)$$

$$P_{imp} = 101325 + (789 \cdot 9,81 \cdot 2,7) = 122223,24 \text{ Pa} = 1,24633 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = 101325 + (789 \cdot 9,81 \cdot 1,5) = 112935,14 \text{ Pa} = 1,15162 \text{ kg/cm}^2$$

Con todo esto podemos calcular la altura H:

$$H = 2,7 + 0,025 + 0,577 + \frac{12463,3 - 11516,2}{789} + \frac{1,0964^2}{2 \cdot 9,81} = 4,57 \text{ m}$$

La potencia necesaria para que la bomba impulse el líquido en las condiciones deseadas son:

$$W = \frac{5,55 \cdot 10^{-4} \cdot 4,57 \cdot 789 \cdot 9,81}{1000} = 0,01963 \text{ kW}$$

Para las bombas menores de 1kW se suele multiplicar la potencia requerida por 1,5 para obtener la potencia del motor necesario. Así:

$$W = 0,0176 \cdot 1,5 \approx 0,03 \text{ kW}$$

Tras estos cálculos concluimos que la bomba existente en la fábrica es adecuada para realizar este tipo de transvase.

- Bombeo del alcohol de 72° hasta los tanques de maceración.

$$\begin{aligned} Q &= 2 \text{ m}^3/\text{h} \\ \rho_{\text{alcohol}} &= 879,43 \text{ kg/m}^3 \\ g &= 9,81 \text{ m/s}^2 \\ \mu &= 0,00124 \text{ kg/ms} \\ \text{tubería de acero inoxidable AISI 302 } D_t &= 19,05 \text{ mm} \\ L_t &= 13 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L_{\text{equi}} = 2 \cdot L_{\text{curvas } 90^\circ} + 4 \cdot \text{Te paso recto (divisores)} = 2 \cdot 1,54 + 4 \cdot 0,15 = 3,68 \text{ m}$$

$$v_{\text{imp}} = \frac{Q}{A} = \frac{\frac{2 \text{ m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \cdot 0,01905^2 / 4 \text{ m}^2} = 1,9492 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{0,01905 \cdot 1,9492 \cdot 879,43}{1,24 \cdot 10^{-3}} = 26873,33$$

$$k = \text{rugosidad absoluta en función del material (acero inoxidable)} = 0,002 \text{ mm}$$

$$f_{imp} = 0,025$$

$$h_{imp} = (13 + 3,68) \cdot 0,025 = 0,417 \text{ m}$$

$$h_a = L \cdot f_{imp} = 1 \cdot 0,025 = 0,025 \text{ m}$$

$$P = P_{atm} + (\rho_{alcohol} \cdot g \cdot h)$$

$$P_{imp} = 101325 + (879,43 \cdot 9,81 \cdot 2) = 118579,42 \text{ Pa} = 1.20917 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = 101325 + (879,43 \cdot 9,81 \cdot 0,5) = 105638,6 \text{ Pa} = 1.07721 \text{ kg/cm}^2$$

Con todo esto podemos calcular la altura H:

$$H = 2,5 + 0,025 + 0,417 + \frac{12091,7 - 10772,1}{879,43} + \frac{1,9492^2}{2 \cdot 9,81} = 5,423 \text{ m}$$

$$W = \frac{5,55 \cdot 10^{-4} \cdot 5,423 \cdot 879,43 \cdot 9,81}{1000} = 0,02596 \text{ kW}$$

Si multiplicamos esta potencia por el factor de 1,5 tendremos la potencia real necesaria:

$$W = 0,012596 \cdot 1,5 \approx 0,04 \text{ kW}$$

- Bombeo de los productos terminados hasta la línea de embotellado

$$\begin{aligned}
 Q &= 0,5 \text{ m}^3/\text{h} \\
 \rho_{\text{producto}} &\approx 896,6 \text{ kg/m}^3 \\
 g &= 9,81 \text{ m/s}^2 \\
 \mu &\approx 0,02 \text{ kg/ms} \\
 \text{tubería de acero inoxidable AISI 302 } D_i &= 9,525 \text{ mm} \\
 L_t &= 14 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$L_{\text{equi}} = 2 \cdot L_{\text{curvas } 90^\circ} = 3,08 \text{ m}$$

$$v_{\text{imp}} = \frac{Q}{A} = \frac{\frac{0,5 \text{ m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \cdot 0,009525^2 / 4 \text{ m}^2} = 1,9491 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{0,009525 \cdot 1,9491 \cdot 896,6}{0,02} = 832,3$$

$$\begin{aligned}
 k &= \text{rugosidad absoluta en función del material (acero inoxidable)} = 0,002 \text{ mm} \\
 f_{\text{imp}} &= 0,07
 \end{aligned}$$

$$h_{\text{imp}} = (14 + 3,08) \cdot 0,07 = 1,1956 \text{ m}$$

$$h_a = L \cdot f_{\text{imp}} = 1 \cdot 0,07 = 0,07 \text{ m}$$

$$P = P_{\text{atm}} + (\rho_{\text{alcohol}} \cdot g \cdot h)$$

$$P_{\text{imp}} = 101325 + (896,6 \cdot 9,81 \cdot 2) = 118916,292 \text{ Pa} = 1.21261 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = 101325 + (896,6 \cdot 9,81 \cdot 0,5) = 105722,8 \text{ Pa} = 1.07807 \text{ kg/cm}^2$$

Con todo esto podemos calcular la altura H:

$$H = 2,5 + 0,07 + 1,1956 + \frac{12126,1 - 10780,7}{896,6} + \frac{1,9491^2}{2 \cdot 9,81} = 5,46 \text{ m}$$

$$W = \frac{1,38 \cdot 10^{-4} \cdot 5,46 \cdot 896,6 \cdot 9,81}{1000} = 0,0067 \text{ kW}$$

$$W = 0,0067 \cdot 1,5 \approx 0,01 \text{ kW}$$

- Bombeo de agua de entrada a la caldera

Los parámetros para el cálculo son los siguientes:

$$\begin{aligned} Q &= 1,224 \text{ m}^3/\text{h} \\ \rho_{\text{agua}} &= 1001 \text{ kg/m}^3 \\ g &= 9,81 \text{ m/s}^2 \\ \mu &= 1135 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms} \\ \text{tubería de acero inoxidable AISI 302 } D_t &= 25,4 \text{ mm} \\ L_t &= 10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L_{\text{equi}} = 2 \cdot L_{\text{curvas } 90^\circ} + L_{\text{Intercambiador}} = 2 \cdot 1,54 + 2,1 = 5,18 \text{ m}$$

$$H = H_g + h_{\text{imp}} + h_a + \frac{P_{\text{imp}} - P_a}{\rho} + \frac{v_{\text{imp}}^2 - v_a^2}{2g}$$

$$H_g = 1,5 \text{ m}$$

$$h_{\text{imp}} = (L_t + L_{\text{equi}}) f_{\text{imp}}$$

$$f_{\text{imp}} \Rightarrow \text{abaco de Moody} \Rightarrow f(Re, k/D)$$

$$Re = \frac{D_t \cdot v_{\text{imp}} \cdot \rho}{\mu}$$

$$v_{\text{imp}} = \frac{Q}{A} = \frac{\frac{1,224 \text{ m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \cdot 0,0254^2 / 4 \text{ m}^2} = 0,671 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{0,0254 \cdot 0,671 \cdot 1001}{1135 \cdot 10^{-6}} = 15031,2$$

$$k = \text{rugosidad absoluta en función del material (acero inoxidable)} = 0,002 \text{ mm}$$

$$f_{imp} = 0,025$$

$$h_{imp} = (10 + 5,18) \cdot 0,025 = 0,3795 \text{ m}$$

Las pérdidas en la aspiración se calculan de manera similar, teniendo en cuenta que la espiración se realizará con una tubería de polietileno debido a su flexibilidad.

$$k = \text{rugosidad absoluta en función del material (PE)} = 0,007 \text{ mm}$$

$$f_{imp} = 0,025$$

$$h_a = L \cdot f_{imp} = 1 \cdot 0,025 = 0,025 \text{ m}$$

Las presiones de aspiración e impulsión se calculan de la siguiente manera:

$$P = P_{atm} + (\rho_{alcohol} \cdot g \cdot h)$$

$$P_{imp} = 101325 + (1001 \cdot 9,81 \cdot 1,5) = 116054,71 \text{ Pa} = 1.18343 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = 101325 + (1001 \cdot 9,81 \cdot 0,5) = 106234,9 \text{ Pa} = 1.08329 \text{ kg/cm}^2$$

Con todo esto podemos calcular la altura H:

$$H = 1,5 + 0,025 + 0,3795 + \frac{11834,3 - 10832,9}{1001} + \frac{0,671^2}{2 \cdot 9,81} = 2,93 \text{ m}$$

La potencia necesaria para que la bomba impulse el líquido en las condiciones deseadas son:

$$W = \frac{3,4 \cdot 10^{-4} \cdot 2,93 \cdot 1001 \cdot 9,81}{1000} = 0,0097 \text{ kW}$$

Para las bombas menores de 1kW se suele multiplicar la potencia requerida por 1,5 para obtener la potencia del motor necesario. Así:

$$W = 0,097 \cdot 1,5 \approx 0,15 \text{ kW}$$

Como conclusión al apartado tenemos que la bomba existente en la fábrica es más que suficiente para realizar los trasvases descritos por las nuevas tuberías

10. Análisis del aumento de la producción

La producción actual de la fábrica es de unos 80000 litros al año. Teniendo en cuenta que en el mercado actual del anís (a fecha de 2008) el consumo es de unos 13,764 millones de litros, podemos hacer una estimación de la magnitud del aumento de la producción. Así, un aumento del 50% de la producción supondría llegar a la cifra de 120000 litros al año, lo cual no supondría ni un 0,01% de cuota de mercado, por lo que se trata de unas aspiraciones de ventas alcanzables. Se trata de una ampliación inicial, que podría verse aumentada en función de los resultados.

Teniendo por otra parte en cuenta las tendencias del mercado propondremos las siguientes proporciones en la producción: 5% de anís extraseco, 30% de anís seco, 10% de anís semidulce, 3% de anís esencia, 30% de anís dulce, 17% de licor de guindas y 5% de otros aguardientes y orujos.

Con estas proporciones tenemos que los litros producidos de cada bebida serán las siguientes:

BEBIDA	PORCENTAJE	LITROS / AÑO
Anís dulce	30,00%	40000
Anís seco	30,00%	40000
Anís semidulce	10,00%	12000
Anís extraseco	5,00%	6000
Anís esencia	3,00%	3600
Licor de guindas	17,00%	20400
Otros aguardientes	5,00%	6000
	100,00%	120000

- Cantidad de alcohol de 72º necesaria anualmente

Para estas cantidades de productos necesitaremos producir la siguiente cantidad de alcohol destilado

de 72°:

$$Volumen\ de\ destilado\ (72^{\circ}) = \sum V_{productos} = V_{seco} + V_{semi} + V_{dulce} + V_{extra} + V_{otros} + V_{esencia} + V_{guindas}$$

$$Volumen\ de\ destilado\ (72^{\circ}) = 25000\ l + 6664,8\ l + 19444\ l + 4166,4\ l + 2916\ l + 1749,96\ l + 9916,44\ l$$

$$Volumen\ de\ destilado\ (72^{\circ}) \approx 70000\ litros\ /año$$

El plan de destilaciones anuales será destilar 700 litros por cada destilación, y hacerlas cada 2 días, teniendo en cuenta de que no se destilan los fines de semana ni en verano. El total de destilaciones anuales será de 100 destilaciones.

Por cada destilación necesitamos 442,57 litros de alcohol por lo que la cantidad de alcohol de 96° a comprar por la fábrica la estableceremos en 54000 litros al año para así tener un margen de provisiones. Además debemos de tener en cuenta las contracciones del 2% en volumen que se producen en la mezcla de alcohol y agua.

- Cantidad anual de matalahúva

La cantidad de matalahúva necesaria para cada destilación la estableceremos en 70 kg de media. Teniendo en cuenta que el volumen de alcohol de 72° destinado a la fabricación de anisados (ya que los licores no llevan matalahúva) es de:

$$Volumen\ de\ destilado\ (72^{\circ}) = \sum V_{anises} = V_{seco} + V_{semi} + V_{dulce} + V_{extra} + V_{esencia}$$

$$Volumen\ de\ destilado\ (72^{\circ}) = 25000\ l + 6664,8\ l + 19444\ l + 4166,4\ l + 1749,96\ l = 57167,56\ l$$

De esto se concluye que son necesarias 82 destilaciones anuales (de las 100) para la elaboración de los diferentes anisados. Con esto la cantidad de matalahúva necesaria es de:

$$m_{matalahuva} = 82\ destilaciones \cdot 70\ kg\ matalahuva / destilación = 5740\ kg\ de\ matalahuva$$

La cantidad de matalahúva la estableceremos en 6500 kg anuales.

- Cantidad de guindas

Por cada litro de licor se necesitan 0,3494 kg de guindas, según lo calculado en las cantidades de mezclas. Por tanto la cantidad anual de guindas necesaria es de:

$$m_{\text{guindas}} = 0,3494 \text{ kg/l} \cdot 20400 \text{ l} = 7127,76 \text{ kg}$$

Anualmente compraremos 7700 kg de guindas.

- Cantidad de azúcar

El volumen total de jarabe lo calcularemos de la siguiente manera:

$$V_{\text{jarabe}_i} = v/v_{\text{jarabe}_i} \cdot V_i$$

El jarabe se utilizará en la elaboración de los anisados (los licores llevarán el azúcar en grano), por lo que:

$$V_{\text{jarabe}_{\text{seco}}} = 0,051 \text{ l/l} \cdot 40000 \text{ l} = 2040 \text{ l}$$

Para el resto de los anises se calcula de forma similar. Los resultados los recogemos en la siguiente tabla:

Producto	V/V	V_producto (l)	Volumen jarabe (l)
Anís seco	0,0510	40000	2040,00
Anís semidulce	0,2041	12000	2449,20
Anís extraseco	0,0357	6000	214,20
Anís dulce	0,2653	40000	10612,00
Anís esencia	0,1633	3600	587,88
TOTAL		101600	15903,30

Como por cada litro de jarabe necesitamos un litro de azúcar la cantidad de azúcar en grano anual para preparar jarabe será de 15903,30 kg.

A esta cantidad de azúcar hay que sumarle la cantidad de azúcar en grano necesaria para la

elaboración de licores.

Según el apartado de cálculo de mezclas, la cantidad de azúcar necesaria por litro de licor de guindas es de 75 g/l , por lo que necesitaremos la siguiente cantidad de azúcar en grano:

$$m_{azucar} = 0,075 \text{ kg/l} \cdot 20400 = 1530 \text{ kg}$$

Para el resto de licores estableceremos otros 1000 kg de azúcar por lo que la cantidad total de azúcar en grano necesaria anualmente es de:

$$m_{azucar} = 18433,3 \approx 19000 \text{ kg}$$

- Cantidad de agua necesaria

El agua en la fábrica se utiliza para diversas tareas, como las de limpieza, preparación de jarabe, elaboración de mezclas, alimentación de la caldera, etc.

El volumen anual de agua lo estableceremos en función de sus usos con la siguiente expresión:

$$V_{agua} = V_{alambique} + V_{mezclas} + V_{jarabe} + V_{caldera} + V_{otros}$$

$$V_{alambique} = n^{\circ} \text{ destilaciones} \cdot V_{agua}$$

Teniendo en cuenta que se realizarán anualmente 100 destilaciones, la cantidad de agua necesaria para el proceso será igual a:

$$V_{alambique} = 100 \cdot 1236,43 \text{ l} = 123643 \text{ l}$$

El volumen necesario para la elaboración de mezclas lo sacamos de manera similar a como hemos obtenido la cantidad de jarabe. Así:

Producto	V/V	V_producto (l)	Volumen jarabe (l)
Anís seco	0,3316	40000	13264,00
Anís semidulce	0,2496	12000	2995,20
Anís extraseco	0,2761	6000	1656,60
Anís dulce	0,2491	40000	9964,00
Anís esencia	0,3186	3600	1146,93

Licor de guindas	0,6700	20400	13668,00
Otros licores	0,6700	6000	4020,00
TOTAL		101600	46714,73

$$V_{mezclas} = 46714,73 \text{ l}$$

Para la preparación de jarabe se utiliza un litro de agua por cada kilogramos de azúcar por lo que la cantidad de agua necesaria será de:

$$V_{jarabe} = 15903,3 \text{ l}$$

Para el caso de la caldera tenemos que por cada destilación se necesitan 1222 kg de vapor por lo que estableceremos esa cantidad de agua de alimentación para la caldera.

$$V_{caldera} = 100 \text{ destilaciones} \cdot 1222 \text{ l/destilación} = 122200 \text{ l}$$

El agua para la limpieza, sanitarios, etc la estableceremos en 50000 litros al año.

Con estos cálculos, el volumen de agua anual será de:

$$V_{agua} = 358461,03 \text{ l} \approx 400 \text{ m}^3$$

- Cantidad de carbón activo

Según bibliografía, la cantidad de carbón activo necesaria para la decoloración del jarabe es de 0,01 kg/litro por lo que el carbón activo necesario anualmente será de:

$$m_{carbon} = 0,01 \text{ kg/l} \cdot 15903,3 \text{ l} = 159,033 \text{ kg}$$

La compra de carbón anual la estableceremos en 180 kg.

- Cantidad de orujillo de aceituna necesaria anualmente

Según lo calculado, para cada destilación necesitamos 214,6 kg de orujillo como combustible por lo

que el requerimiento anual será de:

$$m_{\text{orujillo}} = 100 \text{ destilaciones} \cdot 214,6 \text{ kg/destilación} = 21400 \text{ kg}$$

Para tener un poco de reserva de combustible compraremos anualmente 24000 kg de orujillo.

Como resumen de la nuevas necesidades de materias tenemos la siguiente tabla:

Materia prima	Cantidad anual
Alcohol etílico 96°	54000 litros
Azúcar	19000 kg
Matalahúva	6500 kg
Agua	400 m ³
Guindas	7700 kg
Carbón activo	180 kg
Orujillo de aceituna	24000 kg

11. Estudio económico

En este apartado realizaremos un breve estudio económico para establecer la cantidad de dinero que hace falta como inversión para aumentar la producción actual de la fábrica en un 50% y comprar los nuevos equipos que en este proyecto se han diseñado.

Para ello haremos uso del presupuesto calculado en otro capítulo y del estudio de análisis del aumento de la producción realizado.

11.1 Gastos anuales

Según el estudio anteriormente comentado, las cantidades anuales de materias primas necesarias para el aumento de la producción del 50% son:

Materia prima	Cantidad anual	Coste unitario	Coste anual
Alcohol etílico 96°	54000 litros	0,8 €/l	43.200,00 €
Azúcar	19000 kg	0,75 €/kg	14.250,00 €

Matahúva	6500 kg	2,3 €/kg	14.950,00 €
Agua	400 m ³	0,361150 €/m ³	144,46 €
Guindas	7700 kg	2,8 €/kg	21.560,00 €
Carbón activo	180 kg	4 €/kg	720,00 €
Orujillo de aceituna	24000 kg	0,036 €/kg	864,00 €

Además del gasto en estas materias primas hay que tener en cuenta para la inversión los costes de los siguientes conceptos:

- Electricidad

Estimamos en base a la cantidad de energía eléctrica consumida en una fábrica de las dimensiones que tiene la fábrica de “El clavel” que el consumo de energía será de 300 kWh cada mes, lo que hace una suma anual de unos 3600 kWh.

Según el anexo I de la Orden ITC/3801/2008, de 26 de diciembre, por la que se revisan las tarifas eléctricas a partir de 1 de enero de 2009, el precio de la electricidad para el consumo anteriormente especificado es de 0,112480 €/kWh.

Con esto, el coste anual de electricidad será de:

$$\text{Electricidad} = 3600 \text{ kWh} \cdot 0,112480 \text{ €/kWh} = 404,928 \text{ €}$$

- Sueldos

La fabrica contará con un jefe de producción y ventas, un operario, un administrativo y un transportista, cuyos sueldos serán de 1500 €/mes en el caso del jefe y de 1100 €/mes en el caso de los demás trabajadores.

Se pagará al final de cada mes, con dos pagas extraordinarias, que hacen un total de 14 pagas anuales.

Estos sueldos se revisarán cada principio de año en consideración de la productividad de la fábrica.

Así, el gasto de la empresa en los sueldos de sus trabajadores asciende a:

$$\text{Sueldos} = (1500 \text{ €} \cdot 14) + 3 \cdot (1100 \text{ €} \cdot 14) = 67200 \text{ € / año}$$

- Seguridad social

En concepto de seguridad social pagaremos un 30% del sueldo de los trabajadores, en concepto de contingencias comunes, desempleo y formación profesional.

Así el gasto a pagar en concepto de seguridad social asciende a:

$$\text{Seguridad Social} = 0,3 \cdot 67200 \text{ €} = 20160 \text{ €}$$

- Material de oficina

El gasto anual en material de oficina lo estableceremos en 1500 €, sin englobar posibles compras de material informático que se establecerían como gastos extraordinarios.

- Material de embalaje

Una producción anual de 120000 litros de productos terminados supone una cantidad de envases (botellas) de 70 cl, que es el formato más usual de venta, de:

$$n^{\circ} \text{ botellas} = \frac{120000 \text{ l}}{0,7 \text{ l / botella}} \approx 171500 \text{ botellas}$$

El numero de botellas de cada producto se hace en relación con la producción estimada en el análisis del aumento de la producción, recogándose a modo de resumen en la siguiente tabla:

PRODUCTO	NÚMERO DE BOTELLAS
Anís seco	51450
Anís dulce	51450
Anís semidulce	17150
Anís extraseco	8575

Anís esencia	5145
Licor de guindas	29155
Otros aguardientes	8575
TOTAL	171500

El precio de las botellas ronda lo 0,25 €/unidad, por lo que el coste total de las botellas será de:

$$botellas = 171500 \text{ unidades} \cdot 0,25 \text{ €/unidad} = 42875 \text{ €}$$

Además hay que contar con las cajas para el embalaje, que se estimará en un numero tal que en cada caja halla doce botellas:

$$n^{\circ} \text{ cajas} = \frac{171500 \text{ botellas}}{12 \text{ botellas / caja}} \approx 14300 \text{ cajas}$$

El precio de las cajas es de 0,57 €/caja por lo que:

$$cajas = 14300 \text{ cajas} \cdot 0,57 \text{ €/caja} = 8200 \text{ €}$$

El gasto destinado a embalaje se aumentará en un 10% en consideración del gasto de otro tipo de material de embalaje.

- Arrendamiento del local y la maquinaria.

Tanto el local como los equipos (alambiques, depósitos, etc.) no son propiedad del dueño de la empresa sino que se encuentran alquilados por un importe de 3000 € mensuales.

Con esto, el gasto anual en arrendamientos será de:

$$Arrendamientos = 3000 \text{ €/mes} \cdot 12 \text{ meses/año} = 36000 \text{ €/año}$$

- Publicidad

La inversión anual prevista en publicidad será de 40000 €.

Los costes de comercialización se estiman en 0,1 €/botella, por lo que:

$$\text{Comercialización} = 17150 \text{ €}$$

- Impuestos

Según lo establecido en la Ley 38/1992, de 28 de Diciembre, de impuestos especiales, los impuestos a pagar por el alcohol son de 739,97 € por hectolitro de alcohol puro.

Según lo calculado en el análisis del aumento de la producción, la cantidad de alcohol a comprar anualmente por la fábrica será de 54000 litros, por lo que el importe a pagar será de:

$$\text{Impuestos} = 399.583,8 \text{ €}$$

A modo de resumen tenemos que:

Concepto	Coste anual
Electricidad	404,93 €
Sueldos	67.200,00 €
Seguridad social	20.160,00 €
Arrendamientos	36.000,00 €
Material de oficina	1.500,00 €
Material para embotellado y embalaje	56.123,37 €
Impuestos	399.538,80 €
Publicidad	20.000,00 €
Comercialización	17.750,00 €
Teléfono / Internet/ otros	2.000,00 €

Con esto, el gasto total anual asciende a **736115,56 €**

11.2 Ingresos totales

Los ingresos totales de la fábrica procederán de la venta de los productos elaborados.

Los precios unitarios de los productos vendidos en la fábrica se recogen en la siguiente tabla:

PRODUCTO	NÚMERO DE BOTELLAS	PRECIO UNITARIO
Anís seco	51450	9,74 €
Anís dulce	51450	10,20 €
Anís semidulce	17150	9,80 €
Anís extraseco	8575	9,50 €
Anís esencia	5145	16,30 €
Licor de guindas	29155	9,89 €
Otros aguardientes	8575	10 € *

(*) precio estimado

Para este apartado se supondrá que se venden todos los productos, ascendiendo los ingresos totales a **1.733.402€**.

11.3 Cálculo del punto muerto (umbral de rentabilidad)

El punto muerto es, pues, aquella cantidad de ingresos que genera un margen de contribución (porcentaje sobre ventas) igual a la cuantía de costes fijos. Por encima de dicha cantidad se obtienen unos ingresos que, una vez absorbidos los costes fijos, proporcionan beneficios y por debajo de la misma proporcionan pérdidas.

Para realizar este cálculo tendremos que definir algunos conceptos:

- Costes fijos (C_F): Costes fijos de existencia a corto plazo. No dependen del nivel de producción. En estos costes incluimos los referidos a la compra de los nuevos equipos. Así, el valor de los costes fijos será de **76452,34 €**
- Costes variables (C_V): Son los costes asociados a los factores de producción variables. En este grupo incluimos los costes anuales anteriormente calculados. Así el valor de los costes variables será de **736115,56 €**
- Coste total (C_t): será la suma de los dos costes anteriores
- Coste variable unitario (CVU): Es el resultado de la división entre los costes variables y el

número de botellas producidas. Para nuestro caso el coste variable unitario tendrá un valor de **4,2922**

El cálculo del punto muerto se efectúa partiendo de la siguiente formulación matemática:

$$B = It - Ct$$

$$B = It - (C_F - C_V) = q \cdot p - (C_F + CVU \cdot q)$$

donde:

B = Beneficio

It = Ingresos totales

q = Botellas vendidas

p = precio unitario (tomaremos un precio medio de 10 €)

Teniendo presente que en el punto muerto el beneficio es nulo, es decir, los ingresos totales son iguales a los costes totales:

$$Punto\ muerto(Q) = \frac{C_F}{p - CVU} = \frac{76452,34}{10 - 4,2922} = 13394,41\ botellas$$

Con este cálculo tenemos que empezaremos a obtener ingresos tras la compra de la nueva maquinaria cuando produzcamos 13395 botellas. Solo a partir de ese número de botellas saldrá rentable la compra de los nuevos equipos.

Con la ampliación que estamos tratando produciremos 57215 botellas más que antes (para llegar al total de 171500 botellas) con lo que superamos el punto muerto.

11.4 Contabilidad

La contabilidad es el principal sistema de información sobre la situación económico-financiera de la empresa para los usuarios externos e internos para la toma de decisiones.

Para el estudio de la contabilidad haremos uso del plan general contable. Este plan es una disposición de primera magnitud que establece el marco técnico básico de nuestra normalización contable, cuya finalidad fundamental es conseguir que la información económico-financiera de la empresa sea transparente, fiable y comparable.

11.4.1 Masas patrimoniales

Las masa patrimoniales son agrupaciones de los distintos elementos patrimoniales según su funcionalidad económica y financiera. Las dos grandes masas patrimoniales son el activo y el pasivo. Los siguientes cálculos los haremos para el primer año a partir de la inversión, suponiendo unas ventas en este periodo del 70% de lo previsto. En el cuadro resumen del final del apartado aparece la actualización de todos los conceptos para los años posteriores.

11.4.1.1 Activo

El activo comprende aquellos elementos patrimoniales que signifiquen bienes y derechos propiedad de la empresa. El activo se puede desglosar en activo fijo y activo circulante.

El activo fijo o Inmovilizado recoge las inversiones de carácter fijo de la empresa. A su vez, el activo fijo se descompone en material e inmaterial. En nuestro caso el activo fijo material estará formado por los gastos en equipos, estructuras, tuberías, accesorios e instrumentación. La fábrica es muy antigua por lo que entendemos que el terreno, la construcción y los equipos existentes se encuentran ya pagados.

Los gastos antes citados se encuentran recogidos en el capítulo de presupuesto. En la siguiente tabla se recogen estos gastos de forma resumida:

CONCEPTO	GASTO
EQUIPOS	52,708.46
ESTRUCTURAS	14,680.23
TUBERIAS	4,782.15
ACCESORIOS	418.21
INSTRUMENTACIÓN	2,863.29
TOTAL (16% IVA)	105.534,80 €

Además tenemos que tener en cuenta dentro del activo fijo la amortización anual de los equipos.

Para el cálculo de las amortizaciones anuales nos basaremos a lo especificado en el Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que se aprueba el Reglamento del Impuesto sobre Sociedades.

Aplicaremos el método de amortización según tablas oficialmente aprobadas, y que aparecen en el Anexo del mencionado Real Decreto. En ellas se indica para cada tipo de industria y elemento el Coeficiente de Amortización Lineal Máximo (C.L.) aplicable y el Periodo Máximo de Amortización (P.M.).

En nuestro caso estos valores vienen recogidos en el grupo 412 referente a industrias de bebidas.

Los datos necesarios para el cálculo de la amortización quedan recogidos en la siguiente tabla:

	CONCEPTO	C.L (%)	P.M (años)
Maquinaria e instalaciones de recepción	Equipos de registro y medición	12	18
	Depósitos y tanques	7	30
	Separación, selección, clasificación, colado, desodorización, disolución, purificación, lavado, escurrido, filtrado, limpiado y asimilados	12	18
Maquinaria e instalaciones de elaboración	Molienda, triturado, mezclado, macerado, prensado, gaseado, tratamiento, trasiego, bombeo, centrifugado, manipulado, refrigerado, cocción, fermentación, destilación, rectificación y pasteurizado	12	18
Maquinaria e instalaciones de embotellado		10	20
Envases y embalajes para la distribución		20	10

Conforme a estos datos, estableceremos un periodo de amortización de los equipos de 10 años, por lo que la amortización anual en nuestro caso queda de la siguiente manera:

CONCEPTO	PRECIO DE ADQUISICIÓN (€)	TIEMPO AMOTIZACIÓN (años)	AMORTIZACIÓN ANUAL (€)
Caldera	45,785.20	10	4578,52
Intercambiador de calor	2,538.39	10	253,84
Batidora	2,123.47	10	212,35
Depósito de agua	3,004.40	10	300,44

Depósito de alcohol	13550,63	10	1355,06
Medidor de nivel	1,160.98	10	116,1
Rotámetro	115.78	10	11,58
Manómetro	36.75	10	3,68
TOTAL	6831,57		

El activo fijo inmaterial se compone de :

- Ingeniería: Se recogen los estudios, ensayos e informes realizados en la planta. Su valor suele estimarse como un 10% del inmovilizado material.
- Imprevistos : Se recogen gastos de escrituras, notarios, etc. Su valor se estimará en 3000 €.

$$\text{Activo material} = \text{ingenieria} + \text{imprevistos} = 6962,077 \text{ €} + 3000 \text{ €} = 9962,077 \text{ €}$$

Con esto tenemos que el activo fijo de la empresa asciende a **79582,847 €**

El activo circulante esta integrado por las partidas que se estiman van a ser convertidas en dinero en un plazo inferior a una año. Dicho de otra manera, son bienes y derechos que permanecen en la empresa menos de un año.

- Tesorería

Dentro de este concepto incluimos el dinero en caja o en cuentas corrientes o de ahorro con disponibilidad inmediata.

Para este concepto preveremos una cantidad de dinero talque sea un 1% de las ventas del primer año de la ampliación.

El primer año suponemos que venderemos un 70% de lo producido por la fábrica, por lo que la cantidad de dinero destinada a la tesorería será de:

$$\text{Tesoreria} = 1733402 \text{ €} \cdot 0,7 \cdot 0,01 = 12133,814 \text{ €}$$

- Existencias

En este concepto se incluyen las materias primas que posee la empresa. Dividiremos las existencias en tres subgrupos: Materias primas, productos en curso y productos terminados:

- Materias primas

Para el cálculo de las materias primas existentes estimaremos la cantidad que tendremos almacenada de cada materia prima como stock de seguridad y la multiplicaremos por el coste de ésta.

La cantidad almacenada será en función de la capacidad de almacenamiento de la fábrica y del stock de seguridad que establezcamos, teniendo en cuenta que debemos tener un margen de materias primas por si ocurrieran problemas en el aprovisionamiento, etc. Además tenemos que tener en cuenta en este punto que al estar situada la fábrica en un pueblo los costes de transportes de las materias serán mayores, por lo que será conveniente comprar más cantidad de productos en cada pedido. Así tenemos que:

Materia prima	Cantidad anual	Cantidad almacenada	Coste unitario materia prima	Coste almacenamiento
Alcohol etílico 96º	54000 litros	5000 litros	0,8 €/l	4.000,00 €
Azúcar	19000 kg	3500 kg	0,75 €/kg	2.625,00 €
Matalahúva	6500 kg	800 kg	2,3 €/kg	1.840,00 €
Agua	400 m ³	—	0,361150 €/m ³	----
Guindas	7700 kg	1000 kg	2,8 €/kg	2.800,00 €
Carbón activo	180 kg	40 kg	4 €/kg	160,00 €
Orujillo de aceituna	24000 kg	9000 kg	0,036 €/kg	324,00 €

Con esto tenemos que el stock de materias primas es de 11749 €

- Productos en curso

Generalmente se tardará tres días en fabricar los productos.

Estimamos que los productos en curso tienen un valor del 55% de los productos terminados. Teniendo en cuenta que se fabricarán los diferentes productos 200 días al año tenemos que el stock

de productos en curso de la fábrica será de:

$$\text{Productos en curso} = \frac{0,55 \cdot \text{Ventas anuales}}{\text{tiempo de elaboración anual}} \cdot \text{tiempo elaboración del producto}$$

$$\text{Productos en curso} = \frac{0,55 \cdot 1.213.381,4}{200 \text{ días}} \cdot 3 \text{ días} = 10010,4 \text{ €}$$

- Productos terminados

Los productos terminados tardarán una media de una semana en salir de la fábrica, por lo que el stock de productos terminados será de:

$$\text{Productos terminados} = \frac{\text{Ventas anuales}}{\text{tiempo de elaboración}} \cdot \text{tiempo de salida de productos terminados}$$

$$\text{Productos terminados} = \frac{1.213.381,4}{200 \text{ días}} \cdot 7 \text{ días} = 42468,349 \text{ €}$$

- Clientes

Los clientes no suelen pagar al contado, siendo la fecha de pago habitual de 90 días desde la compra. La empresa tendrá que hacer frente a este desfase en el pago mediante activo circulante.

El cálculo de la cuenta e clientes se realizará en base a los 365 días de venta anuales, los 90 días que hemos establecido de desfase en el pago y el volumen de ventas anual. Así:

$$\text{Clientes} = \frac{\text{Ventas anuales}}{365 \text{ días}} \cdot 90 \text{ días} = \frac{1213381,4}{365 \text{ días}} \cdot 90 \text{ días} = 299189,93 \text{ €}$$

A modo de resumen tenemos que los conceptos del activo circulante son:

CONCEPTO		IMPORTE
Tesorería		12.133,81 €
Clientes		299.189,93 €
Existencias	Materias primas	11.749,00 €

	Productos en curso	10.010,40 €
	Productos terminados	42.468,35 €
TOTAL		375.551,49 €

Tras esta serie de cálculos tenemos que el activo de la empresa asciende a:

$$\text{Activo} = \text{activo fijo} + \text{activo circulante} = 105534,80 + 375551,49 \text{ €} = 481086,29 \text{ €}$$

La inversión que debemos realizar es de **481086,29 €**.

11.4.1.2 Pasivo

El pasivo de un balance contable expresa las fuentes de financiación de las actividades de la empresa. El pasivo se puede descomponer en pasivo fijo y circulante. El primero de ellos esta formado a su vez por los recursos propios (o neto patrimonial) y el exigible a largo plazo.

El pasivo circulante esta formado por los acreedores a corto plazo y en nuestro proyecto lo centraremos en los proveedores. Además pediremos un crédito a largo plazo (pasivo fijo) con alguna entidad bancaria para afrontar la inversión.

El pago a los proveedores lo realizaremos en 90 días después del intercambio de bienes.

Como ya se dedujo en el primer apartado de este capítulo, las cantidades y precio anuales de materias primas son los siguientes:

Materia prima	Coste anual
Alcohol etílico 96°	43.200,00 €
Azúcar	14.250,00 €
Matalahúva	14.950,00 €
Agua	144,46 €
Guindas	21.560,00 €
Carbón activo	720,00 €
Orujillo de aceituna	864,00 €
Material de oficina	1.500,00 €
Material para embotellado y embalaje	56.123,37 €
TOTAL	153.311,83 €

La cuenta de proveedores quedará como:

$$\text{Proveedores} = \frac{\text{coste materias primas}}{365 \text{ días}} \cdot \text{tiempo de pago} = \frac{153311,83}{365 \text{ días}} \cdot 90 \text{ días} = 37802,92 \text{ €}$$

La otra cuenta que incluimos en el pasivo circulante es la de las deudas a corto plazo. En esta cuenta hablaremos de la financiación con la que pensamos hacer frente al pago de la inversión.

La financiación se dividirá entre lo aportado por los socios actuales de la empresa, que será un 30% y un crédito a largo plazo. Por tanto el capital social aportado por los socios deberá de ser igual a **139735,54 €**.

El Instituto de Crédito Oficial (ICO) ofrece, dentro de la línea de financiación para pequeñas y medianas empresas, Línea PYME 2009, créditos a bajo interés.

Entro de los diferentes productos que la línea PYME 2009 oferta solicitaremos un crédito por valor de **341350,75 €** (un poco mayor del 70% de la inversión necesaria para poder hacer frente a impuestos y circunstancias extraordinarias). Este crédito lo solicitaremos a 5 años con interés fijo sin carencia. El tipo de interés de este crédito será del 3,645 %.

Para la inversión podemos intentar acogernos también a las subvenciones que se recogen en la ORDEN de 9 de diciembre de 2008, por la que se establecen las bases reguladoras de un Programa de Incentivos para el Fomento de la Innovación y el Desarrollo Empresarial en Andalucía y se efectúa su convocatoria para los años 2008 a 2013.

Según esta orden pueden ser beneficiarios de ayudas a la pequeña y mediana empresa, entre otros, los proyectos de modernización de fábricas existentes, como es nuestro caso. Por modernización de empresa se entenderá los proyectos de empresas ya existentes, que incorporen mejoras sustanciales en sus productos, procesos o servicios, organización o modelo de negocio. Según esta orden y en lo referido a nuestro proyecto tenemos que la cuantía de la ayuda puede llegar al 40% del porcentaje inicial sobre base incentivable.

11.5 Previsión para la cuenta de resultados

La cuenta de resultados se realizará sobre una previsión de ventas el primer año del 70%, el

segundo año del 90% y del 100% a partir del tercer año, con una actualización anual a partir de este momento del 3% (debido a la inflación).

Los gastos en materias primas, impuestos, etc. procederán de igual manera, ya que el primer año comparemos el 70% de las materia previstas.

Otros conceptos como pueden ser la publicidad, los sueldos la seguridad social material de oficina, etc. Serán desde el primer año según lo previsto en los gastos, siendo también actualizados en un 3% anual.

En la cuenta de resultados incluiremos todos los gastos e ingresos que justificamos en los apartados primero y segundo de éste capítulo. Además tendremos en cuenta el pago del impuesto de sociedades (35%).

Según lo dicho, la cuenta de resultados queda de la siguiente manera:

Hoja1											
Activo fijo	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Activo circulante	-103334,80 €										
	-373391,00 €										
Ventas brutas	1213361,40 €	1600091,30 €	17330402,00 €	1783040,00 €	1630996,10 €	1694136,17 €	190000,22 €	2000480,00 €	2006772,64 €	2131906,82 €	
Impuestos especiales sobre servicios	273970,60 €	339425,40 €	338393,30 €	338393,30 €	338393,30 €	338393,30 €	338393,30 €	338393,30 €	338393,30 €	338393,30 €	
Ventas netas	939390,74 €	1260465,90 €	13946468,70 €	1444640,70 €	1292602,80 €	1355736,87 €	1561375,42 €	1660904,20 €	1667383,34 €	1793283,02 €	
Gastos de materias primas	66867,92 €	86110,61 €	92688,46 €	98393,11 €	101515,80 €	104961,36 €	107686,20 €	110620,15 €	114257,03 €	117894,74 €	
Gastos de comprobanteación	12200,00 €	16700,00 €	17000,00 €	16000,00 €	16000,00 €	16122,72 €	16066,40 €	20207,30 €	20666,52 €	21622,79 €	
Gastos de publicidad	40000,00 €	40000,00 €	41610,00 €	42684,40 €	44100,41 €	45474,00 €	46381,7 €	48244,38 €	48691,08 €	51162,43 €	
Arrendamientos	34000,00 €	37000,00 €	38192,40 €	39204,17 €	40210,32 €	41730,87 €	42985,88 €	44275,46 €	45903,72 €	46977,83 €	
Gastos de embalaje	36200,00 €	36911,00 €	36123,37 €	37007,07 €	36841,20 €	61327,52 €	69167,38 €	66002,37 €	67014,24 €	69234,67 €	
Suavidad	67000,00 €	68544,00 €	66914,88 €	72012,33 €	74172,70 €	76507,88 €	78886,81 €	81060,51 €	83482,02 €	85966,48 €	
Seguridad social	20160,00 €	20160,00 €	20162,00 €	20163,00 €	20164,00 €	20165,00 €	20166,00 €	20167,00 €	20168,00 €	20169,00 €	
Educación	40488 €	41308 €	42120 €	43039 €	44006 €	46036 €	47416 €	48836 €	50304 €	51813 €	
Materiales de oficina	1300,00 €	1630,00 €	1660,00 €	1667,42 €	1695,64 €	1709,31 €	1736,47 €	1809,16 €	1863,44 €	1878,34 €	
Teléfono, internet, otros	2000,00 €	2040,00 €	2000,00 €	2140,22 €	2207,02 €	2273,79 €	2341,60 €	2412,22 €	2484,08 €	2556,12 €	
Gastos de amortización	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	6831,57 €	
Intereses financieros	12453,17 €	8862,54 €	7471,50 €	4681,27 €	2491,63 €	0,00 €	0,00 €	0,00 €	0,00 €	0,00 €	
Beneficios antes de los impuestos	628604,70 €	800083,00 €	970254,88 €	1021039,00 €	1060712,12 €	1114467,11 €	1160728,43 €	1203946,73 €	1250730,00 €	1307011,09 €	
Impuesto sobre sociedades	220011,68 €	301242,76 €	341686,23 €	357368,79 €	379462,60 €	390073,80 €	408254,05 €	422921,55 €	440087,76 €	457786,17 €	
Beneficio después de los impuestos	408593,11 €	508840,24 €	628568,70 €	663670,20 €	681249,52 €	724493,31 €	752474,38 €	781025,18 €	810642,24 €	849224,92 €	
Flujo de caja anual	415424,00 €	509282,41 €	641387,27 €	670616,47 €	700400,99 €	731284,09 €	761305,03 €	792286,64 €	824137,41 €	856974,31 €	
Flujo de caja anual inversión	-481006,25 €	220011,68 €	301242,76 €	341686,23 €	357368,79 €	379462,60 €	390073,80 €	408254,05 €	422921,55 €	440087,76 €	457786,17 €
Flujo de caja anual préstamo	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	-682703,15 €	
Flujo de caja total	-1153581,40 €	156174,11 €	232822,48 €	273421,09 €	288100,44 €	305276,46 €	380070,68 €	408254,05 €	422921,55 €	440087,76 €	457786,17 €

Fig. 1 Cuadro de cuentas

11.6 Cálculo de los indicadores de viabilidad económica

- Cálculo del VAN

El VAN de una inversión es igual a la diferencia entre el valor actualizado de los cobros esperados y los pagos previstos, a lo largo del proyecto de inversión. Solo valdrá la pena aquella inversión cuyo VAN sea positivo, ya que de esta forma se incrementa la riqueza o valor de la firma.

Para el cálculo de este indicador se usa la siguientes expresión:

$$VAN = -A + \sum_{t=1}^n \frac{c_t - p_t}{(1+i)^t \cdot (1+g)^t}$$

donde:

A = inversión inicial = 455.134,34 €

c = cobros totales = Presentados en la cuenta de resultados

p = pagos totales = Presentados en la cuenta de resultados

g = tasa inflación = 3% (a junio de 2009).

i = tasa de interés mínima que la empresa desea obtener = 5% (teniendo en cuenta las obligaciones de pagos de intereses)

n = número de años considerados para que el proyecto sea rentable = El horizonte del proyecto es a 10 años.

El VAN lo hemos calculado mediante una hoja de Excel, siendo el resultado de:

$$VAN = 607.551,11 \text{ €}$$

- Cálculo del TIR

El TIR de un proyecto de inversión es aquel tipo de actualización o descuento «r» que hace igual a cero el VAN de dicho proyecto. Es decir, el TIR equivale al tipo de interés que hace el VAN igual a cero, la cual debe compararse con la rentabilidad mínima que desearía obtener el emprendedor.

Si el TIR es alto, estamos ante un proyecto empresarial rentable, que supone un retorno de la inversión equiparable a unos tipos de interés altos que posiblemente no se encuentren en el mercado. Sin embargo, si el TIR es bajo, posiblemente podríamos encontrar otro destino para nuestro dinero.

En nuestro proyecto el TIR obtenido es igual a:

$$TIR = 49,63 \%$$

- Cálculo del payback

El payback hace referencia al número de años que se tarda en recuperar la inversión realizada. Es por tanto, un termino muy importante a tener en cuenta a la hora de realizar esta inversión.

En nuestro caso, como puede comprobarse en la cuenta de resultados, el payback es de:

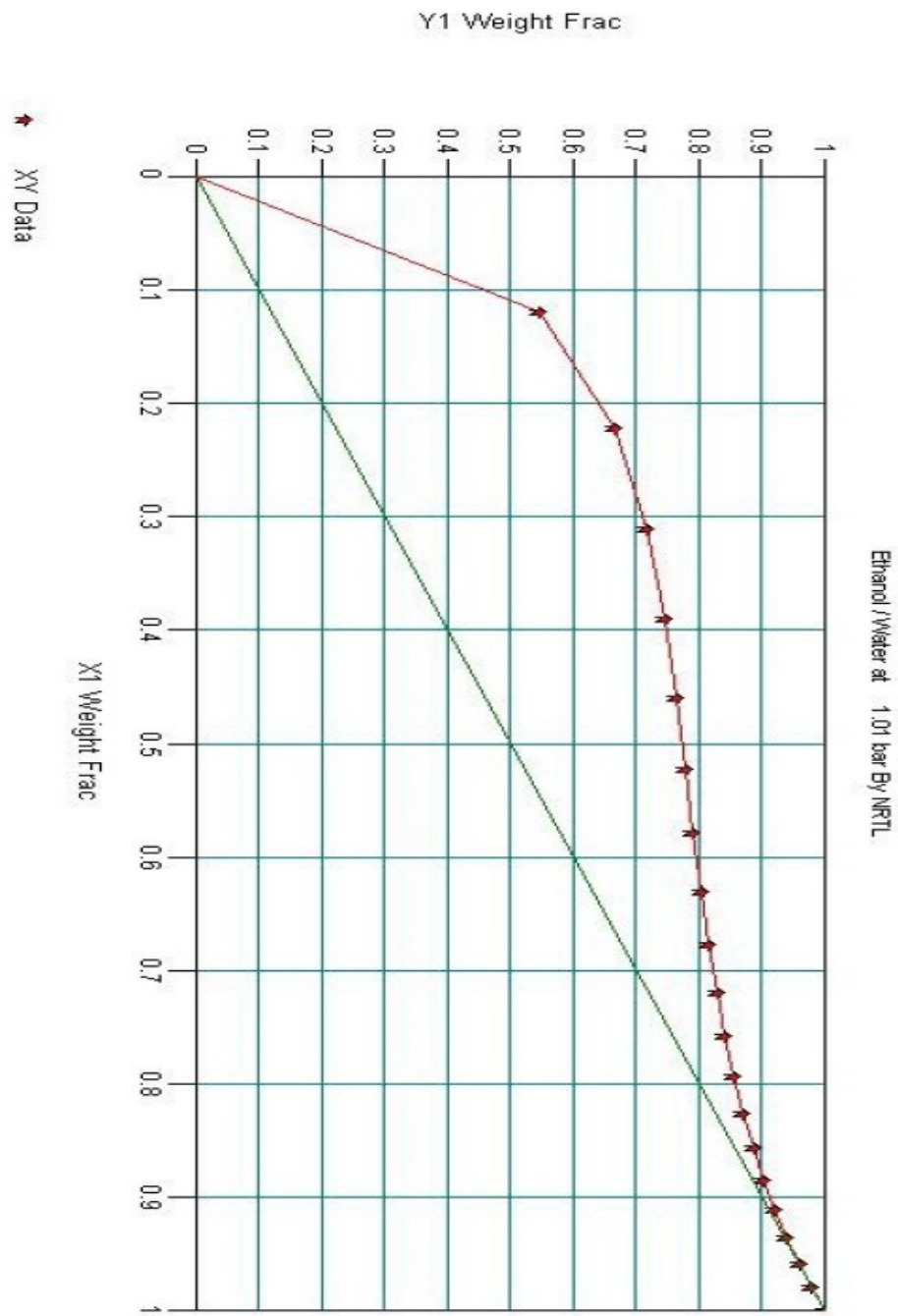
$$Payback = 2 \text{ años y } 4 \text{ meses}$$

11.7 Conclusiones del estudio económico

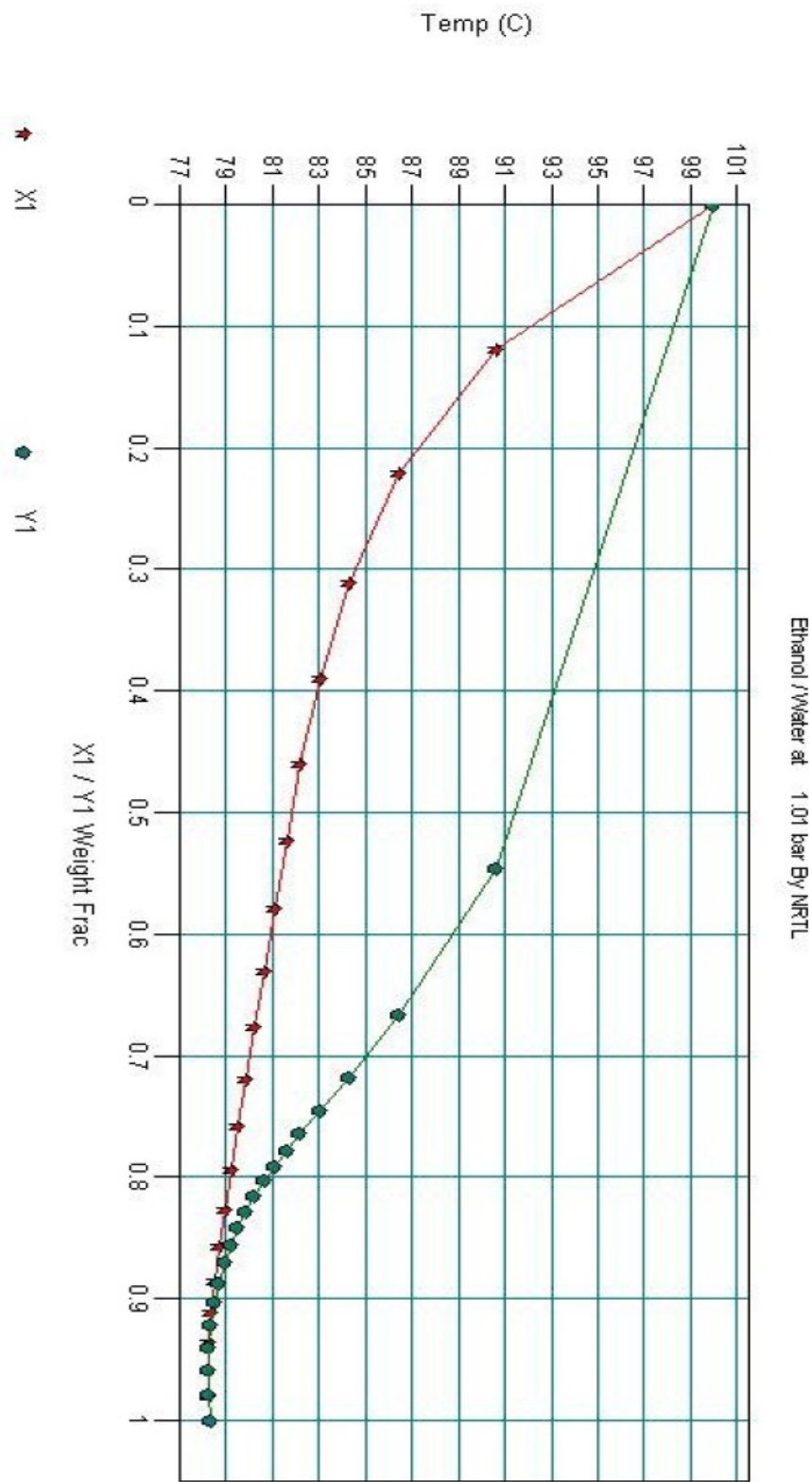
Como conclusión al estudio podemos decir que, tras los cálculos realizados, se deduce que es una inversión muy positiva sobre la fábrica, con una recuperación del dinero invertido bastante rápida y que generará considerables beneficios para la empresa a corto plazo.

12. Tablas y diagramas

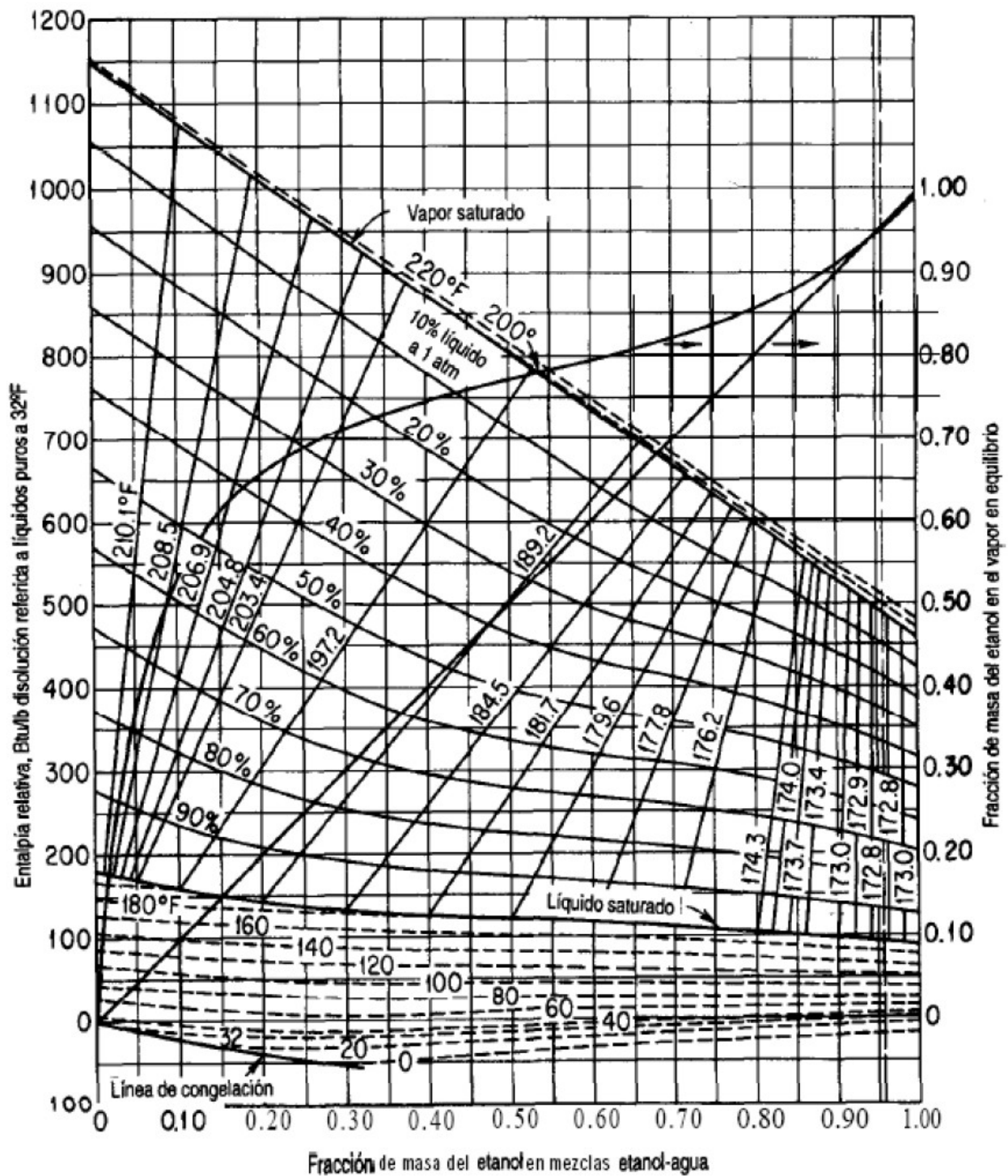
- Diagrama 1: Equilibrio líquido-vapor de una mezcla etanol-agua



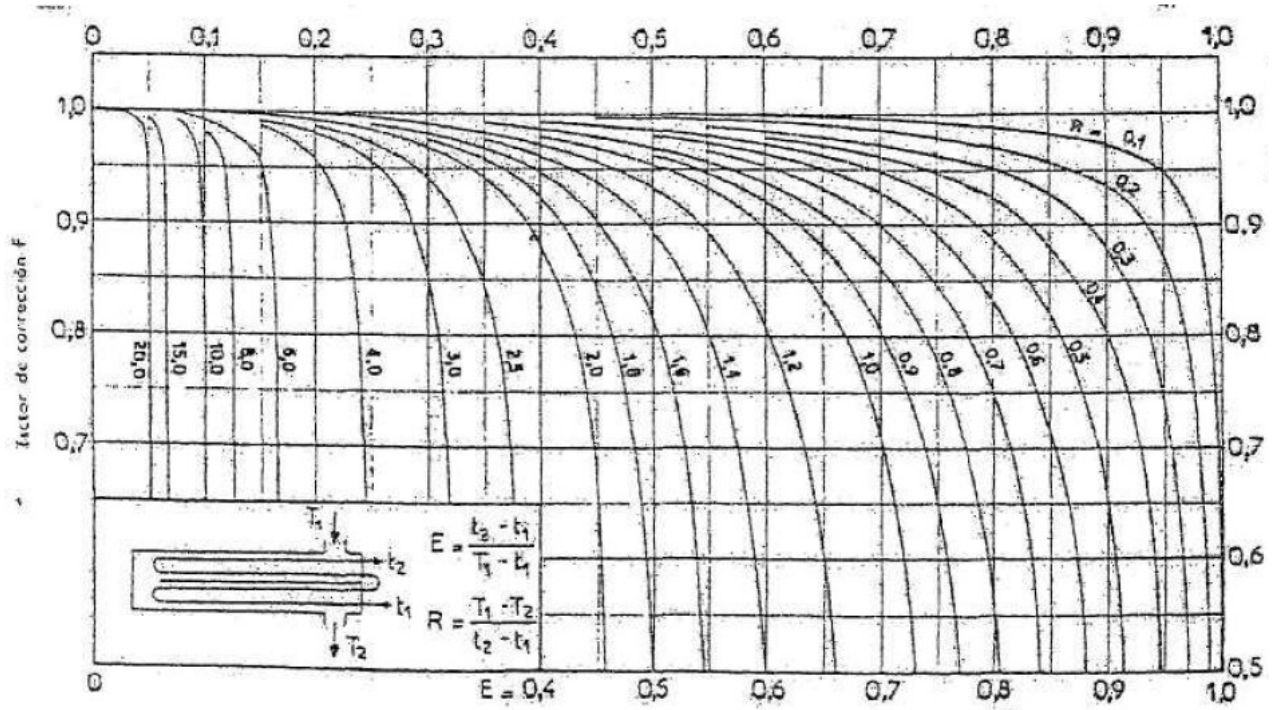
- Diagrama 2: Diagrama temperatura-composición de una mezcla etanol-agua



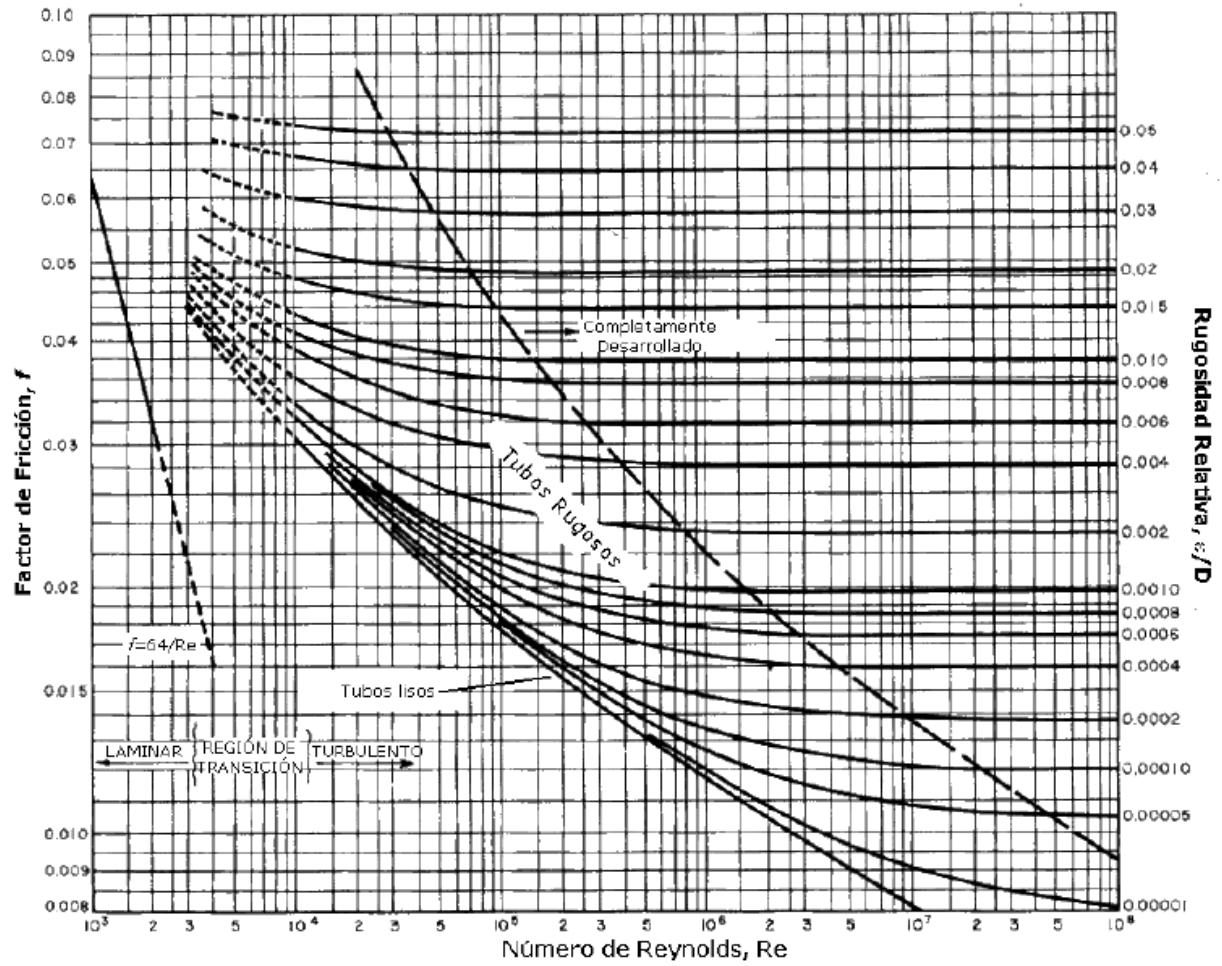
- Diagrama 3: Diagrama entalpía-composición de una mezcla etanol-agua



- Diagrama 4: Factor de corrección intercambiador 2-4



- Diagrama 5: Ábaco de Moody



- Tabla 1: Poder calorífico de maderas y residuos agrícolas

COMBUSTIBLE	PODER C. MEDIO kJ/kg
Bagazo húmedo	10500
Bagazo seco	19200
Cáscara de cacahuete	17800
Cascarilla de arroz	13800
Celulosa	16500
Corteza escurrida	5900
Cosetas de caña	4600
Madera seca	19000
Madera verde (*)	14400
Paja seca de trigo	12500
Paja seca de cebada	13400
Serrín húmedo	8400
Viruta seca	13400
P. C. SUPERIOR kJ/kg	
Cáscara de almendras	36800
Cáscara de nueces	32000
Cáscara de arroz	15300
Cáscara de pipa de girasol	17500
Cáscara de trigo	15800
Corteza de pino	20400
Corcho	20930
Orujillo de aceituna	17919.5
Orujo de uva	19126
Papel	17500
Jara (8% humedad)	18900 (P.C.I.)

- Tabla 2: Propiedades del agua líquida a presión atmosférica

T (°C)	ρ (kg/m ³)	C_p (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^6$ (N·s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	$\beta \cdot 10^3$ (1/K)	Pr
0.001	1005	4.213	1766	1.757	567.2	0.1339	-0.08021	13.12
5	1004	4.201	1506	1.500	574.8	0.1363	0.01135	11.00
10	1003	4.191	1300	1.297	583.0	0.1387	0.08744	9.348
15	1001	4.184	1135	1.134	591.4	0.1412	0.1523	8.033
20	999.5	4.180	1001	1.001	599.8	0.1436	0.209	6.975
25	997.9	4.176	890.1	0.8920	608.0	0.1459	0.2594	6.114
30	996.2	4.175	797.6	0.8007	616.0	0.1481	0.3051	5.406
35	994.3	4.174	719.6	0.7238	623.6	0.1503	0.347	4.817
40	992.4	4.174	653.3	0.6583	630.7	0.1523	0.3859	4.323
45	990.3	4.175	596.3	0.6022	637.4	0.1542	0.4225	3.906
50	988.1	4.177	547.1	0.5537	643.6	0.1559	0.4572	3.551
55	985.7	4.179	504.2	0.5115	649.3	0.1576	0.4903	3.245
60	983.2	4.182	466.6	0.4746	654.4	0.1592	0.5221	2.981
65	980.6	4.184	433.5	0.4420	659.1	0.1606	0.5528	2.752
70	977.9	4.188	404.1	0.4132	663.2	0.1620	0.5827	2.551
75	975.0	4.191	378.0	0.3877	666.9	0.1632	0.6118	2.375
80	971.9	4.195	354.6	0.3648	670.2	0.1644	0.6402	2.219
85	968.8	4.199	333.6	0.3443	673.0	0.1654	0.6682	2.081
90	965.5	4.204	314.6	0.3259	675.5	0.1664	0.6958	1.958
95	962.1	4.209	297.5	0.3092	677.5	0.1673	0.723	1.848
100	958.5	4.214	281.9	0.2941	679.3	0.1682	0.7501	1.749

- Tabla 3: Propiedades del vapor de agua saturados a diferentes presiones

P (bar)	T (C)	v' (m³/kg)	v'' (m³/kg)	h' (kJ/kg)	h'' (kJ/kg)	s' (kJ/kgK)	s'' (kJ/kgK)
0.01000	6.9696	0.0010001	129.18	29.299	2513.7	0.10591	8.9749
0.01500	13.019	0.0010007	87.959	54.683	2524.7	0.19556	8.8270
0.02000	17.495	0.0010014	66.987	73.428	2532.9	0.26056	8.7226
0.02500	21.077	0.0010021	54.240	88.420	2539.4	0.31182	8.6420
0.03000	24.079	0.0010028	45.653	100.98	2544.8	0.35429	8.5764
0.03500	26.672	0.0010035	39.466	111.82	2549.5	0.39061	8.5211
0.04000	28.960	0.0010041	34.791	121.39	2553.7	0.42239	8.4734
0.04500	31.012	0.0010047	31.131	129.96	2557.4	0.45069	8.4313
0.05000	32.874	0.0010053	28.185	137.75	2560.7	0.47620	8.3938
0.05500	34.581	0.0010059	25.762	144.88	2563.8	0.49945	8.3599
0.06000	36.159	0.0010065	23.733	151.48	2566.6	0.52082	8.3290
0.06500	37.627	0.0010070	22.009	157.61	2569.3	0.54060	8.3007
0.07000	39.000	0.0010075	20.524	163.35	2571.7	0.55903	8.2745
0.07500	40.290	0.0010080	19.233	168.75	2574.0	0.57627	8.2501
0.08000	41.509	0.0010085	18.099	173.84	2576.2	0.59249	8.2273
0.08500	42.663	0.0010089	17.095	178.67	2578.3	0.60780	8.2060
0.09000	43.761	0.0010094	16.199	183.25	2580.2	0.62230	8.1858
0.09500	44.807	0.0010098	15.396	187.63	2582.1	0.63607	8.1668
0.10000	45.806	0.0010103	14.670	191.81	2583.9	0.64920	8.1488
0.20000	60.058	0.0010172	7.6480	251.42	2608.9	0.83202	7.9072
0.30000	69.095	0.0010222	5.2284	289.27	2624.5	0.94407	7.7675
0.40000	75.857	0.0010264	3.9930	317.62	2636.1	1.0261	7.6690
0.50000	81.317	0.0010299	3.2400	340.54	2645.2	1.0912	7.5930
0.60000	85.926	0.0010331	2.7317	359.91	2652.9	1.1454	7.5311
0.70000	89.932	0.0010359	2.3648	376.75	2659.4	1.1921	7.4790
0.80000	93.486	0.0010385	2.0871	391.71	2665.2	1.2330	7.4339
0.90000	96.687	0.0010409	1.8694	405.20	2670.3	1.2696	7.3943
1.0000	99.606	0.0010432	1.6939	417.50	2674.9	1.3028	7.3588
1.0000	99.606	0.0010432	1.6939	417.50	2674.9	1.3028	7.3588
1.5000	111.35	0.0010527	1.1593	467.13	2693.1	1.4337	7.2230
2.0000	120.21	0.0010605	0.88568	504.70	2706.2	1.5302	7.1269
2.5000	127.41	0.0010672	0.71866	535.34	2716.5	1.6072	7.0524
3.0000	133.52	0.0010732	0.60576	561.43	2724.9	1.6717	6.9916
3.5000	138.86	0.0010786	0.52418	584.26	2732.0	1.7274	6.9401
4.0000	143.61	0.0010836	0.46238	604.65	2738.1	1.7765	6.8955
4.5000	147.90	0.0010882	0.41390	623.14	2743.4	1.8205	6.8560
5.0000	151.83	0.0010925	0.37481	640.09	2748.1	1.8604	6.8207
5.5000	155.46	0.0010967	0.34260	655.76	2752.3	1.8970	6.7886
6.0000	158.83	0.0011006	0.31558	670.38	2756.1	1.9308	6.7592
6.5000	161.98	0.0011044	0.29259	684.08	2759.6	1.9623	6.7322
7.0000	164.95	0.0011080	0.27277	697.00	2762.8	1.9918	6.7071
7.5000	167.75	0.0011114	0.25551	709.24	2765.6	2.0195	6.6836
8.0000	170.41	0.0011148	0.24034	720.86	2768.3	2.0457	6.6616
8.5000	172.94	0.0011180	0.22689	731.95	2770.8	2.0705	6.6409
9.0000	175.35	0.0011212	0.21489	742.56	2773.0	2.0940	6.6213
9.5000	177.66	0.0011242	0.20410	752.74	2775.1	2.1165	6.6027
10.000	179.88	0.0011272	0.19436	762.52	2777.1	2.1381	6.5850
10.000	179.88	0.0011272	0.19436	762.52	2777.1	2.1381	6.5850
11.000	184.06	0.0011330	0.17745	781.03	2780.6	2.1785	6.5520
12.000	187.96	0.0011385	0.16326	798.33	2783.7	2.2159	6.5217
13.000	191.60	0.0011438	0.15119	814.60	2786.5	2.2508	6.4936
14.000	195.04	0.0011489	0.14078	829.97	2788.8	2.2835	6.4675
15.000	198.29	0.0011539	0.13171	844.56	2791.0	2.3143	6.4430
16.000	201.37	0.0011587	0.12374	858.46	2792.8	2.3435	6.4199
17.000	204.31	0.0011634	0.11667	871.74	2794.5	2.3711	6.3981
18.000	207.11	0.0011679	0.11037	884.47	2795.9	2.3975	6.3775
19.000	209.80	0.0011724	0.10470	896.71	2797.2	2.4227	6.3578
20.000	212.38	0.0011767	0.099585	908.50	2798.3	2.4468	6.3390
21.000	214.86	0.0011810	0.094938	919.87	2799.3	2.4699	6.3210

- Tabla 4: Calor específico medio de algunos gases

°C	H ₂	N ₂	O ₂	CO	H ₂ O	CO ₂	SO ₂	Aire	N ₂ en Aire
0	14'38	1'039	0'9804	1'039	1'858	0'8205	0'607	1'004	1'026
100	14'40	1'041	0'9218	1'041	1'874	0'8689	0'637	1'007	1'031
200	14'42	1'044	0'9355	1'046	1'894	0'9122	0'663	1'013	1'035
300	14'45	1'049	0'9500	1'054	1'918	0'9510	0'687	1'020	1'041
400	14'48	1'057	0'9646	1'064	1'946	0'9852	0'707	1'029	1'048
500	14'51	1'066	0'9791	1'075	1'976	1'016	0'724	1'039	1'057
600	14'55	1'076	0'9926	1'087	2'008	1'043	0'740	1'050	1'067
700	14'59	1'087	1'005	1'099	2'041	1'067	0'754	1'061	1'078
800	14'64	1'098	1'016	1'110	2'074	1'089	0'765	1'072	1'088
900	14'71	1'108	1'026	1'121	2'108	1'109	0'776	1'082	1'099
1000	14'78	1'118	1'035	1'131	2'142	1'126	0'784	1'092	1'108
1100	14'85	1'128	1'043	1'141	2'175	1'143	0'791	1'100	1'117
1200	14'94	1'137	1'051	1'150	2'208	1'157	0'798	1'109	1'126
1300	15'03	1'145	1'058	1'158	2'240	1'170	0'804	1'117	1'134
1400	15'12	1'153	1'065	1'166	2'271	1'183	0'810	1'124	1'142
1500	15'21	1'160	1'071	1'173	2'302	1'195	0'815	1'132	1'150
1600	15'30	1'168	1'077	1'180	2'331	1'206	0'820	1'138	1'157
1700	15'39	1'174	1'083	1'186	2'359	1'216	0'824	1'145	1'163
1800	15'48	1'181	1'089	1'193	2'386	1'225	0'829	1'151	1'169
1900	15'56	1'186	1'094	1'198	2'412	1'233	0'834	1'156	1'175
2000	15'65	1'192	1'099	1'204	2'437	1'241	0'837	1'162	1'180
2100	15'74	1'197	1'104	1'209	2'461	1'249		1'167	1'186
2200	15'82	1'202	1'109	1'214	2'485	1'256		1'172	1'191
2300	15'91	1'207	1'114	1'218	2'508	1'263		1'176	1'195
2400	15'99	1'211	1'118	1'222	2'530	1'269		1'181	1'200
2500	16'07	1'215	1'123	1'226	2'552	1'275		1'185	1'204

- Tabla 5: Diámetros normalizados según ANSI

DIÁMETRO NOMINAL (in.)	DIÁMETRO EXTERIOR (mm)	ESPESORES (mm)									
		SCHEDULE									
		10	20	30	40	60	80	100	120	140	160
1/8	10,28	1,24			1,72		2,41				
1/4	13,71	1,65			2,23		3,02				
3/8	17,14	1,65			2,31		3,20				
1/2	21,33	2,10			2,76		3,73				4,75
3/4	26,67	2,10			2,87		3,91				5,53
1	33,40	2,77			3,37		4,54				6,35
1 1/2	48,26	2,77			3,68		5,08				7,13
2	60,32	2,77			3,91		5,53				8,71
3	88,90	3,04			5,48		7,62				11,10
4	114,3	3,04			6,01		8,56		11,10		13,48
6	168,27	3,40			7,11		10,97		14,27		18,23
8	219,07	3,76	6,35	7,03	8,17	10,31	12,70	15,06	18,23	20,62	23,11
10	273	4,19	6,35	7,80	9,27	12,70	15,06	18,23	21,41	25,4	28,57
12	323,85	4,57	6,35	8,38	10,31	14,27	17,45	21,41	25,4	28,57	33,32
14	355,60	6,35	7,92	9,52	11,10	15,06	19,05	23,80	26,97	31,75	35,71
16	406,4	6,35	7,92	9,52	12,70	16,66	21,41	26,18	30,93	36,50	39,67
18	457,2	6,36	7,92	11,10	14,27	18,23	23,80	29,36	34,11	39,67	44,45
20	508	6,35	9,52	12,70	15,06	20,62	26,18	31,75	38,10	44,45	49,20
24	609,60	6,35	9,52	14,27	17,45	23,80	30,93	38,10	44,45	52,37	58,72
30	762	7,92	12,70	15,87							

- Tabla 6: Correlaciones para el cálculo de la convección forzada con flujo interno

Conducto circular				
No	Correlación	Condiciones de aplicación	Tª Propiedades	Nombre
18	$X_{ent,x} \approx 0.0575 D Re_D Pr$	Laminar, Región de entrada térmica		
19	$f = 64/Re_D$	Laminar, complet. desarrollado		
20	$f = 0.316 Re_D^{-1/4}$	Turbulento, complet. desarrollado, sup. no rugosa, $Re_D \leq 2 \cdot 10^4$		
21	$f = 0.184 Re_D^{-1/5}$	Turbulento, complet. desarrollado, sup. no rugosa, $Re_D > 2 \cdot 10^4$		
22	$f = (0.790 \ln(Re_D) - 1.64)^{-2}$	Turbulento, complet. desarrollado, sup. no rugosa, $3000 \leq Re_D \leq 5 \cdot 10^6$		Petukhov
23	$Nu_D = 3.66$	Laminar, completamente desarrollado, T_s cte, $Pr \geq 0.6$	Tª media masa	
24	$Nu_D = 4.36$	Laminar, completamente desarrollado, q_s cte, $Pr \geq 0.6$	Tª media masa	
25	$\overline{Nu_D} = 3.66 + \frac{0.0668(D/L) Re_D Pr}{1 + 0.04[(D/L) Re_D Pr]^{2/3}}$	Laminar, entrada térmica con perfil de velocidad completamente desarrollado, T_s cte, $Pr \gg 1$ o zona inicial sin transferencia de calor	Tª media masa	Hausen
26	$\overline{Nu_D} = 1.86 \left(\frac{Re_D Pr}{L/D} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$	Laminar, ent. térmica e hidrodinámica, T_s cte, $0.48 \leq Pr < 16700$, $[Re_D Pr / (L/D)]^{1/3} (\mu / \mu_s)^{0.14} \geq 2$, $0.0044 < (\mu / \mu_s) < 9.75$	Tª media masa, menos μ_s a T_s	Sieder y Tate
27	$Nu_D = 0.023 Re_D^{4/5} Pr^n$	Turbulento, complet. desarrollado, $Re_D > 10000$, $0.6 \leq Pr < 160$, $(L/D) > 10$, $n = 0.4$ para $T_s > T_m$, $n = 0.3$ para $T_s < T_m$	Tª media masa	Dittus-Boelter
28	$Nu_D = 0.027 Re_D^{4/5} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$	Turbulento, completamente desarrollado, $Re_D > 10000$, $0.7 \leq Pr < 16700$, $(L/D) > 10$	Tª media masa, menos μ_s a T_s	Sieder y Tate
29	$Nu_D = \frac{(f/8)(Re_D - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{1/2}(Pr^{2/3} - 1)}$	Turbulento, completamente desarrollado, $3000 < Re_D < 5 \cdot 10^6$, $0.5 \leq Pr < 2000$, $(L/D) > 10$, f : Corr. 19 a 22 ó Ábaco de Moody (Gráfica 6.11)	Tª media masa	Gnielinski
30	$Nu_D = 4.82 + 0.0185(Re_D Pr)^{0.827}$	Turbulento, metales líq., complet. desarrollado, q_s uniforme, $3600 < Re_D < 9.05 \cdot 10^5$, $10^2 < Pe_D < 10^4$	Tª media masa	Skupinski
31	$Nu_D = 5.0 + 0.025 Pe_D^{0.8}$	Turbulento, metales líq., complet. desarrollado, T_s uniforme, $Pe_D > 100$	Tª media masa	Seban y Shimazaki

- Tabla 7: Área de intercambiadores

3/4 in.OD tubes on 15/16-in triangular pitch L=12

SHELL ID, IN	1-P	Área pie ²	2-P	Área pie ²	4-P	Área pie ²	6-P	Área pie ²	8-P	Área pie ²
8	36	85	32	75	26	61	24	57	18	42
10	62	146	56	132	47	111	42	99	36	85
12	100	236	98	231	86	203	82	193	78	184
13 ^{1/4}	127	299	114	269	96	226	90	212	86	203
15 ^{1/4}	170	401	160	377	140	330	136	320	128	302
17 ^{1/4}	239	563	221	521	194	457	188	443	178	419
19 ^{1/4}	301	709	282	664	252	594	244	575	231	544
21 ^{1/4}	361	851	312	735	314	740	306	721	290	683
23 ^{1/4}	442	1041	420	990	386	909	378	891	364	858
25	532	1253	506	1192	468	1103	446	1051	434	1023
27	637	1501	602	1418	550	1296	536	1263	524	1235
29	721	1699	692	1630	610	1437	620	1461	594	1400
31	847	1996	822	1937	766	1805	722	1701	720	1696
33	974	2295	938	2210	878	2069	852	2007	826	1946
35	1102	2597	1098	2587	1004	2366	988	2328	958	2257
37	1240	2922	1200	2827	1144	2695	1104	2601	1072	2526
39	1377	3244	1330	3134	1258	2964	1248	2941	1212	2856