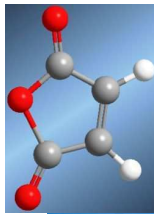




Planta de producción sintética de Anhídrido Maleico

ESTUDIO DE VIABILIDAD



Autor: José Antonio Vellido Pérez
Facultad: Ciencias (Universidad de Granada)
Titulación: Ingeniería química
Fecha: Septiembre de 2014

UNIVERSIDAD DE GRANADA
FACULTAD DE CIENCIAS
TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO
PROYECTO FIN DE CARRERA

**PLANTA DE PRODUCCIÓN SINTÉTICA DE
ANHÍDRIDO MALEICO**

ESTUDIO DE VIABILIDAD

AUTOR: José Antonio Vellido Pérez

El alumno y proyectista D. José Antonio Vellido Pérez, bajo la autorización de los profesores D. Miguel García Román y D. Emilio Medina Romero, ha redactado el siguiente proyecto, “PLANTA DE PRODUCCIÓN SINTÉTICA DE ANHÍDRIDO MALEICO”, con motivo de la elaboración del Proyecto Fin de Carrera de la titulación de Ingeniería Química en la Facultad de Ciencias de la Universidad de Granada.

Septiembre de 2014

ÍNDICE

| | |
|---|----------|
| ÍNDICE | 4 |
| 1. ESTUDIO DEL PRODUCTO | 7 |
| 1.1. DESCRIPCIÓN | 7 |
| 1.2. PROPIEDADES FÍSICAS | 9 |
| 1.3. PROPIEDADES QUÍMICAS | 14 |
| 1.3.1. Reacciones con el grupo carbonilo | 14 |
| 1.3.2. Reacciones de los dobles enlaces | 16 |
| 1.3.3. Métodos de análisis del anhídrido maleico | 18 |
| 1.4. PROPIEDADES BIOLÓGICAS | 24 |
| 1.5. EFECTOS SOBRE LA SALUD | 25 |
| 1.5.1. Inhalación | 25 |
| 1.5.2. Contacto con la piel o los ojos..... | 25 |
| 1.5.3. Ingestión..... | 26 |
| 1.5.4. Efectos crónicos | 26 |
| 1.5.5. Efectos sistémicos | 26 |
| 1.5.5.1. Efectos cardiovasculares | 26 |
| 1.5.5.2. Efectos hematológicos | 27 |
| 1.5.5.3. Efectos musculares..... | 27 |
| 1.5.5.4. Efectos hepáticos..... | 27 |
| 1.5.5.5. Efectos renales | 27 |
| 1.5.5.6. Efectos endocrinos | 27 |
| 1.5.5.7. Efectos inmunológicos | 27 |
| 1.5.5.8. Efectos neurológicos | 27 |
| 1.6. INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA | 28 |
| 1.6.1. Cáncer..... | 28 |
| 1.6.2. Efectos reproductivos y del desarrollo | 28 |
| 1.6.3. Efectos genotóxicos..... | 28 |
| 1.7. RESPUESTA A ACCIDENTES | 29 |
| 1.7.1. Primeros auxilios..... | 29 |
| 1.7.1.1. Exposición en ojos | 29 |
| 1.7.1.2. Exposición en la piel | 29 |
| 1.7.1.3. Inhalación..... | 30 |
| 1.7.1.4. Ingestión..... | 30 |
| 1.7.1.5. Rescate | 30 |
| 1.7.2. Incendios..... | 30 |
| 1.7.3. Procedimientos en caso de derrames o fugas..... | 31 |
| 1.8. CONDICIONES PARA EL MANEJO Y EL ALMACENAMIENTO SEGURO ORIENTADAS A DISMINUIR EL RIESGO PARA LA SALUD HUMANA | 32 |
| 1.8.1. Frases de seguridad..... | 32 |
| 1.8.2. Almacenamiento..... | 32 |
| 1.9. APLICACIONES | 34 |
| 1.10. MÉTODOS DE SÍNTESIS | 37 |

| | |
|---|------------|
| 2. ESTUDIO DE MERCADO..... | 40 |
| 2.1. DEMANDA DE ANHÍDRIDO MALEICO | 40 |
| 4.2. OFERTA DE ANHÍDRIDO MALEICO | 49 |
| 4.3. PRECIO DE VENTA DEL ANHÍDRIDO MALEICO | 57 |
| 3. ESTUDIO TÉCNICO | 58 |
| 3.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA | 58 |
| 3.2. CONSIDERACIONES GENERALES DEL PROCESO | 60 |
| 3.3. ALTERNATIVA 1. PROCESO DE SEPARACIÓN EN MEDIO ACUOSO..... | 62 |
| 3.3.1. Descripción general del proceso | 62 |
| 3.3.2. Diagrama de bloques de la planta..... | 66 |
| 3.3.3. Balances de materia y energía..... | 67 |
| 3.3.4. Dimensionamiento de equipos | 86 |
| 3.3.5. Dimensionamiento de instalaciones y servicios auxiliares | 134 |
| 3.3.6. Implantación | 141 |
| 3.3.6.1. Matriz de actividades | 141 |
| 3.3.6.2. Diagrama de interrelación de actividades | 143 |
| 3.3.6.3. Diagrama de interrelación de espacios..... | 145 |
| 3.3.6.4. Propuesta de emplazamiento de la planta | 147 |
| 3.4. ALTERNATIVA 2. PROCESO DE SEPARACIÓN EN MEDIO NO ACUOSO | 149 |
| 3.4.1. Descripción general del proceso | 149 |
| 3.4.2. Diagrama de bloques de la planta..... | 151 |
| 3.4.3. Balances de materia y energía..... | 152 |
| 3.4.4. Dimensionamiento de equipos | 168 |
| 3.4.5. Dimensionamiento de instalaciones y servicios auxiliares | 209 |
| 3.4.6. Implantación | 216 |
| 3.4.6.1. Matriz de actividades | 216 |
| 3.4.6.2. Diagrama de interrelación de actividades | 218 |
| 3.4.6.3. Diagrama de interrelación de espacios..... | 220 |
| 3.4.6.4. Propuesta de emplazamiento de la planta | 222 |
| 4. ESTUDIO ECONÓMICO-FINANCIERO | 224 |
| 4.1. ALTERNATIVA 1. PROCESO DE SEPARACIÓN EN MEDIO ACUOSO..... | 224 |
| 4.1.1. Estudio financiero..... | 224 |
| 4.1.1.1. Estimación de la inversión | 224 |
| 4.1.1.2. Inversión total necesaria..... | 244 |
| 4.1.2. Estudio económico | 244 |
| 4.1.2.1. Cuenta de resultados | 244 |
| 4.1.2.2. Plan de tesorería | 265 |
| 4.1.2.3. Balance..... | 270 |
| 4.1.2.4. Ratios de rentabilidad. Tasa interna de retorno (TIR)..... | 274 |
| 4.1.2.5. Análisis de sensibilidad..... | 276 |
| 4.2. ALTERNATIVA 2. PROCESO DE SEPARACIÓN EN MEDIO NO ACUOSO | 278 |
| 4.2.1. Estudio financiero..... | 278 |
| 4.2.1.1. Estimación de la inversión | 278 |
| 4.2.1.2. Inversión total necesaria..... | 298 |
| 4.2.2. Estudio económico | 298 |
| 4.2.2.1. Cuenta de resultados | 298 |
| 4.2.2.2. Plan de tesorería | 319 |
| 4.2.2.3. Balance..... | 324 |
| 4.2.2.4. Ratios de rentabilidad. Tasa interna de retorno (TIR)..... | 328 |

| | |
|---|------------|
| 4.2.2.5. Análisis de sensibilidad..... | 330 |
| 5. CONCLUSIONES..... | 332 |
| ANEXOS | 335 |
| A1. CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES DE PROCESO | 336 |
| <i>A1.1. Alternativa 1. Proceso de separación en medio acuoso</i> | <i>336</i> |
| <i>A1.2. Alternativa 2. Proceso de separación en medio no acuoso</i> | <i>342</i> |
| A2. HOJA INFORMATIVA DE SEGURIDAD DE PRODUCTOS QUÍMICOS: EL ANHÍDRIDO MALEICO | 347 |
| <i>A2.1. Resumen de los riesgos posibles</i> | <i>347</i> |
| <i>A2.2. Cómo determinar si se está en riesgo de exposición.....</i> | <i>347</i> |
| <i>A2.3. Maneras de reducir la exposición.....</i> | <i>348</i> |
| <i>A2.4. Información sobre los riesgos para la salud.....</i> | <i>348</i> |
| A2.4.1. Efectos agudos en la salud | 348 |
| A2.4.2. Efectos crónicos en la salud | 348 |
| <i>A2.5. Recomendaciones médicas</i> | <i>349</i> |
| A2.5.1. Exámenes médicos | 349 |
| A2.5.2. Exposiciones mixtas..... | 350 |
| <i>A2.6. Sistemas de control y prácticas en el lugar de trabajo</i> | <i>350</i> |
| <i>A2.7. Equipos de protección individual.....</i> | <i>351</i> |
| A2.7.1. Protección respiratoria | 351 |
| A3. ORDEN IET/933/2014, DE 13 DE MAYO, POR LA QUE SE CONVOCA LA CONCESIÓN DE APOYO FINANCIERO A LA INVERSIÓN INDUSTRIAL EN EL MARCO DE LA POLÍTICA PÚBLICA DE REINDUSTRIALIZACIÓN EN EL AÑO 2014..... | 353 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 363 |
| PLANOS..... | 366 |
| EV-01: PLANO DE SITUACIÓN (PRIMERA ALTERNATIVA) | |
| EV-02: PLANO DE LOCALIZACIÓN (PRIMERA ALTERNATIVA) | |
| EV-03: DIAGRAMA DE FLUJO (PRIMERA ALTERNATIVA) | |
| EV-04: IMPLANTACIÓN GENERAL (PRIMERA ALTERNATIVA) | |
| EV-05: PLANO DE SITUACIÓN (SEGUNDA ALTERNATIVA) | |
| EV-06: PLANO DE LOCALIZACIÓN (SEGUNDA ALTERNATIVA) | |
| EV-07: DIAGRAMA DE FLUJO (SEGUNDA ALTERNATIVA) | |
| EV-08: IMPLANTACIÓN GENERAL (SEGUNDA ALTERNATIVA) | |

1. Estudio del producto

1.1. Descripción

El anhídrido maleico (AM), de número CAS 108-31-6 y fórmula química $C_4H_2O_3$, también se conoce por otros nombres como 2,5-furanodiona, anhídrido butanodioico, anhídrido toxílico, anhídrido *cis*-butenodioico y ácido maleico anhidro. Su molécula contiene dos grupos carbonilos ácidos y un doble enlace en las posiciones α y β . En su forma pura, el anhídrido maleico es un sólido cristalino a temperatura ambiente (cristaliza en forma de agujas ortorrómbicas), incoloro o blanco, de olor acre, higroscópico, muy soluble en acetona, éter, hidrocarburos y cloroformo, irritante y muy corrosivo. Cuando se disuelve en agua es un ácido fuerte que reacciona de forma violenta con bases y oxidantes fuertes. Es muy reactivo debido a su carácter insaturado y por ello es uno de los monómeros más importantes para la producción de resinas y materiales plásticos. Esta sustancia se comercializa en forma de sólidos cristalinos con una pureza del 99.50 %.

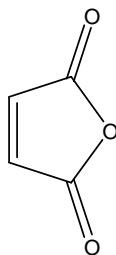


Figura 1. Molécula de anhídrido maleico.

Marsh et al. (1962) han determinado y refinado la estructura cristalina del AM a partir del análisis de los datos obtenidos mediante la técnica de difracción de rayos X tridimensional. La molécula de AM es prácticamente plana, con el átomo de oxígeno que forma parte del ciclo a una distancia de 0.03 Å del plano que forman los otros cuatro átomos del ciclo.

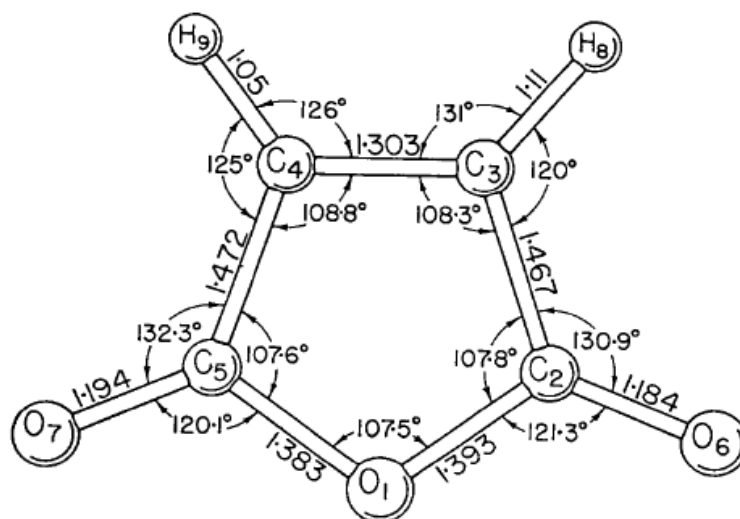


Figura 2. Distancias y ángulos de enlace en el anhídrido maleico. Marsh (1962)

Hilderbrandt et al. (1972) han determinado la estructura del AM en fase vapor a 90 °C mediante otra técnica distinta, la difracción electrónica en fase gaseosa, pudiendo deducir de las curvas obtenidas que la molécula de AM tiene una forma plana, como ya habíamos apuntado. Otros investigadores han trabajado en el estudio de la molécula mediante otra serie de técnicas: espectrometría de microondas, etc. y han llegado de igual manera a la conclusión de que la molécula debe ser plana. Stiefvater (1978) ha estudiado el AM mediante espectroscopía de resonancia de microondas doblemente moduladas. Los valores obtenidos en este trabajo están en buena consonancia con los publicados por el resto de los autores. La figura 3 nos muestra la estructura del AM hallada por Stiefvater.

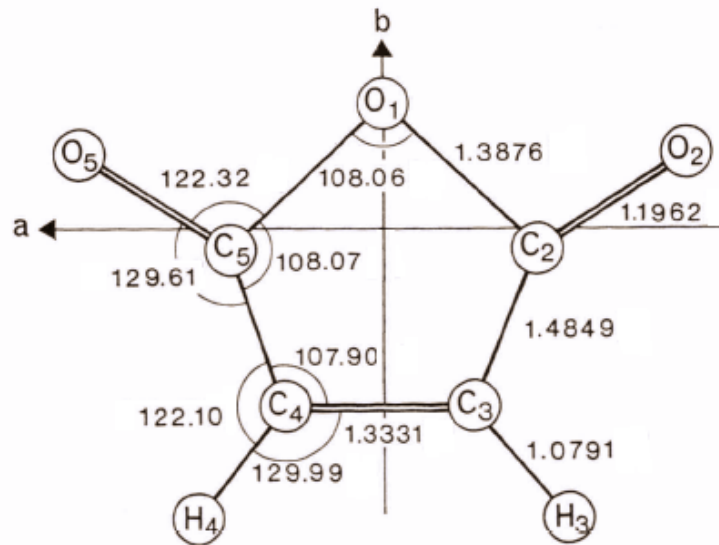


Figura 3. Estructura del anhídrido maleico. Stiefvater (1978)

1.2. Propiedades físicas

Las propiedades físicas más importantes del AM se muestran en la tabla 1:

Tabla 1. Propiedades físicas del anhídrido maleico. Felthouse (2001)

| | |
|--|---------|
| Peso molecular | 98.06 |
| Punto de fusión, °C | 52.85 |
| Punto de ebullición, °C (a 101.3 kPa) | 202 |
| Punto de inflamabilidad, °C (recipiente abierto) | 110 |
| Punto de inflamabilidad, °C (recipiente cerrado) | 102 |
| Límite de explosividad inferior, % vol. | 1.4-3.4 |
| Límite de explosividad superior, % vol. | 7.1 |
| Temperatura de autoignición, °C | 477 |
| Temperatura crítica, °C | 447.85 |
| Presión crítica, kPa | 7280 |
| Densidad relativa del sólido a 20/20 °C | 1.48 |
| Densidad relativa del líquido a 70/70 °C | 1.3 |
| Densidad del vapor (aire = 1) | 3.38 |
| Calor de formación, kJ/mol | -470.41 |
| Calor de combustión, kJ/mol | -1389.5 |
| Calor de fusión, kJ/mol | 13.55 |
| Calor de vaporización, kJ/mol | 54.8 |
| Calor de sublimación, kJ/mol | 71.5 |
| Calor de hidrólisis, kJ/mol | -34.9 |
| Calor de neutralización, kJ/mol | 126.9 |
| Capacidad calorífica, kJ/(K mol) (sólido) | 0.1199 |
| Capacidad calorífica, kJ/(K mol) (líquido) | 0.164 |

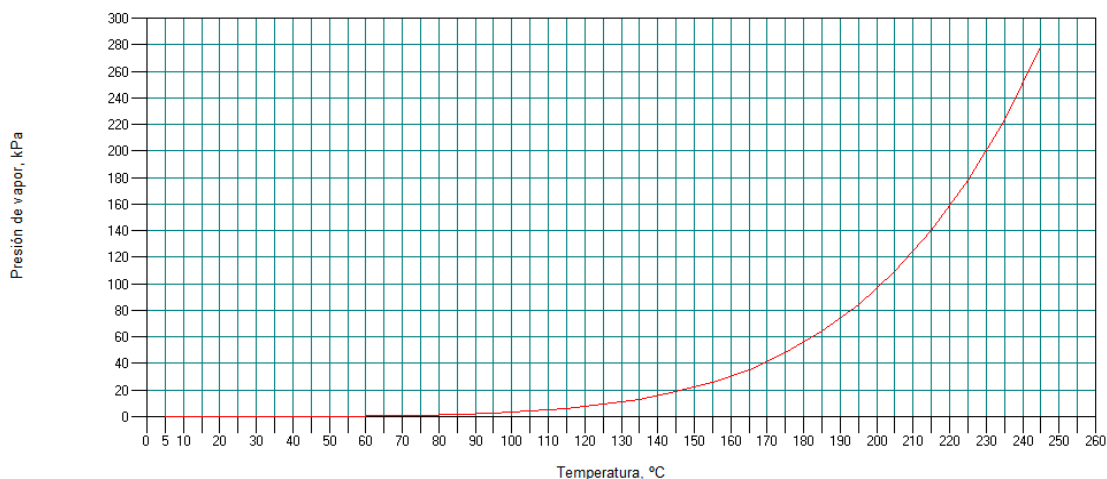
Hay que resaltar de este compuesto su alta presión de vapor. En la tabla 2 mostramos la presión de vapor del AM para varias temperaturas:

Tabla 2. Presiones de vapor del AM en función de la temperatura. Felthouse (2001)

| Temperatura, °C | Presión de vapor, kPa |
|-----------------|-----------------------|
| 44.0 | 0.13 |
| 63.4 | 0.67 |
| 78.7 | 1.33 |
| 95.0 | 2.67 |
| 111.8 | 5.33 |
| 122.0 | 8.0 |
| 135.8 | 13.33 |
| 155.9 | 26.67 |
| 179.5 | 53.33 |
| 202.0 | 101.33 |

En la figura 4 se representa gráficamente la dependencia de la presión de vapor del AM con la temperatura:

Figura 4. Variación de la presión de vapor del AM con la temperatura.



Últimamente, algunos autores han estudiado la variación de algunas propiedades como la viscosidad, la conductividad eléctrica y la densidad del AM con la temperatura, obteniendo datos muy importantes a tener en cuenta para la manipulación del producto. En la tabla 3 mostramos a modo de ejemplo esta variación para la viscosidad:

Tabla 3. Viscosidad del AM en función de la temperatura. Felthouse (2001)

| Temperatura, °C | Viscosidad, mPa·s |
|-----------------|-------------------|
| 60 | 1.61 |
| 90 | 1.07 |
| 150 | 0.6 |

Las propiedades termodinámicas del AM tampoco son invariables frente a la temperatura. Mostramos esta variación en la tabla 4:

Tabla 4. Variación de las propiedades termodinámicas del AM suponiendo que se comporta como un gas ideal a una presión de 1 atm.

| Temperatura, K | C_p° , Cal/(°C·mol) | $\frac{H^\circ - H_0^\circ}{T}$, Cal/(°C·mol) | S° , Cal/(°C·mol) |
|----------------|----------------------------|--|--------------------------|
| 298.15 | 21.24 | 12.76 | 71.88 |
| 600.00 | 33.79 | 20.59 | 90.19 |
| 1000.00 | 41.02 | 27.50 | 110.30 |

El AM, al ser un anhídrido, es susceptible de hidrolizarse cuando está almacenado para formar el ácido correspondiente. También se ha investigado y se ha comprobado que cuando el AM se disuelve en agua se hidroliza, y el pH de estas disoluciones varía en función de la concentración de AM en esa disolución. En la tabla 5 mostramos algunos datos:

Tabla 5. pH de las disoluciones de AM en agua en función de la concentración. Felthouse (2001)

| Concentración, M | pH |
|------------------|------|
| 0.01 | 2.42 |
| 0.005 | 2.62 |
| 0.0001 | 3.10 |

Por ello deberemos tener en cuenta durante el diseño la necesidad de un proceso de purificación para obtener un AM puro, exento de agua. Esta purificación se lleva a cabo comercialmente mediante destilación. A nivel de laboratorio o a pequeña escala, el AM puede purificarse por cristalización o sublimación, operaciones demasiado costosas para llevarlas a cabo a nivel industrial.

Este compuesto es soluble en agua y en la mayoría de los disolventes orgánicos más utilizados. Para llevar a cabo el proceso de cristalización son muy adecuados disolventes como el cloroformo o compuestos aromáticos como el benceno, el tolueno o el *o*-xileno. En la tabla 6 mostramos la solubilidad del AM en distintos disolventes:

Tabla 6. Solubilidad del AM medida a 25 °C. Felthouse (2001)

| Disolvente | Solubilidad, g/100 g disolvente |
|-------------------------|--|
| Acetona | 227 |
| Benceno | 50 |
| Tolueno | 23.4 |
| <i>O</i> -xileno | 19.4 |
| Queroseno | 0.25 |
| Cloroformo | 52.5 |
| Tetracloruro de carbono | 0.6 |
| Acetato de etilo | 112 |
| Agua | 79 |

Se pueden purificar grandes cantidades de AM mediante una deshidratación inicial con un disolvente de elevado punto de ebullición como, por ejemplo, el tetracloroetano, el tolueno, el *o*-xileno, etc., ya que de esta forma se facilita el desplazamiento azeotrópico del agua. Tras la deshidratación, el disolvente se puede recuperar y el AM se puede destilar a presiones bajas.

La descomposición del AM en fase vapor es insignificante por debajo de los 350 °C. A temperaturas muy elevadas se producen descomposiciones importantes, obteniéndose acetileno, CO y CO₂.

Además, la presencia del grupo carbonilo, -C=O, le confiere polaridad a la molécula. Este anhídrido tiene un punto de ebullición similar al de los aldehídos y cetonas de peso molecular parecido.

Comercialmente el AM lo podemos encontrar fundido, en estado líquido, bastante habitual para desplazamientos cortos por carretera, transportado normalmente en vagones cisterna o en camiones cisterna (también se utilizan los contenedores cisterna para envíos ultramarinos); o en estado sólido, producido a partir del fundido, en forma de pastillas, briquetas o escamas, forma de transporte habitual para trasportes a grandes distancias. Las briquetas o las pastillas suelen tener un peso de entre 0.5 y 20 g y generalmente se empaquetan en bolsas de unos 25 kg, pudiendo llegar a sacos que superan los 1000 kg, dependiendo del uso posterior. Normalmente las escamas no son muy utilizadas en los Estados Unidos por su alto contenido en polvo, pero sí que se utilizan frecuentemente en otras partes del mundo.

A continuación mostramos en la tabla 7 las especificaciones típicas que debe cumplir el AM para su posterior venta, recogidas en la norma ASTM D 3504-96:

Tabla 7. Especificaciones típicas para el AM. ASTM D 3504-96

| Propiedad | Especificación |
|---|-----------------------|
| Estado | Fundido o briquetas |
| Color | Blanco |
| Pureza, mínimo, % | 99.5 |
| Punto de solidificación (ASTM D 1493), mínimo, °C | 52.5 |
| Color del fundido (ASTM D 3366), máximo, escala platino-cobalto | 25 |
| Color del fundido después del calentamiento (2 horas a 140 °C, ASTM D 3366), máximo, escala platino-cobalto | 40 |
| Solución de 4 g de AM en 10 mL de agua | Completa e incolora |
| Acidez como ácido maleico, máximo, % | 0.2 |
| Contenido en cenizas, máximo, ppm | 10 |
| Contenido en hierro, máximo, ppm | 5 |

1.3. Propiedades químicas

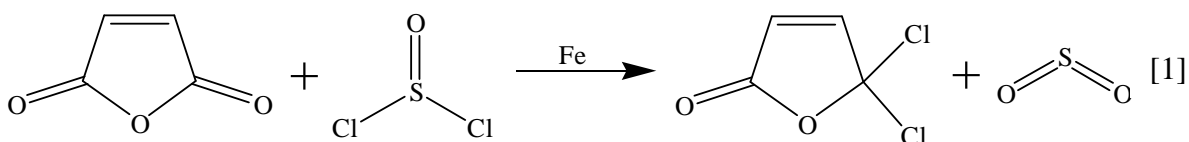
Este compuesto se considera estable. No obstante, debe mantenerse alejado de la humedad, el calor o la llama. El AM reacciona fácilmente con agua para formar ácido maleico. A bajas temperaturas, la adición de alcoholes permite la formación de semiésteres, mientras que a elevada temperatura con presencia de catalizadores de esterificación, se elimina agua produciendo diésteres. La adición de amoníaco o aminas al AM genera las semiamidas correspondientes, las cuales pueden ser convertidas en imidas cíclicas por medio de la eliminación del agua de la reacción.

La elevada reactividad del AM (en gran parte la causante de su gran aplicación industrial para la síntesis de otros compuestos) se debe a la presencia en su estructura molecular tanto del doble enlace etilénico como de los dos grupos carbonilo. La adición de sustancias halógenas permite la formación de anhídridos succínicos dihalogenados o anhídridos maleicos mono y dihalogenados, dependiendo de las condiciones de reacción. La hidrogenación produce anhídrido succínico, 1,4-butanodiol, tetrahidrofurano o butirolactona, dependiendo de las condiciones de reacción.

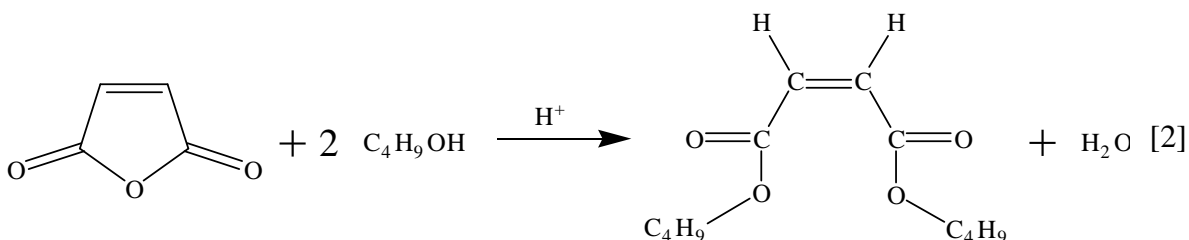
Por la adición de olefinas se forman anhídridos alquenosuccínicos. El AM también sufre reacciones de Diels-Alder con los dienos conjugados. Además, el AM se utiliza para reacciones de homopolimerización y copolimerización.

1.3.1. Reacciones con el grupo carbonilo

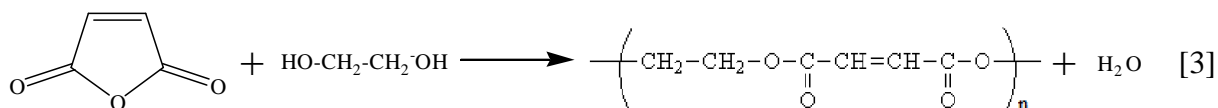
- Formación de cloruro ácido. Mediante el calentamiento del anhídrido o del ácido maleico con fosgeno, cloruro de ftaloilo, pentacloruro de fósforo o cloruro de tionilo en presencia de hierro, se produce una lactona dicloroisocrotónica isomérica o cloruro de maleilo.



- Reacciones de esterificación. Los maleatos mono y dialquílicos se preparan por calentamiento del alcohol o alcóxido con anhídrido o ácido maleico. La esterificación usualmente se cataliza en medio ácido, por ejemplo, con ácido sulfúrico o ácido toluensulfónico.

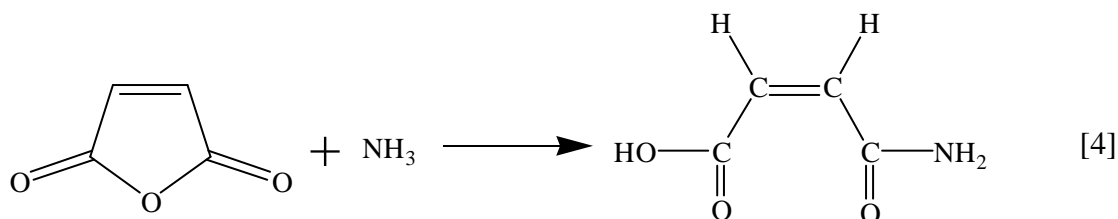


Los poliésteres insaturados lineales se obtienen de los glicoles o epóxidos. El etilenglicol y el AM reaccionan para producir la siguiente unidad repetitiva:

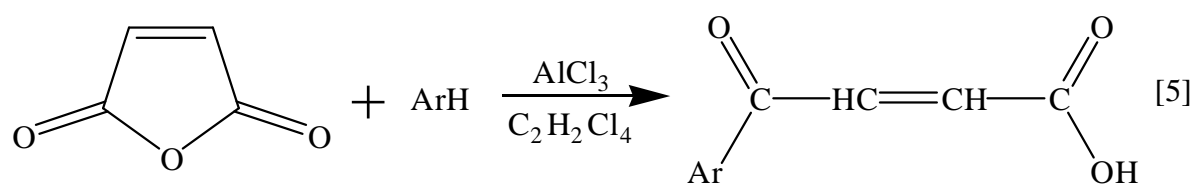


Esta reacción es importante en la industria como una primera etapa en la producción de resinas de poliésteres.

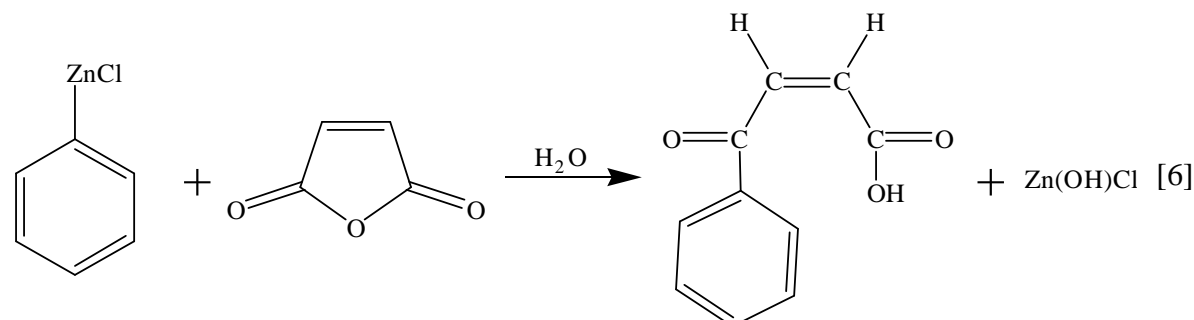
- Reacciones de polimerización. El AM se homopolimeriza con cierta dificultad pero se copolimeriza con facilidad. Los monómeros que se emplean con el AM para hacer los copolímeros comerciales incluyen el etileno, el estireno, el metil-vinil éter y el cloruro de vinilo. La manufactura de resinas de poliésteres insaturados utiliza la mayor cantidad individual de AM. Éste se esterifica con un glicol para formar una estructura fuerte, insoluble y rígida. Las resinas se refuerzan en su mayoría con fibra de vidrio.
- Reacciones de amidación. El AM reacciona con el amoníaco, las aminas primarias y las aminas secundarias para formar mono- o diamidas.



- Reacciones de acilación. El AM reacciona con los hidrocarburos aromáticos en presencia de cloruro de aluminio para producir ácidos β -aroilacrílicos. Los hidrocarburos clorados se emplean generalmente como disolventes.

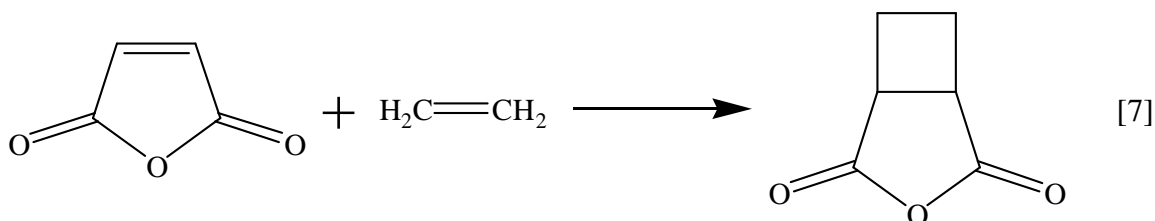


- Reacciones tipo Grignard. Consiste en una reacción de adición nucleofílica de reactivos de Grignard (compuestos organometálicos) con los grupos carbonilo del AM, siendo frecuentemente los rendimientos muy bajos. Son posibles las adiciones 1,2- y 1,4-.

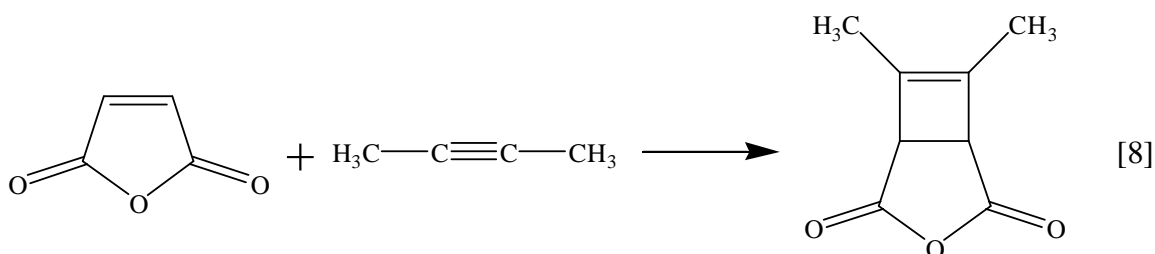


1.3.2. Reacciones de los dobles enlaces

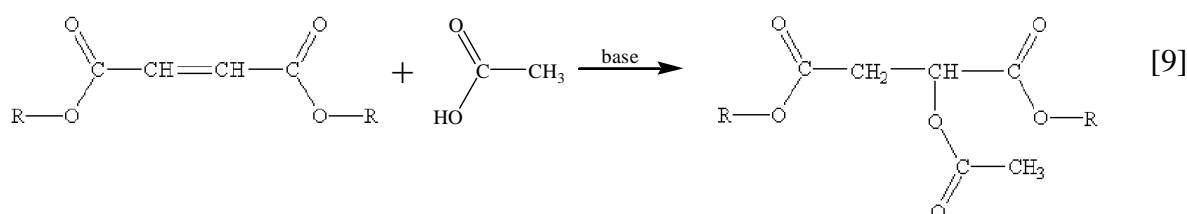
- Reacciones de adición. El AM sirve como un enófilo eficiente en reacciones con alquenos. El alqueno debe tener un hidrógeno alílico. El producto es un anhídrido alquensuccínico.



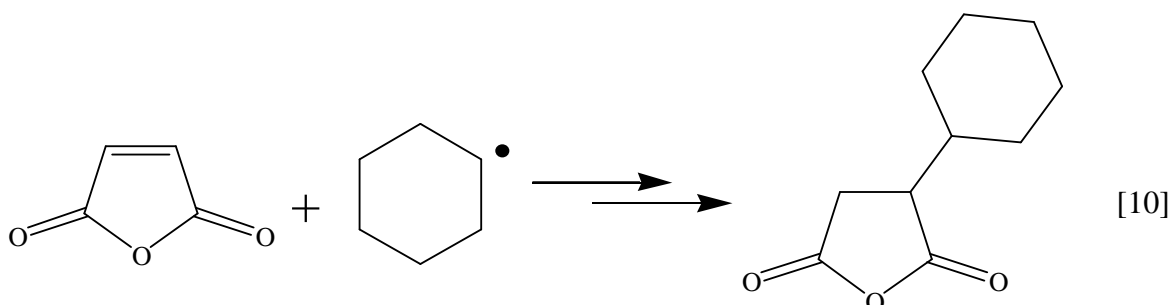
- Reacciones de cicloadición [2+2]. El acetileno y sus derivados se añaden por fotólisis al doble enlace del AM en la forma [2+2] para producir aductos de ciclobuteno.



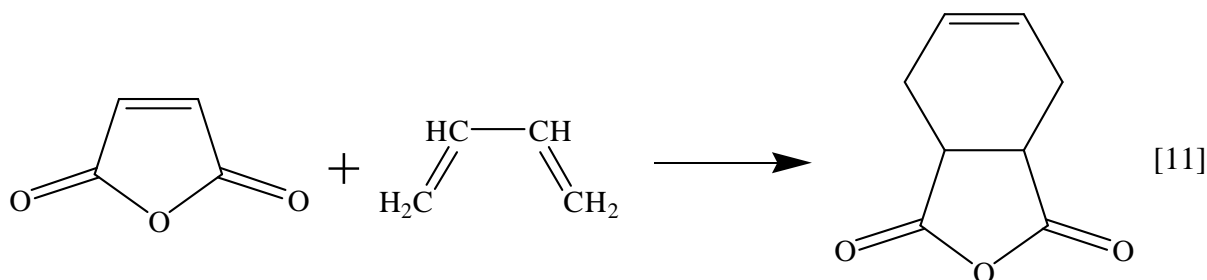
- Reacciones de adición nucleofílica. Debido a la capacidad de los grupos carbonilo para extraer electrones en los sistemas conjugados maleico y fumárico, el átomo de carbono β es muy susceptible al ataque de reactivos nucleofílicos. Este tipo de reacción usualmente se efectúa bajo condiciones básicas de acuerdo con la siguiente ecuación general:



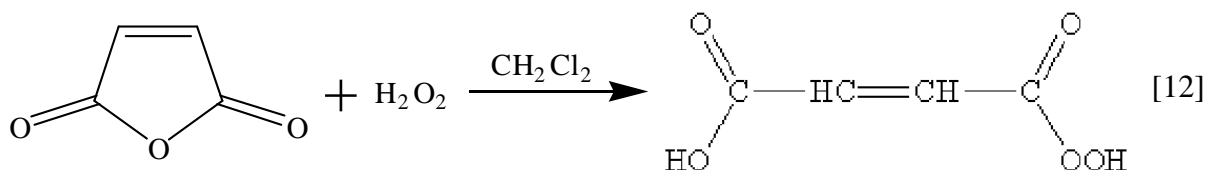
- Reacciones de adición electrofílica. El doble enlace deficiente en electrones del AM y sus derivados es susceptible de ser atacado por varios reactivos electrofílicos.
- Reacciones con radicales libres. Los radicales nucleofílicos se añaden al AM para formar el anhídrido alquilsuccínico correspondiente.



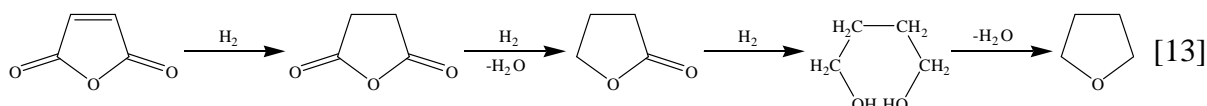
- Reacciones de isomerización. El ácido maleico se isomeriza a ácido fumárico por aplicación de calor o mediante el empleo de catalizadores químicos. Los derivados del ácido maleico también pueden isomerizarse.
- Reacciones concertadas no polares. El doble enlace C=C del AM reacciona con otras especies insaturadas de varias maneras. La reacción Diels-Alder del AM y sus derivados se ha estudiado extensamente. Por lo general, estas reacciones de cicloadición-1,4 son reversibles y a menudo presentan una estereoquímica interesante.



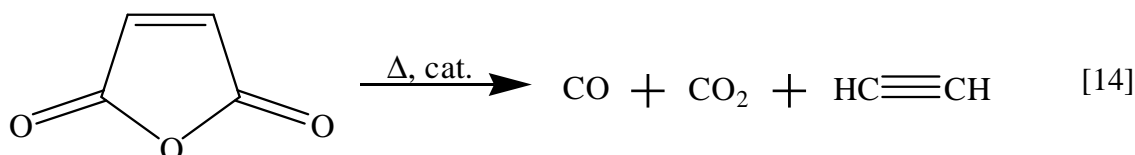
- Reacciones de oxidación. La ozonólisis produce glioxalatos, ácido tartárico o ácido oxálico, según las condiciones de reacción y del disolvente.



- Reacciones de reducción. La reducción catalítica heterogénea del AM y sus derivados forma anhídrido succínico, succinatos, γ -butirolactona, tetrahidrofurano y 1,4-butanodiol, según el catalizador empleado.



- Reacciones de descomposición. El AM se descompone en óxidos de carbono sobre catalizadores que contienen óxidos de metales de transición. El AM también puede descomponer exotérmicamente en fase líquida para producir dióxido de carbono, monóxido de carbono, y juntos o por separado, etileno y acetileno, según las condiciones de reacción.



Son muchos más los tipos de reacciones en las que puede intervenir el AM (alquilación, hidratación, sulfonación, hidroformilación, etc.). No pretendemos aquí hacer un estudio exhaustivo de todas ellas sino que, simplemente, hemos resaltado aquellas que creemos que son más importantes, debiendo acudir a libros especializados para profundizar en este aspecto.

1.3.3. Métodos de análisis del anhídrido maleico

Es importante conocer las técnicas analíticas y pruebas que existen para estudiar la calidad de este producto. Para la mayoría de las pruebas, tanto los vendedores como los laboratorios comerciales cuentan con los procedimientos y equipos para su correcta realización.

Para tener la capacidad de realizar los análisis de la manera apropiada lo primordial es la experiencia adquirida. Es importante elegir unos laboratorios con las instalaciones precisas para llevarlos a cabo y que distinga los resultados que muestren que algo falla y cuándo se requiere repetir las pruebas para dar una solución más exacta al problema que se haya planteado. Unos datos incorrectos sólo conducen a localizar los fallos en la dirección equivocada y a la pérdida de mucho tiempo y dinero intentando atacar un problema que no existe y, lo que es más importante, problemas que verdaderamente estén ocurriendo pueden no atacarse debido a unos resultados inadecuados, teniendo lugar la corrosión, la degradación del producto, la pérdida de capacidad en la planta, etc.

Cuanto más se conozcan las pruebas a realizar y cuáles son los resultados a esperar, mayor será la probabilidad de mantener el proceso en las condiciones correctas de operación. Al menos una vez al año se debe realizar el conjunto completo de pruebas de análisis del AM para asentar las bases o disponer de marcas históricas del sistema. Se deben realizar las pruebas importantes bastante a menudo para contar con unos valores de referencia ante desequilibrios en el sistema o cambios en las condiciones de operación, para así poder relacionarlos con cambios en la calidad del AM. A menudo se encuentran casos en los que los resultados de los análisis muestran un AM severamente degradado, debido a que la franja de tiempo entre las que se realizan los análisis es tan grande que la velocidad de degradación y los motivos que la provocaron no se determinaron con ninguna exactitud.

Un buen control del AM nos lleva a una operación más fiable, menores tiempos muertos, reducir la adición de disolvente puro y reducir los costes de corrosión y mantenimiento. El dinero gastado en un buen programa de análisis se ve compensado en varias veces por lo que ganamos al obtenerlo.

En las hojas de especificaciones que suministran todos los proveedores de AM podemos ver distintos métodos de análisis para este compuesto puro. Sin embargo, frecuentemente necesitaremos determinar la cantidad de AM presente en determinadas mezclas complejas, como los productos de una reacción, por ejemplo, por lo que ha sido necesario desarrollar una serie de métodos para este propósito.

La siguiente lista de análisis, aunque no es exhaustiva, incluye la mayor parte de las pruebas que se realizan al AM. No es necesario realizarlas todas en cada intervalo de pruebas, y algunas pruebas pueden eliminarse del programa de pruebas si se detecta que los resultados históricos de dicha prueba muestran su incapacidad para detectar la presencia de nuestro producto en la mezcla de productos de la reacción.

- Métodos titulométricos

El AM se disuelve en agua mediante sucesivas hidrólisis para obtener ácido maleico. El producto resultante, al ser un ácido dicarboxílico, posee dos constantes de ionización diferentes que, medidas en agua a 25 °C, son:

$$pK_1 = 1.83 \rightarrow K_1 = 1.42 \cdot 10^{-2}$$

$$pK_2 = 6.07 \rightarrow K_2 = 8.57 \cdot 10^{-7}$$

De este modo, el ácido maleico producido es valorado frente a una base acuosa de sosa o potasa en sus dos puntos finales, a pH = 3.7 y 9.5. La rápida reactividad del AM con alcoholes de bajo peso molecular para producir ésteres, por ejemplo monoalquil maleato, se puede usar en la determinación de AM mediante la valoración de su punto final con fenolftaleína. El radical ácido restante, al producirse el éster, hace que la molécula se pueda valorar como un ácido monocarboxílico.

El anhídrido también puede evaluarse mediante una determinación potenciométrica con metóxido sódico en metanol. La combinación de ambos métodos, el acuoso y el anhidro, nos da la cantidad de ácido que impurifica el AM. Por ejemplo, la presencia de menos de un 0.1 % de ácido, produce un punto claro de infección en la curva potenciométrica de una serie de ácidos conocidos. También pueden determinarse las impurezas ácidas mediante la determinación potenciométrica en una disolución de acetona con una solución estándar de tripropilamina o *N*-etilpiperidina. El xileno insoluble también será medido como contenido en ácido. En sistemas en los que se tiene que determinar el anhídrido se puede usar el valor del ácido anílico. La determinación de cantidades traza se puede realizar usando compuestos formados por dimetilamina. La determinación colorimétrica (adición de compuestos de rojo anaranjado intenso) puede utilizarse para determinar cantidades de hasta un 0.1 % AM en algunos sistemas.

- Cromatografía gas-líquido (GLC)

Se pueden encontrar multitud de ejemplos de la determinación cuantitativa de AM usando GLC en diferentes condiciones. En la tabla 8 se recogen algunos de estos ejemplos, las columnas utilizadas y la aplicación para la que se han usado:

Tabla 8. Análisis de AM mediante GLC. Mills (1996)

| Columnas | Especies | Aplicación |
|--|---|------------------------------------|
| 15 % Polietilenglicol 4000 en material refractario | Productos orgánicos, incluyendo el AM | Oxidación del <i>cis</i> -2-buteno |
| 25 % Dioctil sebacato + 10 % ácido sebácico en Chromosorb P AW | Dimetil maleato, dimetil citraconato, AM, anhídrido citracónico | Oxidación del metilciclopentano |
| 10 % PFMS-6 aceite de silicona en 3:1 Chromosorb W | AM, naftaleno, fenil metanol, 1,4-naftoquinona | Oxidación del naftaleno |
| 10 % PFMS-6 aceite de silicona en 3:1 Chromosorb W-TND-TSM | AM, naftaleno, ácido benzoico, anhídrido ftálico, 1,4-naftoquinona | Oxidación del naftaleno |
| Apiezon M (usando anhídrido ftálico bruto) | AM, naftaleno, ácido benzoico, anhídrido ftálico, α -naftoquinona, ftalimida | Oxidación de naftaleno |
| OV-225 en carbón negro grafitizado térmicamente | AM, anhídrido ftálico, ftalolactona, ácido <i>o</i> -toluico, <i>o</i> -metilbenzaldehído | Oxidación del <i>o</i> -xileno |
| 5 % OV-101 en Chromosorb G HP (malla 100-120) | Benzaldehído, fenol, cresoles, ácido benzoico, AM, antraquinona | Oxidación del tolueno |
| 5 % GE-XF-1150 aceite de silicona en Fluoropak 80 | Ácido maleico, AM, ácido acético, ácido propiónico, ácido isobutírico | Hidrogenación del AM |
| Porapak Q | Óxido de propileno, epiclorhidrina, AM, propilenglicol y otras impurezas | Impurezas poliméricas |
| Porapak QS | Etileno, <i>n</i> -butano, acroleína, ácido acético, ácido acrílico, AM | Oxidación de <i>n</i> -butano |

En la tabla se incluye información sobre el origen del AM en cada caso. Esto puede ayudar a la hora de determinar los productos de oxidación.

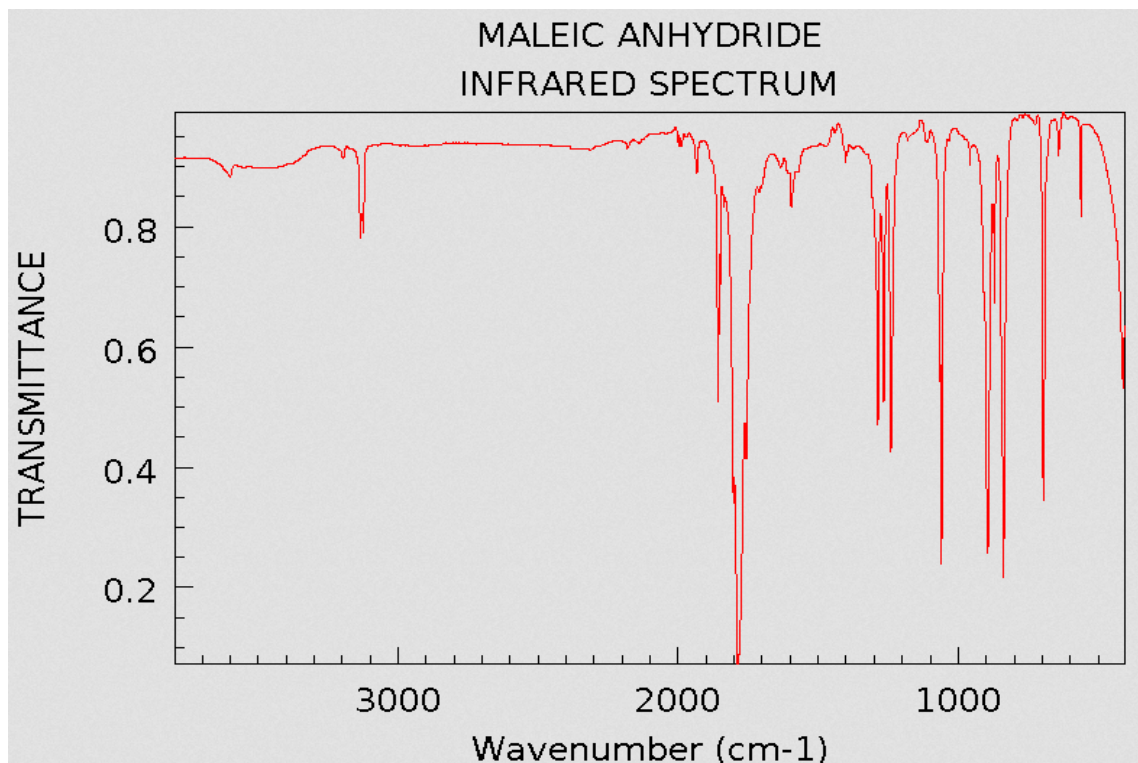
La clave para la determinación cuantitativa por esta técnica es la calibración. Debido a que es un método rápido y preciso, son muchas las cadenas de producción en las que se ha instalado para la determinación de AM en la corriente de producto.

- Espectroscopía de infrarrojos (IR)

En la figura 5 se muestra una espectroscopía de infrarrojos del AM. Las bandas más características del anhídrido aparecen aproximadamente a 1780 y 1850 cm^{-1} . La posición exacta de estas bandas depende de la naturaleza de la muestra así como del disolvente utilizado. El doblete es atribuido generalmente al acoplamiento mecánico de los grupos carbonilos. De este modo, la banda de alta frecuencia es producida por el modo simétrico extendido, mientras que la banda de baja frecuencia es producida por la forma asimétrica. La banda de 1780 cm^{-1} es muy fuerte y puede ser usada en ocasiones para determinar la proporción de AM en mezclas mediante IR, con un error del 1 %. El método es bastante útil cuando se analizan los resultados mediante IR.

El AM se puede estudiar en detalle y se pueden hacer valoraciones cuando éste se encuentra en disoluciones de productos como cloroformo o benceno. Este método también podría utilizarse en presencia de otros anhídridos, poliésteres en concreto, dando valores aceptables. De cualquier modo deberemos tener en cuenta todos los criterios de aplicación y las limitaciones que implica el uso de esta técnica.

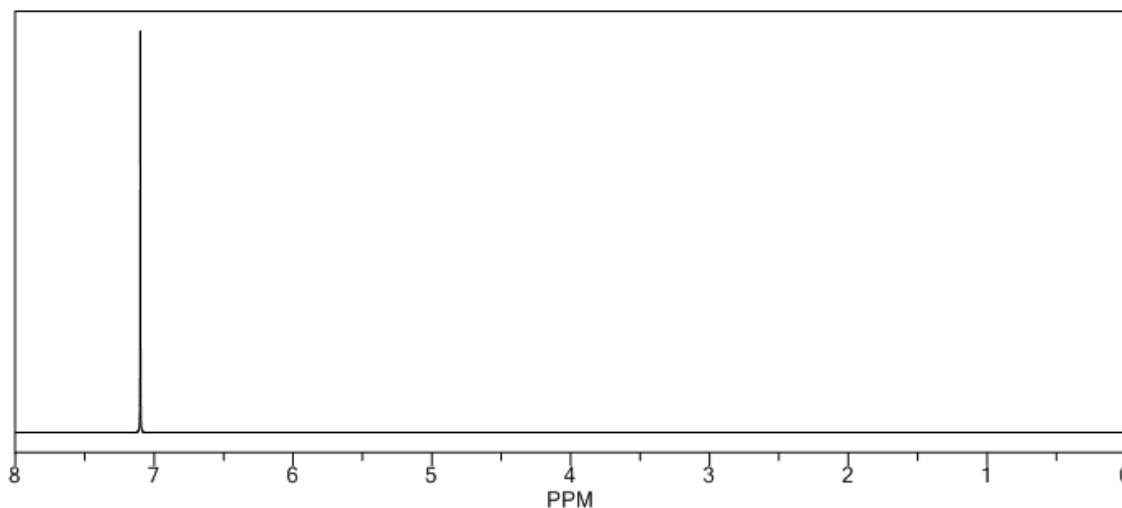
Figura 5. Espectroscopía de infrarrojos del AM. NIST (2013)



- Resonancia magnética nuclear (RMN)

En el espectro de resonancia magnética nuclear protónica del AM encontramos un único pico (doble) característico a 7.10 ppm, debido a la equivalencia entre los hidrógenos del vinilo, como se muestra en la figura 6:

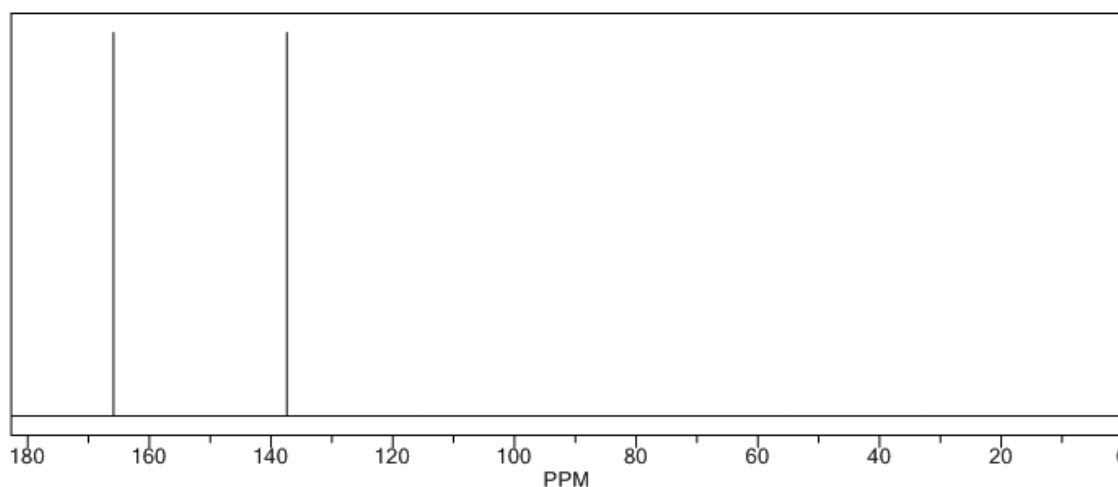
Figura 6. Espectro de resonancia magnética nuclear protónica del AM.



Este método es bastante útil para realizar un seguimiento de la razonabilidad tanto de la parte anhídrida como de la olefínica de la molécula, produciendo la apertura del anillo, lo que muestra la señal característica del vinilo que suele aparecer en la parte alta del campo de representación.

También se han realizado y contrastado resultados sobre estudios de resonancia magnética nuclear del C^{13} , obteniéndose dos picos (dobles) distintos: a 137.4 ppm el correspondiente a los carbonos vinílicos y a 165.9 ppm el correspondiente a los carbonos carbonílicos, según podemos ver en su espectro de la figura 7:

Figura 7. Espectro de resonancia magnética nuclear de C^{13} del AM.

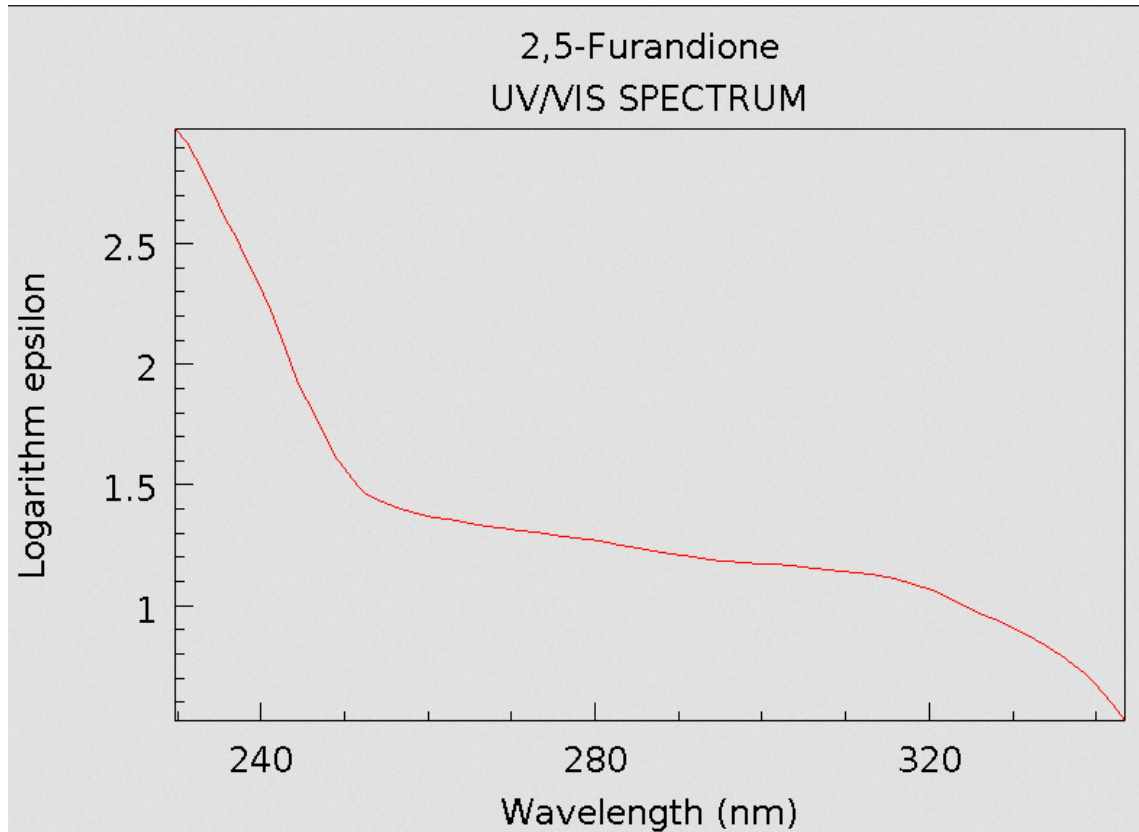


- Otros métodos de análisis

Desde que el AM puede ser reducido polarográficamente (potencial -0.72 ± 0.02 V), el método puede utilizarse también para la determinación cuantitativa de AM y sus derivados. Esto requiere que la otra sustancia presente no pueda ser reducida en esas condiciones, o que si lo es, que su potencial sea lo suficientemente diferente del potencial del AM.

También puede utilizarse para la determinación de AM la espectroscopía electrónica. En la figura 8 podemos ver el espectro UV-visible del AM:

Figura 8. Espectro UV-visible del AM. NIST (2013)



Debido a la seguridad en el trabajo y a factores de salud, cada vez se requieren técnicas que permitan detectar concentraciones de AM más pequeñas. Por tanto, los métodos de análisis tenderán a evolucionar en el futuro permitiendo análisis mucho más precisos y utilizando la muestra en los diferentes estados de agregación.

1.4. Propiedades biológicas

Respecto a las propiedades biológicas del AM, en la tabla 9 recogemos algunos datos toxicológicos de este compuesto. En ella podemos ver la dosis letal determinada para distintas especies animales:

Tabla 9. Dosis letal del AM para distintas especies animales. Felthouse (2001)

| Especie | Vía | LD ₅₀ , mg/kg |
|----------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Cobaya | Oral | 390 |
| Cobaya | Dérmica | > 20000 |
| Conejo | Oral | 875 |
| Conejo | Dérmica | 2620 |
| Rata | Oral | 400 |
| Rata | Subcutánea | 507 |
| Rata albina Sprague Dawley | Oral (en aceite de maíz) | 1050 |
| Rata albina Sprague Dawley | Oral (en agua) | 900 |
| Ratón | Oral | 465 |
| Ratón | Subcutánea | 270 |

Así pues, la ingestión de AM sin combinar se debe considerar simplemente tóxica. No se tienen datos sobre los efectos que la acumulación de esta sustancia en el organismo humano puede causar, ni sobre la dosis letal mínima para los humanos. Cuando se utiliza industrialmente, el peligro se reduce básicamente a la irritación aguda de ojos, piel y vías respiratorias cuando se está expuesto a él, irritación que se produce a concentraciones de producto muy pequeñas, de aproximadamente 2 ppm. El valor límite de umbral de acuerdo con ACGIH en el aire es de 0.25 ppm (1 mg/m³) y el grado de exposición permisible según la OSHA también es de 0.25 ppm.

El AM produce en los tejidos del cuerpo una intensa irritación local. Estos efectos irritantes se manifiestan más rápidamente en los tejidos húmedos a causa de la hidrólisis del producto. Debido a su ligero olor acre es perceptible a concentraciones superiores a 0.49 ppm. Aunque el AM es un sólido a temperatura ambiente, tiene una presión de vapor bastante significativa.

La Asociación de Fabricantes de Productos Químicos tiene una hoja informativa de seguridad de productos químicos, SD-88, en la que detalla las características del AM respecto a fuegos, explosiones, riesgos para la salud, almacenamiento, transporte,...

1.5. Efectos sobre la salud

Frases de Riesgo

R22: Nocivo por ingestión

R36/37/38: Irrita los ojos, la piel y las vías respiratorias

R42: Posibilidad de sensibilización por inhalación

El anhídrido maleico es irritante de la piel, los ojos y la membrana mucosa que cubre la parte superior del aparato respiratorio. Una inhalación leve puede causar dolores de cabeza severos, sangrado por la nariz, náuseas y visión doble.

Al contacto con la piel produce dolor e irritación, especialmente si la piel está húmeda, debido a la hidrólisis del anhídrido maleico a ácido maleico en presencia de la humedad. El anhídrido maleico puede causar dermatitis caracterizada por la formación de pequeñas ampollas.

Es muy irritante para los ojos y puede causar conjuntivitis y opacidad de la córnea si no se elimina rápidamente. La ingestión puede causar la muerte o daños severos permanentes aún con pequeñas cantidades.

1.5.1. Inhalación

Los problemas por inhalación del anhídrido maleico se pueden dar por dos formas de estado del producto: por medio de la inhalación del anhídrido maleico en pequeñas partículas de polvo o por medio de la inhalación de los gases producidos durante su evaporación. Cuando el anhídrido maleico ha sido inhalado como polvo, puede producir irritación severa de la nariz y la garganta, tos, estornudos y quemaduras de la garganta. Puede causar en ocasiones reacciones respiratorias alérgicas. Cuando la exposición al polvo es repetida, puede causar bronquitis crónica de tipo asmático.

Los vapores del anhídrido maleico producen una rápida contaminación del aire por medio de la evaporación de la sustancia a 20 °C. Cuando se inhalan vapores de esta sustancia, se puede producir la sensación de quemaduras, irritación de la nariz, la garganta y los pulmones, tos, dolor de cabeza, dificultad para respirar, náuseas, respiración corta y dolor de garganta. La inhalación directa de los vapores durante exposiciones prolongadas o repetidas, puede causar en los pulmones lesiones serias generando en ocasiones asma en personas susceptibles o reacciones alérgicas, a concentraciones de 6 a 8 mg/m³ las personas no acostumbradas a manejar el anhídrido maleico pueden sufrir irritación nasal en menos de un minuto.

1.5.2. Contacto con la piel o los ojos

El contacto con la piel es corrosivo. Puede no causar quemaduras inmediatas de la piel, pero el contacto prolongado con la piel húmeda causa enrojecimiento, la

generación de eritemas que pueden progresar a vesiculaciones, irritación severa de la piel, ampollas o quemaduras, hinchazón o reacciones alérgicas.

Cuando el contacto del anhídrido maleico con la piel es prolongado, puede causar reacción alérgica, alteraciones de la piel, dermatitis o sensibilización.

Cuando se produce el contacto del anhídrido maleico con los ojos, produce dolor, irritación, acompañado de una sensibilidad a la luz y visión doble. Una exposición en los ojos dentro de una concentración de 6 a 8 mg/m³ hace que las personas no acostumbradas a manejar esta sustancia puedan sufrir irritación en los ojos después de 15 a 20 minutos; sin embargo, han sido reportados niveles de irritación de los ojos en concentraciones de anhídrido maleico de 1 mg/m³.

En casos de mayor exposición con el polvo o vapor, se producen quemaduras o irritación ocular con hinchazón, conjuntivitis, fotofobia y quemaduras de la córnea, posible lesión permanente y ceguera.

1.5.3. Ingestión

A nivel del tracto intestinal, el anhídrido maleico es considerado como tóxico. La ingestión puede producir dolor de garganta, dolor abdominal, vómitos y quemaduras del tracto digestivo. La presencia de anhídrido maleico dentro del sistema digestivo puede producir también dolor abdominal con sensación de ardor interno, sed, debilidad, diarrea, náuseas y, finalmente, colapso.

1.5.4. Efectos crónicos

Las principales consecuencias de exposición crónica están encaminadas al daño del sistema respiratorio y de la piel. Exposiciones crónicas pueden producir a nivel respiratorio problemas como el asma, bronquitis crónica y reacciones alérgicas.

La exposición excesivamente prolongada o repetida, puede ser muy perjudicial para los ojos, produciendo conjuntivitis, fotofobia, quemaduras a la córnea y, en ciertos casos, ceguera.

1.5.5. Efectos sistémicos

1.5.5.1. Efectos cardiovasculares

No hay evidencia que permita concluir que el anhídrido maleico cause efectos adversos en el sistema cardiovascular tanto en forma crónica como en forma aguda para exposiciones en la piel, por ingestión o por inhalación.

1.5.5.2. Efectos hematológicos

No hay evidencia que permita concluir que el anhídrido maleico cause efectos adversos en la sangre tanto en forma crónica como en forma aguda para exposiciones en la piel, por ingestión o inhalación.

1.5.5.3. Efectos musculares

No se encontraron estudios referidos a los efectos musculares de la exposición, ingestión o contacto con anhídrido maleico.

1.5.5.4. Efectos hepáticos

No hay evidencia que permita concluir que el anhídrido maleico cause efectos adversos en el hígado tanto en forma crónica como en forma aguda para exposiciones en la piel, por ingestión o por inhalación.

1.5.5.5. Efectos renales

Según estudios de reproducción realizados por la EPA en el año de 1982, se presentaron múltiples lesiones renales en ratas de una primera generación que fueron alimentadas con maíz contaminado en concentraciones de 150 mg/kg/día de anhídrido maleico. La dosis mínima sobre la cual se producen lesiones en los riñones de las ratas es de 20 mg/kg/día.

1.5.5.6. Efectos endocrinos

No hay evidencia que permita concluir que el anhídrido maleico cause efectos adversos en glándulas tanto en forma crónica como en forma aguda para exposiciones en la piel, por ingestión o inhalación.

1.5.5.7. Efectos inmunológicos

No hay evidencia que permita concluir que el anhídrido maleico cause efectos adversos en el sistema inmunológico tanto en forma crónica como en forma aguda para exposiciones en la piel, por ingestión o inhalación.

1.5.5.8. Efectos neurológicos

Se reporta dolor de cabeza en personas expuestas accidentalmente a nieblas de anhídrido maleico.

1.6. Información toxicológica

DL₅₀ (oral, ratas) = 400 mg/kg

DL₅₀ (piel, conejos) = 2620 mg/kg

1.6.1. Cáncer

La exposición, ingestión y otros métodos de contacto han sido investigados para verificar si poseen efectos cancerígenos y mutagénicos. Los estudios no encontraron ningún resultado positivo para pruebas carcinógenas.

1.6.2. Efectos reproductivos y del desarrollo

Un estudio reproductivo realizado por la EPA en el año 1979 en ratas permitió concluir que a concentraciones de 140 mg/kg*día durante 6-15 días de gestación se presentan efectos reproductivos positivos.

1.6.3. Efectos genotóxicos

Según estudios de reproducción realizados por la EPA en el año 1982 en donde se utilizaron ratas de laboratorio, machos y hembras que fueron alimentados con maíz contaminado en concentraciones de 0, 20, 55 ó 150 mg/kg/día de anhídrido maleico, se presentaron lesiones renales. De otro lado, las ratas de una segunda generación presentaron múltiples lesiones renales. Los animales provenían de una primera generación alimentada con maíz contaminado con anhídrido maleico en concentración de 150 mg/kg*día.

1.7. Respuesta a accidentes

Toda persona que entre en contacto con un material químico peligroso no sólo debe estar atento a realizar medidas preventivas sino también debe conocer acerca de procedimientos de emergencia, que pueden ayudar a evitar que un incidente menor se transforme en una catástrofe.

1.7.1. Primeros auxilios

La exposición aguda al anhídrido maleico puede requerir una descontaminación de la víctima. Para casos de exposición aguda es necesario que la víctima, después de recibir los primeros auxilios, sea remitida a un centro hospitalario para su tratamiento posterior.

Dependiendo del grado de exposición, se debe llevar a cabo una revisión médica periódica. Después de un accidente y la aplicación de los primeros auxilios, debe mantenerse el reposo y la observación médica periódica. Las personas que presentan síntomas de asma, deben ser alejadas del contacto con el anhídrido maleico.

1.7.1.1. Exposición en ojos

La persona se debe retirar del peligro lo más rápidamente posible. Los ojos se deben lavar inmediatamente con abundante agua durante por lo menos 15 minutos levantando ocasionalmente los párpados superior e inferior para evitar acumulación de la sustancia en estas áreas. Nunca se deben portar lentes de contacto cuando se trabaje con esta sustancia. Si existen objetos extraños en los ojos, como lentes de contacto, éstos se deben retirar primero antes de efectuar cualquier procedimiento. La víctima siempre debe recibir atención médica.

1.7.1.2. Exposición en la piel

La persona afectada se debe retirar del peligro de forma segura tanto para la víctima como para la persona que se encuentra prestando la asistencia. En caso de contacto, lave la piel inmediatamente con jabón y agua abundantes por lo menos durante 15 minutos, mientras se quita la ropa y zapatos contaminados, finalmente debe lavarse de nuevo la piel.

Cuando el anhídrido maleico logre penetrar a través de la ropa, ésta se debe retirar de inmediato y debe ser lavada completamente y concienzudamente antes de volverla a usar; mientras que prendas como zapatos, cinturones y otros artículos de cuero contaminados deben ser desechados. Una vez se hayan administrado los procedimientos de primeros auxilios, la persona afectada se debe remitir a evaluación médica.

1.7.1.3. Inhalación

La víctima se debe ubicar rápidamente en lugares donde se pueda tener acceso al aire fresco. Ubicar a la persona boca arriba con la cabeza inclinada 90° hacia la derecha o a la izquierda. El personal de atención de primeros auxilios debe evitar verse involucrado en el contacto con la sustancia cuando se lleve a cabo el procedimiento de primeros auxilios. Si la víctima ha cesado de respirar se debe administrar respiración artificial, si la persona respira con dificultad, se debe administrar oxígeno desde una máscara de respiración. La persona afectada se debe mantener caliente y en reposo. La víctima siempre debe recibir atención médica inmediata.

1.7.1.4. Ingestión

No es una buena práctica inducir el vómito en las víctimas que hayan ingerido soluciones de anhídrido maleico ya que este procedimiento puede conllevar al aumento en las quemaduras del tracto digestivo superior. En el caso en que el vómito ocurra espontáneamente, se deben mantener libres las vías respiratorias. Nunca se debe administrar ningún líquido o alimento por vía oral a una persona inconsciente. El mejor procedimiento de primeros auxilios que se puede administrar en el caso en el que la víctima esté consciente consiste en la dilución de los contenidos estomacales con vasos de agua o leche.

1.7.1.5. Rescate

La persona afectada se debe retirar de la zona de peligro. Para mejor desempeño en momentos de emergencia, se deben aprender los procedimientos de emergencia de la instalación y conocer la ubicación del equipo de rescate antes que se presente la necesidad.

Para situaciones de emergencia, se deben usar un respirador-purificador de aire de pieza facial completa equipado con cartuchos para vapores orgánicos y filtros para polvo y neblina. Durante las operaciones de limpieza, se debe quitar inmediatamente toda la ropa contaminada.

1.7.2. Incendios

El polvo de anhídrido maleico en suficiente concentración, puede formar mezclas explosivas con el aire, con la emisión de gases tóxicos como hidrocarburos y óxidos de carbono. En caso de incendio, se deben utilizar agentes de extinción como espuma, anhídrido carbónico o bióxido de carbono. Por ningún motivo se debe usar agua o polvo químico seco debido al potencial de explosión resultante de la reactividad del anhídrido con estos medios de extinción. Durante la operación de extinción se debe utilizar equipo de respiración autónomo en demanda de presión u otro modo de presión positiva y equipo de protección completo. El área afectada se debe evacuar de todo personal que no sea el de emergencias. Los contenedores de esta sustancia se deben

trasladar rápidamente fuera de la zona del fuego. Si el moverlos es imposible o muy peligroso, se deben enfriar con chorros de agua.

1.7.3. Procedimientos en caso de derrames o fugas

En caso de derrame se debe evacuar el área afectada y, a ser posible, ventilar la zona afectada. Se deben eliminar todas las posibles fuentes de ignición. Si el derrame implica anhídrido maleico en estado sólido, se debe evitar la generación de polvo. El material derramado se debe transferir a envases herméticos para su recuperación o desecho. Es muy importante mantener los derrames y limpiezas de derrames alejados del alcantarillado municipal y de cuerpos de agua. Los derrames se deben atender utilizando herramientas y equipos que no produzcan chispas.

Si se derraman pequeñas cantidades de anhídrido maleico, se deben recoger con un trozo de papel u otro material absorbente, que después se debe ubicar en un contenedor hermético y sin peligro de contacto con fuentes de ignición como cigarrillos o quemar en un lugar seguro. Cuando se derraman grandes cantidades de anhídrido maleico se deben recoger con arena o tierra, ambas secas, para luego proceder a su quema en un horno de combustión previa mezcla con una sustancia combustible.

1.8. Condiciones para el manejo y el almacenamiento seguro orientadas a disminuir el riesgo para la salud humana

Antes de trabajar con anhídrido maleico, las personas involucradas se deben entrenar en su manejo y almacenamiento. Además deben estar entrenados en el uso del equipo de protección individual. Debe existir un programa completo en el manejo de respiradores, los peligros y exposiciones de su mal manejo o de la ausencia del aparato.

Se recomienda un sistema de escape local o general para las exposiciones de empleados debajo de los límites de exposición. En general, se prefiere la ventilación con extractor local debido a que puede controlar las emisiones del contaminante en su fuente, impidiendo dispersión del mismo al lugar general de trabajo.

Para mayor seguridad en el manejo, debe evitarse la formación de polvo y controlar las fuentes de ignición. Se debe aplicar el manejo de las normas de conexión a tierra, de desfogue y de seguridad contra explosiones de acuerdo con las prácticas aceptadas de ingeniería en cualquier proceso capaz de generar polvo y electricidad estática. El vaciado del contenido del recipiente de anhídrido maleico debe llevarse a cabo en una atmósfera inerte o no inflamable; de lo contrario pueden estar presentes vapores o polvos inflamables que causen un incendio instantáneo o explosión debido a la descarga electrostática. Los envases de este material son peligrosos cuando están vacíos ya que retienen residuos del producto (polvo, sólidos).

Debido a la disociación y descomposición del anhídrido maleico en ácido maleico y agua se debe tener especial cuidado con la humedad del almacenamiento del anhídrido. La generación del ácido presenta los mismos riesgos o mayores en ciertos casos en su manejo.

1.8.1. Frases de seguridad

S1/2: Manténgase bajo llave y fuera del alcance de los niños

S26: En caso de contacto con los ojos, lávelos inmediata y abundantemente con agua y acuda a un médico

S30: Nunca agregue agua a este producto

S45: En caso de accidente o malestar, acuda inmediatamente al médico (si es posible muestre la etiqueta)

1.8.2. Almacenamiento

El anhídrido maleico se debe guardar en un envase cerrado herméticamente y almacenado en un área fresca, seca y bien ventilada. Los envases se deben proteger contra los daños físicos y aislados de las sustancias incompatibles. Los recipientes del anhídrido maleico no se deben reutilizar.

Las temperaturas extremas durante el almacenamiento son peligrosas, por lo tanto la temperatura ambiente es preferible. No se debe almacenar este material cerca de alimentos, comida o agua para beber.

El anhídrido maleico es una sustancia que puede arder, luego se debe limitar su almacenamiento interior a áreas dotadas con equipos contra incendios como rociadores automáticos. Durante el almacenamiento y manejo, se deben conectar todos los envases de metal con un polo a tierra para evitar la generación de chispas y se debe alejar de toda fuente de calor, de ignición y de materiales reactivos.

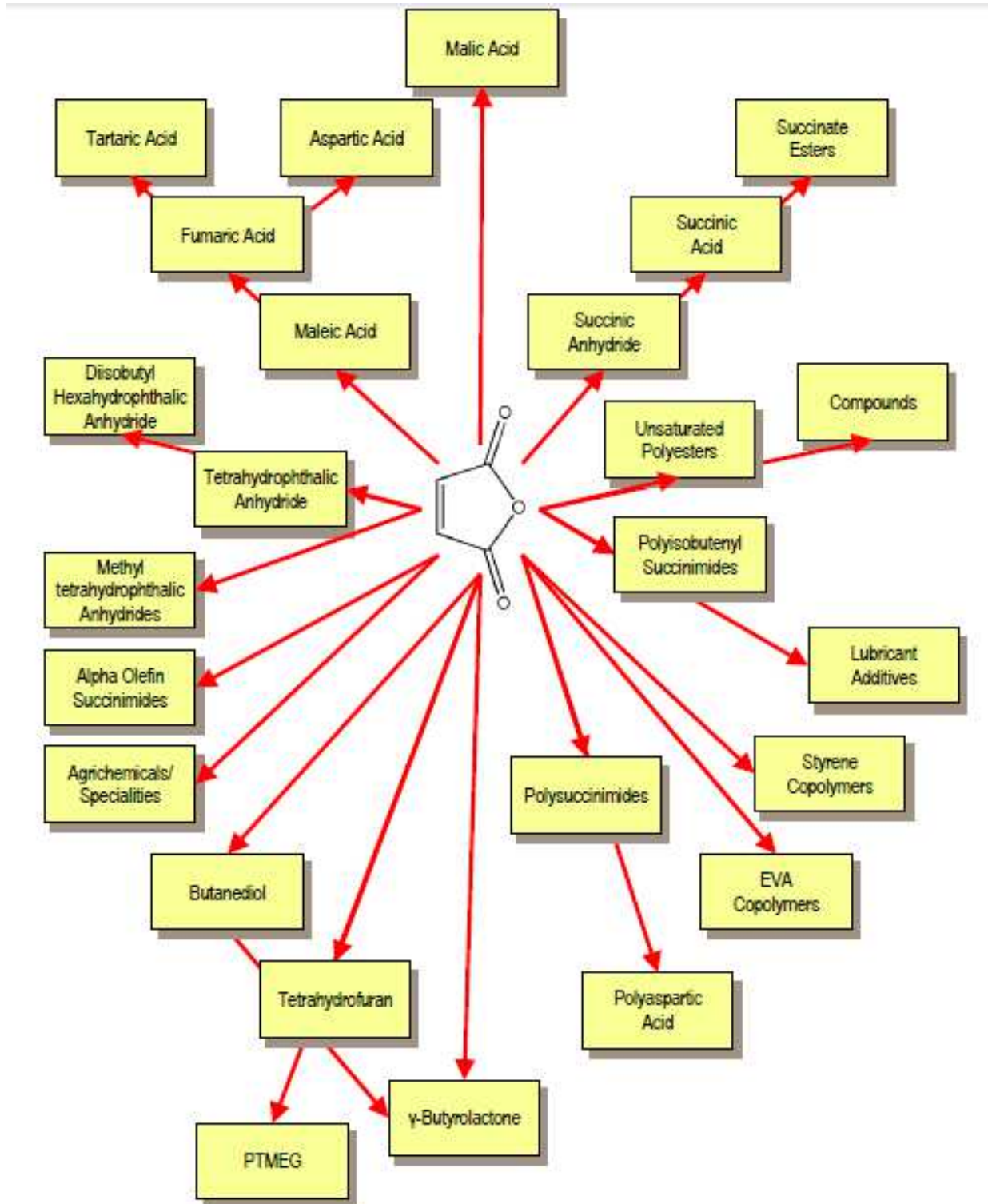
Un polvo fino de este material puede originar una explosión de polvo. Cuando se maneje y procese este material se puede requerir una ventilación por extracción local para controlar el polvo y reducir la exposición a los vapores.

Después del trabajo con anhídrido maleico, los trabajadores se deben bañar y asear asegurándose de eliminar toda posible contaminación con la sustancia.

1.9. Aplicaciones

Son muchos los compuestos químicos comerciales que se pueden obtener a partir del anhídrido maleico: ácido maleico, ácido fumárico, ácido tartárico, ácido aspártico y ácido succínico, por poner algunos ejemplos de los más significativos. En la figura 9 se muestran todos los derivados del AM en forma de árbol:

Figura 9. Derivados del anhídrido maleico. Nexant's (2005)



El ácido sulfosuccínico producido a partir del AM es muy utilizado para la producción de agentes humectantes. Muchos de los derivados del AM son importantes en las industrias farmacéutica, textil, químicos para fotografía, agentes de actividad superficial, agentes de bronceado y aditivos del petróleo.

Como consecuencia de su elevada reactividad dada por los grupos carbonilo y por el doble enlace del anillo, el AM se puede utilizar en reacciones de policondensación y poliadición. La mayor aplicación del AM es la producción de resinas mediante la reacción de esterificación. La reacción de poliadición permite la generación de moléculas tridimensionales que participan en la generación de resinas de alta resistencia. Comercialmente los productos más relevantes obtenidos a partir del AM son las resinas de poliéster y alquílicas, lacas, plastificantes, copolímeros y lubricantes.

Las resinas de poliéster y alquílicas son utilizadas con fibra de vidrio y otros materiales de refuerzo para producir gran cantidad de piezas moldeadas rígidas. Estas piezas son utilizadas en partes para vehículos, paneles para construcción, botes, tanques de almacenamiento para sustancias químicas, tuberías de bajo peso, domos de radares y tinas para baño.

El anhídrido tetrahidroftálico se forma a partir del AM mediante la reacción de Diels-Alder con el butadieno; la hidrogenación del AM produce anhídrido hexahidroftálico. El anhídrido metilhexahidroftálico se obtiene de forma similar a partir de la reacción del AM y del isopreno. Todos estos productos se utilizan como agentes anhdros de curado para las resinas epóxicas.

También se utiliza, aunque en menores cantidades, en la producción de pesticidas (malatión, captán) e inhibidores del crecimiento (hidrazida maleica, alar). Los surfactantes se obtienen a partir de los ésteres del ácido maleico mediante reacción con hidrogeno sulfito sódico. Cuando se añaden pequeñas cantidades de anhídrido a aceites secantes, el AM reduce el tiempo de secado y mejora las propiedades de las lacas.

A modo de resumen, en la tabla 10 mostramos la distribución de uso final del AM para el año 2000:

Tabla 10. Usos del AM en Estados Unidos, año 2000. Felthouse (2001)

| Producto | % de la demanda |
|-----------------------------------|------------------------|
| Resinas de poliéster insaturado | 63 |
| Aditivos para aceites lubricantes | 11 |
| Copolímeros maleicos | 8 |
| Ácidos málico y fumárico | 5 |
| Productos agroquímicos | 2 |
| Otros | 11 |
| <i>TOTAL</i> | 100 |

Como puede comprobarse, la mayoría del AM producido se utiliza para la fabricación de resinas de poliéster insaturado. Estas resinas de poliéster insaturado

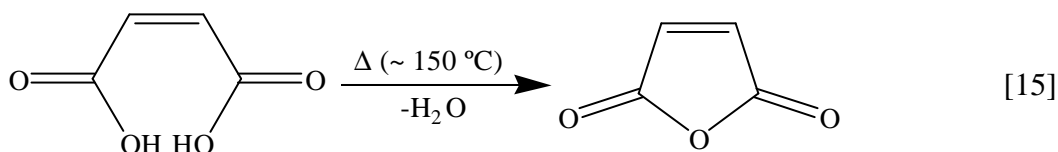
puede utilizarse tanto para aplicaciones de vidrio reforzado como no reforzado. En la tabla 11 mostramos la distribución de uso final para la resina de poliéster insaturado para el año 2000:

Tabla 11. Usos de las resinas de poliéster insaturado en los Estados Unidos, año 2000. Felthouse (2001)

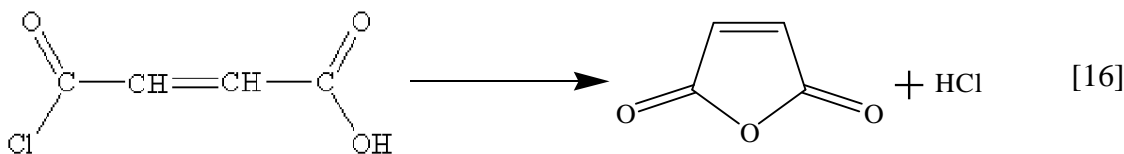
| Producto | % de la demanda |
|-----------------|------------------------|
| Construcción | 34.2 |
| Marina | 16.2 |
| Transporte | 15.0 |
| Corrosión | 10.4 |
| Electricidad | 1.9 |
| Otros | 22.3 |
| <i>TOTAL</i> | 100.0 |

1.10. Métodos de síntesis

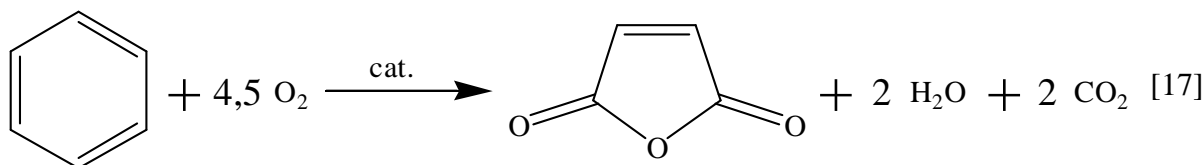
El anhídrido maleico no se encuentra en la naturaleza. T. J. Pelouze fue el que lo produjo por primera vez en 1834 por calentamiento del ácido málico (un compuesto que se encuentra en las manzanas y en otras frutas), produciendo la deshidratación de éste. La deshidratación del ácido no es un método general para la preparación del anhídrido, aunque algunos anhídridos cíclicos pueden prepararse a partir de ácidos dicarboxílicos de esta forma. Uno de los requisitos para el éxito de estas transformaciones es que el cierre del anillo conduzca a un producto cíclico de cinco o seis miembros.



La electronegatividad de los halógenos frente a los haluros de alcanoilo activa la función carboxilo frente al ataque de otros nucleófilos, aunque sean débiles. Siguiendo este mecanismo, el tratamiento de haluros de alcanoilo con ácidos carboxílicos da como resultado la formación de anhídridos carboxílicos.



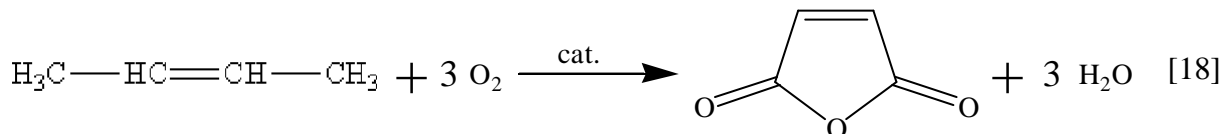
El AM (y sus dos isómeros ácidos) no estuvo disponible comercialmente hasta la década de 1930, cuando la National Aniline and Chemical Company inició un proceso a escala industrial de oxidación catalítica del benceno en fase vapor, cuya reacción es la que mostramos a continuación:



La oxidación se lleva a cabo a temperaturas de entre 350-400 °C y a presión ligeramente superior a la atmosférica, utilizando como catalizador óxidos de vanadio y de molibdeno soportados en óxidos inertes tales como alúmina, sílice o tierra de diatomeas. Dado que la reacción es muy exotérmica, el catalizador sólido se coloca normalmente dentro de un gran número de tubos que son enfriados por la circulación de una mezcla de sales fundidas por el lado de la carcasa del reactor. El tiempo de permanencia es de aproximadamente 0.1 segundos. La alimentación al reactor, en estado gaseoso, está compuesta por un 1.5 % en volumen de benceno en aire. Aproximadamente el 72 % del benceno se convierte a AM, el 26 % se quema en reacciones secundarias generando óxidos de carbono, y el 2 % restante se convierte en subproductos orgánicos sin interés.

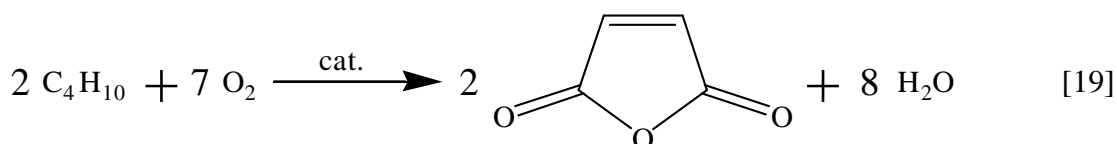
El rápido incremento en el precio del benceno y el reconocimiento de esta sustancia como un compuesto peligroso y cancerígeno, provocó que se intensificase la

búsqueda de otros procesos tecnológicos alternativos para la síntesis de AM a partir de otras materias primas. Esta búsqueda dio su fruto en 1962, año en que Petroitex realizó por primera vez la obtención de AM a escala industrial por oxidación de buteno. El buteno procedía, como subproducto, de la deshidrogenación de butano a butadieno. La reacción de oxidación es la siguiente:



La oxidación tiene lugar a 350-450 °C y 2-3 bar, usando como catalizador pentóxido de vanadio sobre soportes inertes como los citados anteriormente y activado por óxidos de fósforo. La selectividad referida al contenido de buteno que es oxidable a AM, en general, alcanza sólo el 45-60 %. Los subproductos principales son CO y CO₂, produciéndose también de forma frecuente otras sustancias tales como ácidos acético, acrílico, fumárico, crotonico y glioxílico, así como formaldehído. Este proceso tuvo bastante éxito y al poco tiempo Bayer, en 1969, puso en funcionamiento una instalación para AM mediante un proceso propio parecido. Sin embargo, con el tiempo fueron surgiendo otras alternativas mejores que han hecho que este proceso haya caído en desuso, de tal forma que en 1988, a nivel mundial, solamente existían dos plantas operando que utilizasen el buteno como materia prima, una de ellas empleando un reactor de lecho fluidizado.

En 1974 la planta de Monsanto de J. F. Queeny realizó la primera producción industrial de AM a partir de butano. Gracias al desarrollo de los catalizadores realizado por empresas como Monsanto, Denka y Halcon que han conseguido obtener catalizadores más activos y selectivos, en la década de 1980 se comenzó el cambio de las plantas de producción de AM, pasando de utilizar benceno como materia prima a usar butano. La reacción química que tiene lugar se muestra a continuación:

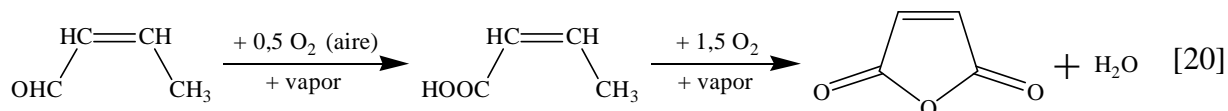


La oxidación se produce a 390-430 °C de temperatura y 1.36 atm de presión, usando catalizadores de óxidos de vanadio-fósforo (VPO) en forma de pastillas. El reactor consta de una serie de tubos en cuyo interior se coloca el catalizador, que es enfriado mediante la circulación por el exterior de estos tubos de una mezcla de sales fundidas. En cuanto a la composición de la alimentación, habitualmente se emplea un 1.65 % en volumen de butano en aire. Del butano alimentado, el 53 % se convierte a AM, el 30 % a óxidos de carbono y el 17 % queda sin reaccionar. La corriente de producto obtenida va bastante libre de compuestos orgánicos, aunque se pueden encontrar pequeñas cantidades de ácido acético y ácido acrílico.

Además debemos mencionar que se produce AM, aunque en cantidades bastante inferiores a las obtenidas mediante los procesos indicados anteriormente, en la fabricación de anhídrido ftálico, proceso en el cuál nuestro compuesto se recupera como un subproducto y se comercializa.

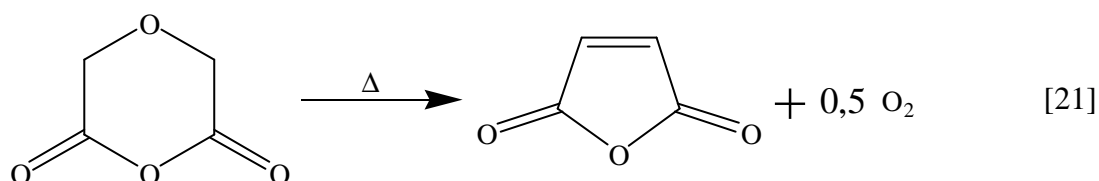
Citaremos también, aunque a modo anecdótico dada su escasa difusión a nivel comercial, que como consecuencia de diversos intentos por encontrar otro método de

síntesis mejor del AM a partir de una materia prima distinta del benceno, se encontró un proceso basado en la oxidación catalítica del crotonaldehído con aire. Éste fue utilizado por la empresa I. G. Farbenindustrie durante la Segunda Guerra Mundial en Alemania, elegido posiblemente a causa del importante desarrollo de la actividad petroquímica de esta empresa en ese periodo, aunque posteriormente este proceso no ha tenido ninguna difusión.



Además hemos podido observar que el acetileno fue otro de los compuestos considerados por un amplio número de empresas químicas a la hora de elegir una materia prima para la síntesis del AM, debido a que era una sustancia fácil de obtener. Otros productos tales como furfural, mezclas de olefinas, ciclopentadieno, tolueno, terpenos, etc. se han utilizado como reactivos, aunque la mayoría de ellos sólo han alcanzado el nivel académico, nunca a escala industrial, debido a su inviabilidad económica y/o a su escasa selectividad.

Debemos comentar también alguna otra ruta alternativa para la síntesis de AM como la pirólisis de anhídrido diglicólico, desarrollada por Hurd y Glass, teniendo lugar la siguiente reacción:



A pesar de la existencia de todas estas formas de obtención del AM, el benceno y sobre todo los hidrocarburos de 4 átomos de carbono son las materias primas utilizadas mundialmente para la síntesis industrial de nuestro producto, como ya hemos comentado.

Hoy en día es un producto químico de gran importancia, es el tercer anhídrido más importante de uso comercial después del anhídrido acético y del anhídrido ftálico.

2. Estudio de mercado

2.1. Demanda de anhídrido maleico

El anhídrido maleico es un compuesto químico polifuncional de importancia comercial a nivel mundial, del cual unas tres mil millones de libras al año en todo el mundo se utilizan en la fabricación de un gran número de productos de valor comercial, incluyendo resinas de poliéster insaturado, productos agroquímicos y aditivos para aceites lubricantes. Aunque en el estudio del producto ya mencionamos las numerosas aplicaciones que tiene este compuesto, las retomaremos y ampliaremos aquí para ilustrar la importancia del AM y su gran utilidad industrial.

El AM es una molécula verdaderamente extraordinaria pues posee dos tipos de funciones químicas que la hacen especialmente útil para aplicaciones y síntesis químicas. Si bien el AM por sí mismo tiene pocos, si es que tiene alguno, usos para el consumidor, en sus formas derivadas es extremadamente versátil y se han encontrado multitud de aplicaciones.

Aproximadamente el 52 % de todo el AM que se consumió en 2010 fue para la producción de resinas de poliéster insaturado. En la mayoría de las regiones del mundo, el mayor mercado de AM es para la fabricación de estas resinas. La demanda de resinas de poliéster insaturado se ve influida por la salud de la industria de la construcción y del estado general de la economía. Existen muchas formulaciones de resinas de poliéster insaturado. Una formulación típica de resina de poliéster insaturado consiste en un ácido (o anhídrido) dibásico aromático, anhídrido ftálico por ejemplo; un ácido (o anhídrido) dibásico insaturado, como el anhídrido maleico; y un glicol, como el propilenglicol. Las cadenas de poliéster se entrecruzan entonces a través del doble enlace con agentes reticulantes vinílicos tales como el estireno. Se pueden añadir refuerzos en forma de fibras de vidrio o de otras fibras de refuerzo para proporcionar la resistencia requerida al producto final. La formulación exacta del poliéster insaturado, su agente de entrecruzamiento o reticulante y la fibra de refuerzo se selecciona cuidadosamente para optimizar el rendimiento del producto final.

El ácido fumárico y el ácido málico se obtienen a partir del AM. El principal uso del ácido fumárico es en la fabricación de productos de papel encolado. El ácido fumárico también se utiliza como agente potenciador del sabor y como acidulante alimentario, al igual que el ácido málico. Éste es un acidulante especialmente deseable en algunas bebidas, concretamente en aquellas que se endulzan con el edulcorante artificial aspartamo, estando su concentración máxima permitida limitada por motivos de seguridad alimentaria.

Los aditivos para aceites lubricantes representan otro mercado importante para los derivados del AM, los anhídridos polialquencil succínicos, compuestos producidos a partir del AM que proporciona una parte esencial de la estructura molecular de aquellos. Esta importancia ha aumentado mucho a causa de las mejoras y requerimientos de la ingeniería mecánica, que busca reducir la contaminación y mejorar la eficiencia de los combustibles. Estos materiales actúan como dispersantes e inhibidores de la corrosión. Una molécula de anhídrido polialquencil succínico particularmente importante en este mercado es el anhídrido poliisobutilen succínico (PIBSA), donde el grupo poliisobutilen tiene un peso molecular de 900 a 1500. También se utilizan otros polialquencil. El

anhídrido polialquénil succínico se derivatiza con varias aminas para producir tanto dispersantes como inhibidores de la corrosión. Otro tipo de dispersante es un poliéster producido a partir del anhídrido polialquénil succínico y del pentaeritritol.

El AM se utiliza en multitud de aplicaciones para producir un copolímero vinílico por la copolimerización del AM con otras moléculas que tienen la función vinilo. Los copolímeros típicos y sus usos finales se muestran en la tabla 12:

Tabla 12. Copolímeros del AM con funciones vinilo y sus usos finales. Felthouse (1993)

| Copolímero | Usos finales |
|--|--|
| Copolímero de estireno-AM | Termoplásticos de ingeniería |
| | Productos químicos para el tratamiento del papel |
| | Ceras para suelos |
| | Emulsionantes |
| | Protectores coloidales |
| | Protectores solares |
| Copolímero de metil vinil éter-AM | Dispersantes |
| | Espesantes |
| | Dispersantes |
| | Agentes estabilizantes |
| | Adhesivos |
| | Detergentes |
| | Productos cosméticos |
| Artículos de tocador | |
| Copolímero de diisobutileno-AM | Agentes dispersantes |
| Copolímero de ácido acrílico-AM | Ingredientes de detergentes |
| Copolímero de 1,3-butadieno-AM | Agentes de encolado |
| Copolímero de C ₁₈ - α -olefina-AM | Emulsionantes |
| | Recubrimientos para papel |

La utilización de AM para la fabricación de productos agroquímicos ha disminuido en las últimas décadas. Malatión y Difolatan ya no se fabrican en Estados Unidos y el volumen de producción de Alar se ha reducido significativamente por motivos medioambientales. La hidrazida maleica, Captán, Endothal y algunos otros derivados maleicos continúan usándose en agricultura para distintas tareas: regulación del crecimiento de las plantas, fungicidas, insecticidas y herbicidas.

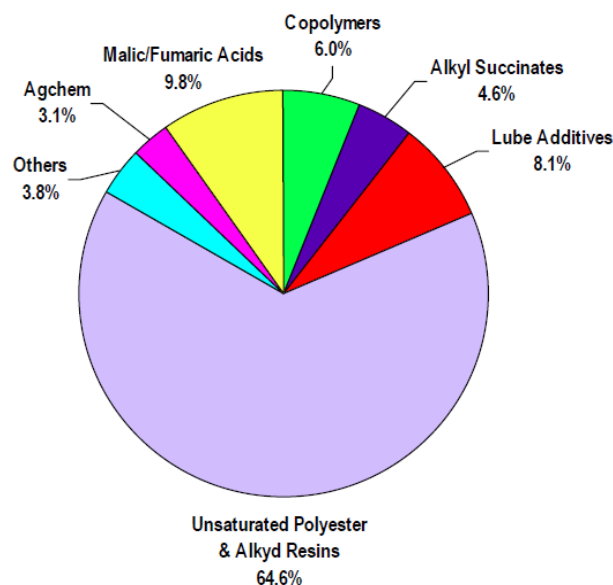
Hay otras muchas aplicaciones para las que el AM se utiliza como materia prima. Estas aplicaciones demuestran la versatilidad de esta molécula. El popular edulcorante artificial aspartamo es un dipéptido con un aminoácido (ácido L-aspartico) que se produce a partir del AM como material de partida. En la bibliografía se describen

procesos para la producción de ácido poliaspártico, un polímero biodegradable con aplicaciones en detergencia, tratamiento de aguas y como sustituto del ácido poliacrílico. Los anhídridos alquénil succínicos sintetizados a partir de varias α -olefinas lineales se utilizan en el encolado del papel, en detergentes y en otras muchas aplicaciones. Los ésteres del ácido sulfosuccínico se usan como agentes de superficie. Las resinas alquídicas se utilizan para revestimientos superficiales. El anhídrido cloréndico se usa como compuesto resistente a la llama. El ácido tetrahidroftálico y el anhídrido hexahidroftálico tienen aplicación en la síntesis de resinas especiales. Se ha conseguido realizar películas impermeables para gases mediante el injerto de AM a películas de polipropileno, utilizándose en el envasado de alimentos. El anhídrido polimaleico se utiliza como inhibidor de la corrosión. El AM forma copolímeros con el etilenglicol y con el metil vinil éter que se esterifican parcialmente para usos biomédicos y farmacéuticos.

Un desarrollo importante para la utilización del AM es la producción de productos de la familia del 1,4-butanodiol- γ -butirolactona-tetrahidrofurano. El Proceso Tecnológico Kvaerner otorga licencia a un proceso para la producción de 1,4-butanodiol a partir del AM. Esta tecnología se puede utilizar para producir una mezcla de productos de las tres moléculas según necesite el fabricante. En el año 1998 existían dos plantas en funcionamiento con la tecnología Kvaerner, con una capacidad combinada de 50 kt/año de 1,4-butanodiol. Para esa fecha, algunas otras plantas que utilizarían la tecnología Kvaerner estaban en construcción o ésta ya se había anunciado. SISAS produce 1,4-butanodiol a partir de AM en sus instalaciones en Feluy, Bélgica. DuPont produce en España tetrahidrofurano a partir de AM. La tecnología de DuPont consiste en oxidar el butano a AM, que se recupera como ácido maleico, y posteriormente es reducido a tetrahidrofurano. BP-Amoco ha anunciado una instalación en Lima para producir 1,4-butanodiol a partir del AM usando una tecnología propia.

En la figura 10 mostramos el porcentaje del AM fabricado que se destina a cada una de sus aplicaciones principales en Estados Unidos (las variaciones de unas regiones a otras son muy pequeñas, excepto en China y algunos otros países asiáticos que destinan una buena parte de su producción a la fabricación de butanodiol):

Figura 10. Demanda de AM para uso final en Estados Unidos, año 2004. Nexant's (2005)



Total Refined⁽¹⁾ MA Demand = 285 Thousand Tonnes

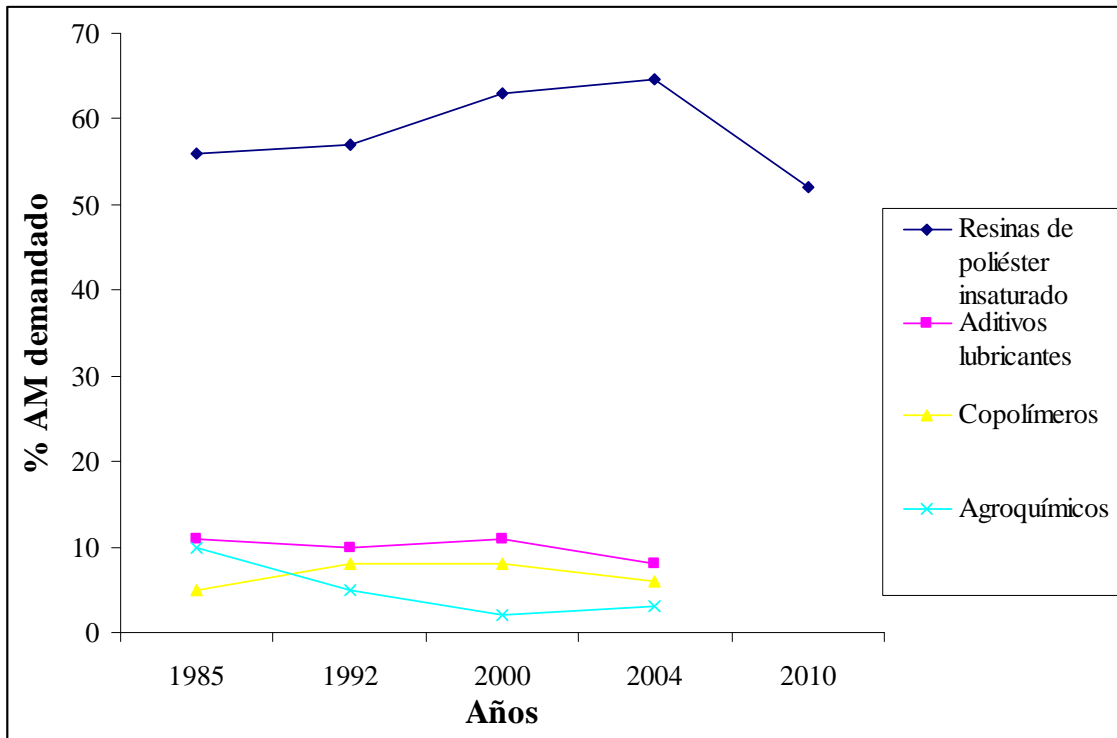
En la tabla 13 resumimos los principales usos del AM y la cantidad de éste que consume cada uno de ellos en Estados Unidos en 1985:

Tabla 13. Consumo de AM en Estados Unidos, año 1985. Cooley (1988)

| Producto | AM consumido (en millones de libras) | % del total | Usos |
|---------------------------------|--|----------------|--|
| Resinas de poliéster insaturado | 193 | 56 | Plástico reforzado en paneles de construcción, componentes de cuartos de baño, embarcaciones de recreo, automóviles, tanques, tuberías, mármol sintético, recubrimientos superficiales |
| Aditivos lubricantes | 40 | 11 | Dispersante de fangos y aditivos anticorrosivos |
| Ácido fumárico | 33 | 10 | Resinas de tamaño de papel, poliésteres insaturados, reactivos plastificantes, resinas alquídicas y acidulantes alimentarios |
| Productos químicos agrícolas: | 33 | 10 | |
| Malatión (10) | | | Insecticida de amplio espectro |
| Hidrazida maleica (6) | | | Regulador del crecimiento de las plantas |
| Captán (6) | | | Fungicida |
| Difolatan (6) | | | Fungicida |
| Endothal (1) | | | Herbicida acuático y defoliante |
| Alar (0.5) | | | Regulador del crecimiento de las plantas |
| Copolímeros | 19 | 5 | Copolímeros comercialmente importantes se limitan a aquellos hechos con estireno, etileno y metil vinil éter. Éstos encuentran una variedad de usos en cosméticos, adhesivos, detergentes, ceras para suelos, tintas de impresión y termoplásticos |
| Ácido maleico | 10 | 3 | Acidulantes alimentarios |
| Otros | 18 | 5 | Reactivos plastificantes, agentes de superficie, anhídrido clorédico, resinas alquídicas, anhídrido tetrahidroftálico |
| <i>Total</i> | 346 | | |

En la figura 11 mostramos una gráfica donde aparece la evolución temporal del porcentaje del AM consumido para cada uno de sus usos más importantes:

Figura 11. Evolución temporal de la demanda de AM para los principales usos finales.

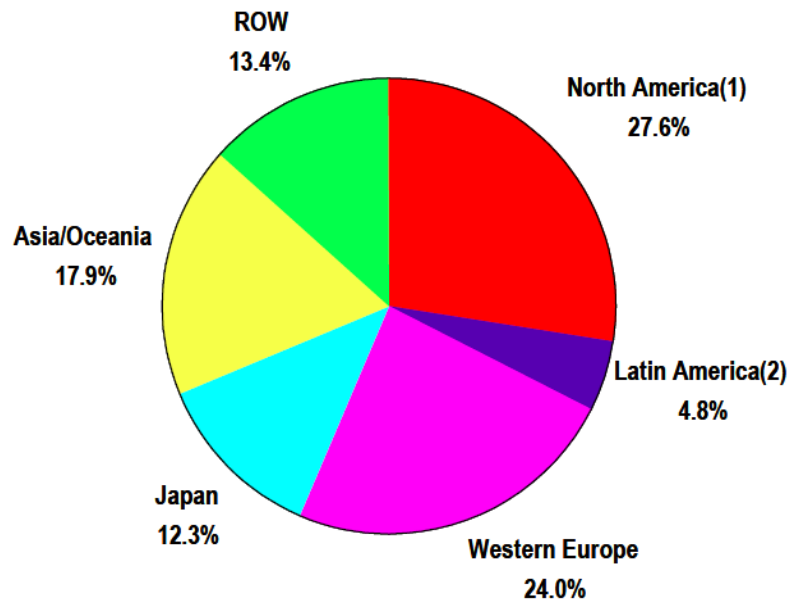


A la vista de la gráfica se puede ver cómo su consumo para la fabricación de resinas de poliéster insaturado se ha mantenido más o menos constante, aumentando en los años de bonanza económica y disminuyendo en el periodo de crisis. El resto de usos mayoritarios se mantienen más o menos constantes, observándose un ligero aumento en productos de reciente auge, como los copolímeros, y observándose un descenso considerable en los productos agroquímicos, cada vez más prohibidos y menos utilizados.

Tras todo lo expuesto anteriormente, podemos concluir que el AM es un producto químico de gran importancia industrial y con bastante potencial comercial, siendo un producto bastante demandado por la industria química y, por tanto, su fabricación y comercialización es totalmente viable.

Continuaremos nuestro análisis examinando el consumo de nuestro producto, AM, a nivel mundial y por regiones. Para ello se muestra en primer lugar la figura 12 en la que aparece la demanda global de AM en el año 2004 (sin tener en cuenta el consumido para la fabricación de butanodiol):

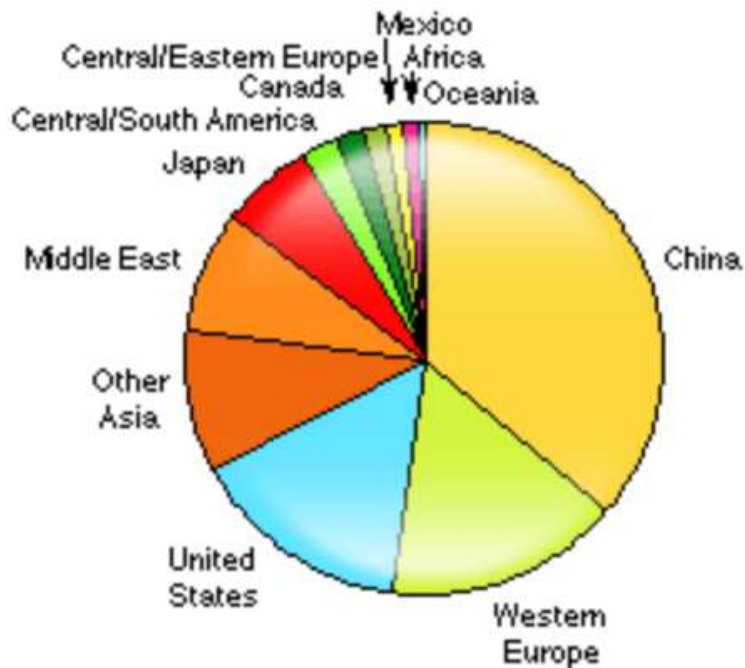
Figura 12. Demanda global de AM por regiones, año 2004. Nexant's (2005)



Total Refined MA Demand = 1.03 Million Tonnes

En la figura 13 podemos ver el consumo mundial de AM en el año 2011 (teniendo en cuenta el consumido para la fabricación de butanodiol):

Figura 13. Consumo mundial de AM por regiones, año 2011. IHS Chemical (2011)



A la vista de las figuras 11 y 12 podemos concluir que los mayores consumidores mundiales de AM son Estados Unidos y Europa Occidental, las grandes potencias industriales históricamente, no debiendo olvidar el reciente crecimiento industrial de China en las últimas décadas, que ha provocado que en los últimos años se

posicione como el mayor consumidor de AM, compuesto que utiliza principalmente para la fabricación de butanodiol. En el año 2011, estas tres regiones suponían aproximadamente el 70 % de la demanda de AM.

La crisis económica que comenzó en 2007 a nivel mundial y que todavía hoy continúa, contribuyó a una gran caída en el consumo de AM en la mayoría de las regiones. El consumo de China de AM se desaceleró, aunque no ha llegado a disminuir en este periodo. El mercado de la resina de poliéster insaturado, el mayor mercado consumidor de AM como ya hemos comentado, tuvo un gran auge con el éxito de la vivienda, la construcción, la automoción y la industria naval en la década pasada, y con él, el del AM. A finales de 2009, algunos mercados comenzaron a mejorar y se produjo un aumento significativo de la demanda en el año 2010.

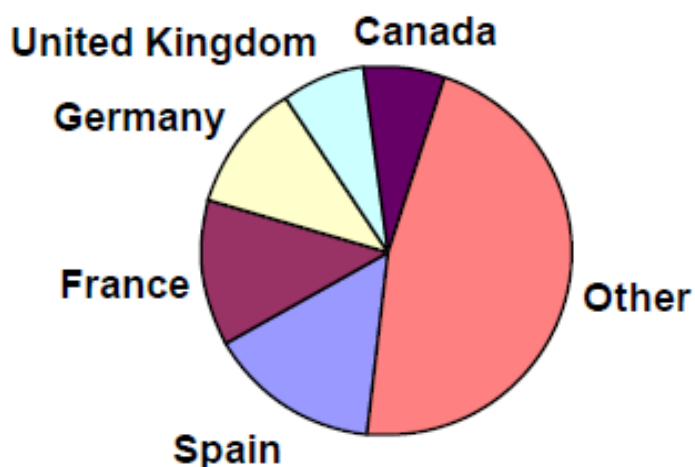
Las resinas de poliéster insaturado seguirán teniendo en los próximos años la mayor cuota de mercado y marcarán el consumo de AM a nivel mundial. Las regiones en desarrollo experimentarán el mayor crecimiento en la producción de AM para la fabricación de resinas de poliéster insaturado ya que grandes cantidades de éstas se destinan a infraestructuras. También influirá mucho el desarrollo global de la crisis y la salud económica mundial, ya que el consumo de estas resinas está muy ligado al sector de la construcción, el automotriz y el naval. El consumo de AM para la fabricación de butanodiol crecerá principalmente en Asia y en Oriente Medio, convirtiéndose esta aplicación en una de las más importantes y siendo uno de los mercados de productos químicos que más ha crecido en los últimos años. Regionalmente, las aplicaciones minoritarias del AM experimentarán un crecimiento superior a la media, como la síntesis de copolímeros del AM en Estados Unidos. El desarrollo de nuevos productos, impulsado por el aumento en la utilización de las energías renovables o la sustitución de productos químicos derivados del petróleo por otros productos medioambientalmente menos perjudiciales, impulsará un aumento del consumo de AM para estas aplicaciones.

Según datos de 2012 se prevé que la demandad mundial de AM crezca un 3.5 % anual. Las regiones productoras históricamente, Europa Occidental y Estados Unidos, mostrarán tasas de crecimiento inferiores a la media. Sin embargo, se espera un mayor crecimiento en América Latina y Asia, especialmente en China y en Europa Central y del Este.

A partir de lo anteriormente expuesto parece ser que, según las previsiones, el consumo de AM a nivel mundial no sólo se va a mantener sino que, a pesar de la crisis mundial, aumentará ligeramente, principalmente en las zonas en vías de desarrollo, aunque también crecerá en menor medida en las zonas históricas más desarrolladas. Así pues, podemos afirmar que el futuro AM fabricado por nuestra planta tendrá salida en el mercado internacional.

Finalmente, en cuanto al mercado nacional, debemos decir que no hemos encontrado datos de consumo de AM en España ni empresas que utilicen este producto en nuestro país. Sí que hemos podido encontrar datos globales sobre importación de AM en España para el año 2005, siendo España el mayor importador de AM a nivel mundial según se puede ver en la figura 14:

Figura 14. Mercados de destino del AM importado, año 2005. Parker (2004)



En la tabla 14 recogemos los 11 países que importan una mayor cantidad de AM a nivel mundial:

Tabla 14. Mercados de destino del AM importado, año 2005. Parker (2004)

| Mercados de destino | Importe, 10³ \$ US | % del total mundial |
|----------------------------|--------------------------------------|----------------------------|
| España | 31795 | 14.71 |
| Francia | 27973 | 12.94 |
| Alemania | 24621 | 11.39 |
| Reino Unido | 16157 | 7.48 |
| Canadá | 14980 | 6.93 |
| Italia | 12282 | 5.68 |
| Estados Unidos | 7754 | 3.59 |
| China | 7610 | 3.52 |
| Méjico | 6550 | 3.03 |
| Países Bajos | 6247 | 2.89 |
| Brasil | 6121 | 2.83 |
| Otros | 54016 | 25.01 |
| <i>Total</i> | 216106 | 100.00 |

En la tabla 15 mostramos los distintos países de los que España importa ese AM para el año 2005:

Tabla 15. Países de origen del AM importado en España, año 2005. Parker (2004)

| Países de origen | Importe, 10³ \$ US | % del total importado |
|-------------------------|--------------------------------------|------------------------------|
| Italia | 10426 | 32.79 |
| Malasia | 9476 | 29.80 |
| Alemania | 7749 | 24.37 |
| Bélgica | 2021 | 6.36 |
| Francia | 1241 | 3.90 |
| Países Bajos | 266 | 0.84 |
| Dinamarca | 233 | 0.73 |
| Corea del Sur | 172 | 0.54 |
| Japón | 102 | 0.32 |
| China | 75 | 0.24 |
| Argentina | 34 | 0.11 |
| <i>Total</i> | 31795 | 100.00 |

Así pues, como conclusión de este apartado, cabe decir que hemos comentado las numerosas aplicaciones de este producto, las expectativas de crecimiento de su consumo a nivel mundial, a pesar de la crisis económica que se padece actualmente, y hemos mostrado que España es el primer importador de AM, por lo que una planta de producción de esta sustancia podría satisfacer la demanda nacional y ser una buena oportunidad de mercado en este país.

4.2. Oferta de anhídrido maleico

En Estados Unidos la producción de AM creció desde las 4 millones de libras en 1940 hasta las 372 millones de libras en 1985, cuando la producción mundial estimada en 1985 era de 1024 millones de libras. En la tabla 16 se muestra una lista de las compañías productoras de AM a nivel mundial:

Tabla 16. Compañías productoras de AM a nivel mundial, año 1986. Cooley (1988)

| Productor | Localización | Capacidad, kt/año | Materia prima |
|--|-------------------------------|------------------------------|----------------------|
| <i>América del Norte</i> | | | |
| Amoco Chemicals Co. | Joliet, Illinois | 34 | Butano |
| Ashland Chemical Co. | Neal, West Virginia | 23 | Butano |
| Mobay Synthetics Corp. (Denka) | Houston, Texas | 23 | Butano |
| Monsanto Co. | Pensacola, Florida | 77 | Butano |
| Aristech (United States Steel) | Neville Island, Pennsylvania | 20 | Butano |
| Bartek Chemical Company Ltd. | Stoney Creek, Ontario, Canadá | 14 | Butano |
| BASF | Cornwall, Ontario, Canadá | 2 | Subproducto |
| Monsanto Co. | LaSalle, Quebec, Canadá | 7 | Benceno |
| Derivados Maleicos | Apizaco, Méjico | 6 | Benceno |
| <i>América del Sur</i> | | | |
| Ciquine, Cia. de Industrias Químicas do Nordeste | Camacari, Brasil | 6 | Benceno |
| UCEBEL, Productos Químicos S/A | Sao Paulo, Brasil | 6 | Benceno |
| Maleic S.A. | Buenos Aires, Argentina | 8 | Butano |
| <i>Europa Occidental</i> | | | |
| Monsanto Ltd. | Newport, Gales, Reino Unido | 25 | Butano |
| BASF AG | Ludwigshafen, R. F. Alemania | 3 | Subproducto |
| Bayer AG | Uerdingen, R. F. Alemania | 10 | Buteno |
| | Leverkusen, R. F. Alemania | 2 | Subproducto |
| Deutsche Texaco AG | Moers, R. F. Alemania | 8 | Benceno |

| | | | |
|---|-----------------------------|----|--------------------------|
| Huls AG | Bottrop, R. F. Alemania | 40 | Benceno |
| | | 3 | Subproducto |
| Alusuisse Italia | Bergamo, Italia | 33 | Benceno |
| Montedison | Montova, Italia | 10 | Benceno |
| SISAS | Milan, Italia | 10 | Benceno |
| CdF Chimie | Drocourt, Francia | 11 | Benceno |
| | Villers-Saint Paul, Francia | 15 | Benceno |
| Chemie Linz AG | Linz, Austria | 12 | Benceno |
| CEPSA | Algeciras, España | 10 | Benceno |
| UCB | Oostende, Bélgica | 3 | Subproducto |
| <i>Europa del Este</i> | | | |
| Chemische Werke Buna | Alemania del Este | 2 | Benceno |
| DKV Szazhalombatta | Hungría | 15 | Benceno |
| Kedzierzyn | Polonia | 5 | Benceno |
| Brazi/Ploiesti | Rumania | 12 | Benceno |
| Tambez | URSS | 6 | Benceno |
| Rubezhnoe | URSS | 3 | Subproducto |
| Lukavac | Yugoslavia | 10 | Benceno |
| <i>Lejano Oriente</i> | | | |
| Mitsubishi Chemical Industries Ltd. | Mizushima, Japón | 18 | Mezcla de C ₄ |
| Nichiyu Chemical Co. Ltd. | Oita, Japón | 15 | Butano |
| Nippon Shokubai K.K. | Himeji, Japón | 36 | Benceno |
| Takeda Chemical Industries Ltd. | Kashima, Japón | 15 | Benceno |
| Dainong Petrochemical Industry Co. Ltd. | República de Corea | 12 | Benceno |
| Union Petrochemical Corp. | Linyan, Taiwán | 2 | Subproducto |
| <i>África</i> | | | |
| Sentrachem Ltd., NCP Division | Germiston, Sudáfrica | 4 | Benceno |

El benceno ha sido la materia prima predominante desde el comienzo de la producción comercial del AM. Sin embargo, en los Estados Unidos el cambio a *n*-butano comenzó en 1974 y se completó en 1985. Desde aquella fecha, toda la producción estadounidense de este compuesto se basa en *n*-butano. Este cambio de materia prima ha venido motivado por los menores costes económicos asociados, la necesidad de una menor cantidad de *n*-butano para producir una misma cantidad de producto y la menor presión ambiental, ya que el uso de benceno lleva asociados riesgos considerables para la salud. No obstante, en Europa y en el Extremo Oriente el benceno continuó siendo la materia prima predominante comenzando la conversión en el año 1988, año en que una planta en el Reino Unido, una en Japón y otra en Argentina se convirtieron a *n*-butano. Para estas fechas las cantidades de AM producidas a partir de buteno o de la recuperación como subproducto de la fabricación del anhídrido ftálico eran muy pequeñas. Según datos de 1988, de la capacidad mundial instalada el 51 % estaba basada en el benceno como materia prima, el 41 % en el *n*-butano, el 5 % en el buteno y el 3 % como subproducto del proceso del anhídrido ftálico. Hoy en día, a nivel mundial el cambio de benceno a *n*-butano como materia prima en todos aquellos sitios donde existe disponibilidad suficiente de la segunda continúa.

En la tabla 17 se recogen las capacidades de producción de las instalaciones de AM a nivel mundial, divididas por regiones geográficas, para varios años:

Tabla 17. Capacidades nominales de producción mundiales de AM. Felthouse (2001)

| Regiones | 1978 Capacidad, kt/año | 1992 Capacidad, kt/año | 2000 Capacidad, kt/año |
|---------------------------|---|---|---|
| América del Norte | 255 | 235 | 311 |
| América Central y del Sur | 12 | 44 | 41 |
| Europa Occidental | 196 | 168 | 456 |
| Europa Central y Oriental | 48 | 64 | 58 |
| Asia | 91 | 315 | 483 |
| África | 10 | 10 | 10 |
| TOTAL | 612 | 836 | 1359 |

Entre el 1978 y el 2000, el incremento en la capacidad de producción de AM en Asia ha sido muy pronunciado. Esto ha provocado que en este continente exista un exceso de oferta de este producto muy significativo. En la Europa Occidental también se ha experimentado un incremento bastante pronunciado. En América del Norte este incremento ha sido más moderado debido a la menor construcción de nuevas plantas, la limitación de las ya existentes y una mayor racionalización.

Los datos sobre producción y venta de AM en los Estados Unidos entre los años 1975 y 2000 se muestran en la tabla 18:

Tabla 18. Producción y venta de AM en Estados Unidos. Felthouse (2001)

| Año | Producción, kt | Venta, kt | Precio, \$/kg |
|------------|-----------------------|------------------|----------------------|
| 1975 | 98.0 | 77.1 | 0.75 |
| 1976 | 119.7 | 91.6 | 0.75 |
| 1977 | 133.4 | 101.6 | 0.75 |
| 1978 | 150.6 | 115.7 | 0.64 |
| 1979 | 146.6 | 100.0 | 0.79 |
| 1980 | 137.7 | 99.1 | 0.84 |
| 1981 | 133.0 | 98.5 | 0.93 |
| 1982 | 117.7 | 93.9 | 0.84 |
| 1983 | 135.6 | 137.9 | 0.75 |
| 1984 | 162.9 | 142.3 | 0.90 |
| 1985 | 178.5 | 150.1 | 0.97 |
| 1986 | 163.0 | 137.1 | 0.97 |
| 1987 | 173.4 | 141.7 | 0.94 |
| 1988 | 194.4 | 162.3 | 0.95 |
| 1989 | 199.5 | 169.9 | 0.98 |
| 1990 | 192.3 | 160.2 | 0.97 |
| 1991 | 183.7 | 142.9 | 0.87 |
| 1992 | 197.7 | 159.7 | No disponible |
| 1993 | 199.6 | 151.9 | No disponible |
| 1994 | 219.4 | 175.9 | No disponible |
| 1995 | 238.1 | 205 | No disponible |
| 1996 | 247.2 | 212 | No disponible |
| 1997 | 242.7 | 220 | No disponible |
| 1998 | 256.3 | 223 | No disponible |
| 1999 | 256 | 228 | No disponible |
| 2000 | 250 | 223 | No disponible |

La producción de AM ha experimentado durante este periodo de tiempo un crecimiento medio anual del 4 % aproximadamente. En los datos mostrados se puede ver la recesión que comenzó en 1979 y que invirtió la tendencia creciente de la producción en años anteriores. Habría que esperar hasta el año 1984 para que tanto la producción como las ventas superaran los niveles del año 1978, antes de que comenzase la recesión. Podemos observar a lo largo de estos años algunos otros descensos más leves, alcanzando un mínimo en 1991.

Entre los años 1979 y 1983 se produjo una gran conmoción entre los productores estadounidenses de AM, provocada por los cinco años de recesión y por la necesidad de invertir nuevos capitales en equipos de control de la contaminación para eliminar las emisiones de benceno. Además, era evidente que la conversión de las plantas para usar *n*-butano como materia prima en lugar de benceno era esencial para mantener unos costes competitivos.

Tres compañías, Koppers, Reichhold y Tenneco, eligieron cerrar permanentemente sus plantas, con una capacidad de producción de 154 millones de libras de AM, y retirarse de ese mercado. Monsanto construyó y puso en marcha en 1983 una nueva planta en Pensacola, Florida, con una capacidad de producción inicial de 130 millones de libras (aumentándose a 170 millones de libras en 1986), basada en su propia tecnología patentada que utilizaba *n*-butano como materia prima, tras lo que cerraron una planta anticuada en St. Louis, Missouri, con una capacidad de producción de 115 millones de libras. Otras tres compañías, Ashland, Denka (luego Mobay Synthetics Corp.) y U.S. Steel (luego Aristech), convirtieron sus plantas existentes que utilizaban benceno como materia prima a otras que utilizaban la tecnología de *n*-butano de Denka, y Amoco también adoptó el catalizador de Denka para el uso en su planta, que se había diseñado originalmente para usar *n*-butano como materia prima. El resultado global, por tanto, de esta importante recesión fue la reducción de la capacidad nominal de producción de AM de los 530 millones de libras en 1978 a 385 millones de libras en 1986, y la conversión de todas las plantas estadounidenses para la utilización de *n*-butano como materia prima en lugar de benceno. La tabla 19 presenta los productores de AM en Estados Unidos en el año 2000:

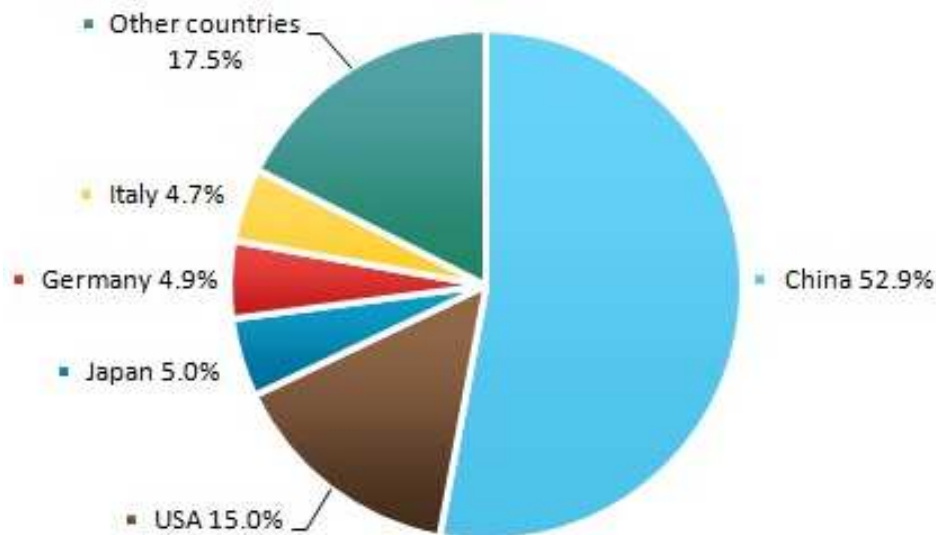
Tabla 19. Productores de AM en Estados Unidos, año 2000. Felthouse (2001)

| Productor | Localización | Capacidad, kt/año |
|---------------------|------------------------------|--------------------------|
| Ashland | Neal, West Virginia | 43.1 |
| Aristech | Neville Island, Pennsylvania | 20.4 |
| Bayer | Baytown, Texas | 54.4 |
| BP-Amoco | Joliet, Illinois | 45.4 |
| Huntsman (Monsanto) | Pensacola, Florida | 105.0 |
| TOTAL | | 268.3 |

Debemos mencionar también que toda la producción de AM en los Estados Unidos en el año 2000 estaba basada en la tecnología de reactor de lecho fijo usando *n*-butano como materia prima.

Finalmente, para terminar con una visión global de la producción de AM a nivel mundial mostramos la figura 15. En ella podemos ver el porcentaje del AM total producido que se fabrica en cada país en el año 2012, abarcando entre China y Estados Unidos aproximadamente el 65 % de la producción mundial:

Figura 15. Producción global de AM, año 2012. Merchant (2013)



Centrándonos ahora un poco más en nuestro país, España, debemos decir que no es un gran exportador de AM. En la tabla 20 mostramos los principales países exportadores de este producto en el año 2005, tabla en la cual España no aparece:

Tabla 20. Suministros mundiales de AM exportado, año 2005. Parker (2004)

| Países exportadores | Importe, 10 ³ \$ US | % del total mundial |
|---------------------|--------------------------------|---------------------|
| Alemania | 41438 | 19.17 |
| Italia | 33742 | 15.61 |
| Estados Unidos | 23179 | 10.73 |
| Bélgica | 18791 | 8.70 |
| Malasia | 18669 | 8.64 |
| Japón | 11246 | 5.20 |
| Corea del Sur | 10371 | 4.80 |
| Taiwán | 10049 | 4.65 |
| Hungría | 8908 | 4.12 |
| Otros | 39713 | 18.38 |
| Total | 216106 | 100.00 |

Si queremos ver a España nos tenemos que ir hasta el puesto número 18, con un importe de las exportaciones de 1269000 \$ US, abarcando el 0.59 % de la cantidad total exportada mundialmente, una cantidad bastante pequeña comparada con otros países próximos. Aunque esto no es de extrañar ya que debemos recordar que España era el primer país importador de AM a nivel mundial. De esto podemos deducir que en nuestro país existe un déficit importante de este producto que podríamos cubrir con nuestra planta de producción. En la tabla 21 mostramos los países de destino a los que se importaba el AM español en el año 2005:

Tabla 21. AM exportado desde España, año 2005. Parker (2004)

| Países de destino | Importe, 10³ \$ US | % del total exportado |
|--------------------------|--------------------------------------|------------------------------|
| Francia | 804 | 63.36 |
| Italia | 446 | 35.15 |
| Reino Unido | 19 | 1.50 |
| <i>Total</i> | 1269 | 100.00 |

En cuanto a las empresas productoras de AM en España, debemos decir que son muy escasos los datos que hemos encontrado a ese respecto. Según la FEIQUE (Federación Empresarial de la Industria Química Española) las dos únicas empresas que producen AM en España son CEPSA S.A. en su refinería de “Gibraltar-San Roque” y Quality Chemicals S.L. en sus instalaciones de Esparreguera (Barcelona). Nada hemos podido averiguar sobre la producción de AM en España por estas dos empresas. Sí que hemos encontrado una tabla con datos de 2008 sobre los principales productos fabricados en España, la tabla 22 que mostramos a continuación:

Tabla 22. Principales productos fabricados en España, año 2008. UCA (2009)

| Producto | Prod., t/año | Producto | Prod., t/año |
|-----------------------------|---------------------|-----------------------|---------------------|
| Acetaldehído | 90000 | Estireno | 500000 |
| Acetato de etilo | 85000 | Etilenglicol | 60000 |
| Acetato de polivinilo | 78000 | Etileno | 1475000 |
| Acetato de vinilo | 161000 | Fenol | 200000 |
| Acetona | 220000 | Formaldehído | 476000 |
| Ácido acético | 9000 | Metacrilato de metilo | 46000 |
| Ác. hidroximetiltiobutírico | 63000 | Naftaleno | 39000 |
| Anhídrido ftálico | 35000 | Óxido de etileno | 115000 |
| Anhídrido maleico | 13000 | Óxido de propileno | 220000 |

| | | | |
|-----------------------|--------|--|---------|
| Benceno | 615000 | Poliestireno | 251000 |
| Butadieno | 152000 | Polietileno | 485000 |
| Caprolactama | 95000 | Polipropileno | 870000 |
| Caucho sintético | 108000 | Poliuretano | 285000 |
| Ciclohexano | 150000 | Propilenglicol | 76000 |
| Ciclohexanona | 60000 | Propileno | 1400000 |
| Cloroformo | 38000 | Tetracloruro de carbono | 20000 |
| Cloruro de metileno | 15000 | Tolueno | 150000 |
| Cloruro de polivinilo | 474000 | <i>o</i> -xileno | 45000 |
| Cloruros de vinilo | 455000 | <i>p</i> -xileno | 95000 |
| Cumeno | 500000 | Xilenos (<i>o</i> , <i>m</i> , <i>p</i>) | 150000 |

Así pues, según la tabla 22 en el año 2008 se fabricaron 13000 toneladas anuales de AM en nuestro país. Si suponemos un crecimiento de la oferta de aproximadamente un 3 % anual, dato algo inferior al crecimiento medio de la oferta y de la demanda en Estados Unidos en el periodo 1975-2000, ya que hemos tenido en cuenta la difícil situación de crisis económica por la que se está atravesando y, por tanto, suponemos un crecimiento menor, la producción anual de AM actualmente debería rondar las 15000 toneladas anuales.

Si además tenemos en cuenta el volumen AM importado en España en el año 2005, que supuso un total de unos 30000 millones de euros, suponiendo que en aquel año el precio de la tonelada estuviese en torno a los 1500 €, supondría que se importó aproximadamente unas 20000 toneladas de producto, siendo el volumen exportado prácticamente despreciable.

A la vista de todos estos datos aportados, fijaremos nuestra planta con una capacidad de producción de 10000 toneladas anuales, esto es, la mitad del AM importado en nuestro país. De esta forma podremos producir AM suficiente como para eliminar la mitad de las importaciones de este producto, siendo conscientes de que competir con países como Italia o Alemania, donde se encuentran dos de las más grandes empresas multinacionales de fabricación de este producto, será muy complicado. De esta forma pretendemos cubrir el AM importado de países más alejados al nuestro y en los que las empresas que fabrican este producto son compañías de menos renombre y menos peso en el sector. Asimismo, pretendemos evitar también entrar en demasiada competencia con la principal empresa fabricante nacional, CEPSA, una empresa ya consolidada, con mucho prestigio y a la cual resultaría muy difícil que podamos arrebatarse su cartera de clientes de este producto.

4.3. Precio de venta del anhídrido maleico

Los precios del AM en Europa en el año 2010 se mantuvieron más o menos estables en torno a los 2750 €/tonelada. En el segundo trimestre de 2011 estos precios subieron alcanzando un máximo en Europa de entre 2800 y 3000 €/tonelada. Estos máximos históricos no fueron más que el resultado de una serie de problemas técnicos relacionados con la puesta en marcha de un nuevo reactor para aumentar la producción en 45000 toneladas/año en una planta de Huntsman-Sasol en Moers, Alemania. Durante este corto periodo de tiempo la oferta europea de AM se vio mermada y esto ocasionó la subida de precios. Una vez solventado este problema a finales de abril de 2011, resultando una capacidad de producción total de la planta de 105000 toneladas/año, los precios cayeron hasta los 2600-2700 €/tonelada. Según algunos informes, parece ser que actualmente los precios de AM en Europa rondan en torno a los 3025-3105 €/tonelada. Fuente: ICIS.com.

A la vista de los precios del AM en el mercado europeo, creemos que un precio de 2895 €/tonelada sería un precio competitivo para nuestro producto, ligeramente inferior al precio actual del mercado que facilitaría la venta de nuestro producto y daría a conocer nuestra empresa en sus inicios, pudiendo obtener una buena cartera de clientes.

3. Estudio técnico

3.1. Localización de la planta

Respecto a la localización de las instalaciones han de valorarse, principalmente, tanto los costes de transporte de la materia prima desde donde se origina hasta la fábrica, como los costes de transporte del producto final desde la planta hasta los puntos de consumo. Además, también constituye un factor importante que debemos tener en cuenta el coste del suelo industrial en la zona de ubicación de las instalaciones. Habrá de llegarse a una solución de compromiso entre estos costes evaluados a lo largo de toda la vida útil de la planta.

La fuente de la principal materia prima del proceso, el *n*-butano, debe ser alguna de las refinerías españolas. Teniendo en cuenta que el principal fabricante de AM en nuestro país es CEPSA, parece lógico pensar que la refinería que nos va a abastecer la materia prima que necesitamos no va a pertenecer a esta compañía. La otra gran compañía petrolera en España que posee refinerías es REPSOL, por lo que deberemos de situar nuestras instalaciones cerca de alguna de sus refinerías, con el objetivo de abaratar todo lo posible los costes de transporte de materia prima. A continuación mostramos en la siguiente figura las distintas refinerías ubicadas en nuestro país así como la compañía a la que pertenecen:

Figura 16. Mapa de la situación de las distintas refinerías en España. REPSOL (2013)



Una de las mayores refinerías en España es la refinería de REPSOL situada en Cartagena, con una capacidad de producción de 220000 barriles/día. Por tanto, la comarca de Cartagena podría ser una buena localización de nuestra planta. Además, dicha refinería está conectada mediante un oleoducto y un poliducto con la refinería de Puertollano, también de la compañía REPSOL, por lo que en caso de sufrir algún problema la refinería de Cartagena y no poder abastecernos de materias primas, podríamos obtenerlas de la refinería de Puertollano asegurando, de esta forma, la disponibilidad de materia prima en todo momento.

Además, en la región de Cartagena también se encuentra ubicada la empresa internacional SABIC, cuya planta en España está especializada en la fabricación de polímeros de altas prestaciones, pudiendo constituir ésta un potencial cliente de nuestro producto, AM. De ser así nuestra planta, a parte de estar situada cerca de su fuente principal de materia prima, también estaría situada muy cerca de uno de sus clientes potenciales más importantes, abaratando de esta forma los costes de transporte tanto de materia prima como de producto terminado.

También debemos destacar que esta zona está muy bien comunicada, por carretera mediante la autovía A-30 (Madrid-Cartagena) y mediante la autovía N-332 (Cartagena-Alicante), teniendo un rápido enlace con la Autovía del Mediterráneo; por mar se encuentra muy cerca del Puerto de mercancías Escombreras, en la bahía de Cartagena. Por tanto, observamos que tiene enlaces rápidos, tanto por mar como por tierra, que nos van a asegurar una rápida, económica y eficaz distribución a la hora de la comercialización de nuestro producto, tanto en nuestro país como para futuras exportaciones.

Finalmente, señalar que esta zona está bastante industrializada, con importantes parcelas de terreno a precios razonables, y dotada de toda la infraestructura industrial que podamos necesitar (servicio de agua, instalaciones eléctricas, etc.).

Por tanto, creemos que a la vista de todas las razones expuestas anteriormente, Cartagena es la localización idónea para situar la planta de producción de AM, estando además lo suficientemente lejos de nuestro principal competidor en el mercado, la compañía CEPSA.

3.2. Consideraciones generales del proceso

Casi todos los procesos comerciales de fabricación de AM implican la oxidación catalítica en fase vapor de una mezcla de hidrocarburo-aire con una composición próxima al límite inferior de inflamabilidad.

Como ya hemos comentado con anterioridad, el AM se produjo industrialmente por primera vez a comienzos de la década de 1930 mediante la oxidación del benceno en fase vapor. El uso de este compuesto como materia prima para la fabricación del AM predominó en el mercado mundial hasta bien entrada la década de 1980, existiendo varios procesos distintos de síntesis que utilizan esta sustancia. También se han producido pequeñas cantidades de ácido maleico como subproducto en la síntesis del anhídrido ftálico, pudiendo transformar este ácido en AM o en ácido fumárico. El benceno, aunque es un compuesto fácilmente oxidable a AM con una alta selectividad, es una materia prima inherentemente ineficiente puesto que contiene dos átomos de carbono en exceso respecto a los que necesitamos para el AM, siendo este carbono de sobra quemado durante el proceso. Es por este motivo por lo que la búsqueda de materias primas sustitutivas para la producción de AM se ha centrado en compuestos orgánicos que contengan solamente cuatro átomos de carbono. Los primeros intentos significativos para sustituir el benceno como materia de partida se realizaron con buteno, presente en corrientes que contenían un mezcla de compuestos de cuatro átomos de carbono. Estos procesos se llevaron a cabo industrialmente en reactores tanto de lecho fijo como de lecho fluidizado. Finalmente, ninguno de ellos prosperó demasiado, de forma que en la actualidad no existe ninguno en operación.

El rápido incremento en el precio del benceno y el reconocimiento de este compuesto como una sustancia peligrosa, provocó que se intensificase la búsqueda de un proceso tecnológico alternativo. Esta búsqueda no tardó en dar su fruto, posicionándose el butano como la principal alternativa. El mayor problema que tuvo en sus inicios es que los catalizadores no eran lo suficientemente activos y selectivos como para que el cambio de materia prima resultase económicamente rentable, sin pérdidas significativas en la capacidad de producción. Los esfuerzos y las investigaciones de las distintas empresas del sector han solventado todos estos problemas: los avances en la tecnología de catalizadores, en la eficiencia energética y el menor coste de la nueva materia prima, han propiciado que el butano sea hoy día el compuesto de partida más utilizado a nivel mundial.

En cuanto a las tecnologías disponibles actualmente, debemos decir que son tres: proceso de lecho fijo, de lecho fluidizado y de lecho transportado. En la tecnología de proceso de lecho fijo, la primera de ellas que se utilizó, el catalizador se encuentra fijado en el interior del reactor sobre un soporte inerte. El principal problema que existe con esta tecnología es la frecuencia con la que aparecen puntos calientes como consecuencia de la exotermicidad de la reacción, dañando considerablemente el catalizador. Intentando solucionar este problema que existe en los lechos fijos surgió la tecnología de proceso de lecho fluidizado. Al fluidificar el lecho se consigue un perfil de temperaturas uniforme, con lo que se mejora la selectividad de la reacción. Sin embargo, surgen otras dificultades ocasionadas por el movimiento del lecho, tales como el estrés mecánico sobre el catalizador, la abrasión y la erosión de la superficie de intercambio de calor y el ensuciamiento de la corriente de salida del reactor con pequeñas partículas desprendidas del catalizador. Finalmente, la tecnología de lecho transportado, hoy día en proceso de investigación, consiste en utilizar dos reactores: en

el primero de ellos se regenera el catalizador que se transporta hasta el segundo reactor para producir la reacción. Según estudios recientes de esta tecnología parece ser que se alcanzan selectividades significativamente más elevadas. No obstante, esta tercera alternativa no ha pasado todavía a escala industrial.

En la tabla 23 se muestra la capacidad de producción mundial de AM para distintos años y desglosada en distintas categorías: lecho fijo usando benceno, lecho fijo usando butano, lecho fluidizado usando butano y lecho fijo como subproducto de la fabricación de anhídrido ftálico. A la vista de la tabla se puede ver cómo la ruta de lecho fijo con butano ha aumentado su capacidad de producción en 335000 t/año frente al aumento en 90000 t/año del proceso de lecho fluidizado con butano. En contraste con estos datos podemos ver que la capacidad de producción de la tecnología de lecho fijo con benceno sólo ha aumentado en 63000 t/año, lo que pone de manifiesto la escasa construcción últimamente de plantas que utilicen el benceno como materia prima, llevándose a cabo solamente en zonas donde la disponibilidad del butano está muy limitada. La tecnología de lecho fluidizado con butano ha experimentado un crecimiento más importante pero, a la vista de los datos, no parece que vaya a desplazar a la tecnología de lecho fijo, al menos, en los próximos años. Además, es conocido que dos grandes compañías del sector, como lo son Huntsman y DWE, están cooperando en la investigación y el desarrollo de tecnología de catalizadores y de reactores de lecho fijo que permitan obtener una mayor productividad que la obtenida con los procesos actuales, lo que significa que las grandes compañías del sector confían y creen que es posible conseguir mayores avances en esta tecnología.

Tabla 23. Capacidad de producción mundial de AM en función del tipo de reactor. Felthouse (2001)

| Reactor (alimentación) | Año 1993 | | Año 1995 | | Año 2000 | |
|--|----------|-------|----------|-------|----------|-------|
| | kt/año | % | kt/año | % | kt/año | % |
| Lecho fijo (butano) | 369 | 43.0 | 474 | 50.0 | 704 | 51.8 |
| Lecho fijo (benceno) | 325 | 37.9 | 244 | 25.8 | 388 | 28.5 |
| Lecho fluidizado (butano) | 127 | 14.8 | 192 | 20.3 | 217 | 16.0 |
| Lecho fijo (subproducto del anhídrido ftálico) | 37 | 4.3 | 37 | 3.9 | 50 | 3.7 |
| <i>Total</i> | 858 | 100.0 | 947 | 100.0 | 1359 | 100.0 |

Por tanto, considerando lo anteriormente expuesto, en las dos alternativas que vamos a plantear usaremos el butano como materia prima y la tecnología de lecho fijo en el reactor, que son los procesos tecnológicos más utilizados actualmente y los que parecen tener mayores expectativas de futuro. La diferencia entre las alternativas que exponemos a continuación radicará en el proceso elegido para la separación del AM y el resto de productos que se obtienen a la salida del reactor.

3.3. Alternativa 1. Proceso de separación en medio acuoso

3.3.1. Descripción general del proceso

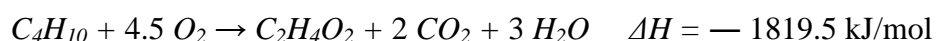
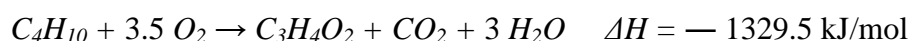
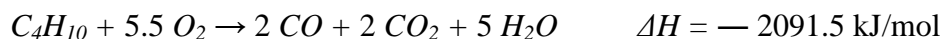
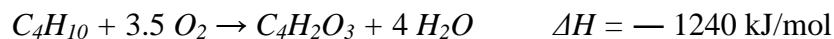
El proceso de producción de AM se puede dividir en tres partes claramente diferenciadas: producción del AM, separación del AM de los subproductos de la reacción y, por último, purificación del producto.

- PRODUCCIÓN

Primeramente tendrán lugar una serie de etapas previas cuyo fin es acondicionar las materias primas principales de la reacción: el butano y el aire.

En cuanto al aire, lo primero que tenemos es la etapa de aspiración, esto es, partimos de una corriente de aire que es captada del medio mediante la soplante COM-101 y comprimida a presiones moderadas. Por otra parte, el butano abandonará el depósito donde se almacena licuado, llegando al tanque T-104 donde se producirá su vaporización por expansión. Al expandirse el butano retirará calor del medio, por lo que este tanque debe de calentarse continuamente mediante la circulación de una corriente de vapor de agua por un serpentín interior, I-101. Posteriormente, el butano ya vaporizado se conduce hasta el intercambiador de calor I-102 donde será recalentado. Tras esto, tanto el aire como el butano se mezclan entre sí en el mezclador M-101 en el que se debe asegurar una buena mezcla, teniendo en cuenta que la concentración de butano en la misma no excederá del 1.75 % molar ya que, por razones de seguridad de la planta, siempre se debe permanecer por debajo del límite inferior de inflamabilidad del butano.

A continuación, la mezcla perfectamente homogénea de aire y butano se introduce, por la parte superior, en el interior de un reactor tubular de lecho fijo, R-101. El reactor está constituido por un gran número de tubos verticales y paralelos en cuyo interior se encuentra fijado el catalizador de la reacción, una mezcla de óxidos de vanadio y fósforo llamada pirofosfato de vanadilo, $(VO)_2P_2O_7$, habitualmente conocidos como catalizadores VPO. Es en el interior de estos tubos donde tiene lugar la oxidación catalítica heterogénea en fase vapor del butano con el aire para producir AM, entre otros productos, según las siguientes reacciones:



La elevada naturaleza exotérmica de la reacción del butano para producir AM y de las principales reacciones secundarias que se producen, requiere una considerable eliminación de calor del interior del reactor. Con este fin y para poder regular de forma más eficaz la temperatura en el equipo, por el lado de la carcasa del reactor se hace

circular una mezcla eutéctica de sales fundidas, compuesta por un 53 % de nitrato de potasio, un 40 % de nitrito de sodio y un 7 % de nitrato de sodio, que sirve como medio de transporte del calor generado en los tubos. Además el reactor contará con el agitador AG-101 que mantendrá la mezcla de sales en su interior perfectamente agitada. Ésta, debido a la liberación de calor durante la reacción, deberá ser refrigerada constantemente. Para ello, las sales fundidas continuamente serán llevadas a dos intercambiadores de calor, I-110 e I-111 respectivamente, en los que circularán por el interior de los tubos y se refrigerarán con agua que circulará por la carcasa, produciéndose de esta forma un precalentamiento de la misma hasta su temperatura de saturación. Posteriormente, este agua precalentada se utilizará en otras partes de la planta.

La mezcla de gases producto de la reacción que se obtiene a la salida del reactor contendrá AM, CO, CO₂, H₂O (vapor), N₂, O₂, C₄H₁₀ que haya quedado sin reaccionar y pequeñas cantidades de otros compuestos orgánicos que se hayan producido en reacciones secundarias poco importantes, frecuentemente ácido acético y ácido acrílico. Esta corriente gaseosa se conduce por tubería hacia la siguiente parte del proceso, la sección de separación.

- SEPARACIÓN

Esta fase comienza con la llegada de la mezcla gaseosa que abandona el reactor al primer intercambiador de calor, I-103, cuya función es recuperar parte de la energía que poseen estos gases que salen del reactor poniéndolos en contacto con un agua de refrigeración y obteniendo un vapor a alta presión.

Como la corriente gaseosa que abandona el intercambiador todavía se encuentra a una temperatura elevada y, por tanto, aún posee una gran cantidad de energía que podemos reaprovechar, esta corriente es conducida a un nuevo intercambiador de calor, I-104, donde se vuelve a poner en contacto con agua de refrigeración y se obtiene un vapor a baja presión que usaremos en otra parte de la planta.

Seguidamente la corriente gaseosa, que se encuentra a una temperatura ligeramente superior a la de ebullición del AM, llega al condensador parcial C-101 que utiliza agua como fluido refrigerante. La corriente gaseosa se enfría hasta una temperatura próxima al punto de solidificación del AM, que constituye el límite inferior de temperatura al que podemos llegar en este equipo para que el gradiente sea máximo y para que no solidifique el producto. El AM que haya condensado (habitualmente entre el 40 y el 60 % del producido en la reacción), conocido como AM bruto, se obtiene en estado líquido por la parte inferior del equipo y se conduce al tanque de almacenamiento de producto intermedio, T-105. El tiempo transcurrido entre que la corriente gaseosa sale del reactor y llega al condensador debe ser lo más pequeño posible ya que, durante este tiempo, están en contacto el AM y el agua que se ha producido en la reacción, generándose cantidades más o menos significativas de ácido maleico en función de este tiempo de contacto. Por la parte superior del equipo se obtiene una corriente gaseosa que deberemos seguir tratando en las siguientes operaciones para intentar recuperar prácticamente la totalidad del AM que contenga.

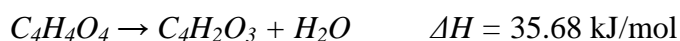
A continuación, esa corriente gaseosa de la que hablábamos se conduce al lavador de gases S-101 donde se pone en contacto con el agua de lavado, agua que debe de estar totalmente libre de álcalis ya que, incluso a bajas temperaturas, una pequeña cantidad de álcalis en ella puede provocar la descomposición del AM, siendo ésta una

reacción bastante violenta. De esta forma, el AM presente en la corriente gaseosa reacciona con el agua formando una disolución acuosa de ácido maleico, que obtenemos por la parte inferior del lavador, mientras que por la superior sale una corriente gaseosa que contiene fundamentalmente CO, CO₂, N₂, O₂, C₄H₁₀ que haya quedado sin reaccionar y pequeñas cantidades de otros compuestos orgánicos subproductos de la reacción. Esta corriente gaseosa, por motivos medioambientales obvios, no se puede verter tal cual a la atmósfera. Por lo que se conduce hasta el incinerador INC-101 donde se quema y se obtiene CO₂ y H₂O, corriente que ya sí puede ser vertida a la atmósfera.

En cuanto a la corriente inferior del lavador, la disolución acuosa de ácido maleico, se conduce hasta la columna de destilación por arrastre con vapor D-101 donde se lleva a cabo la deshidratación para obtener nuevamente AM. Como agente de arrastre utilizamos *o*-xileno que se encuentra mezclado con nuestro producto en el calderín de la columna. En esta operación el agente de arrastre y el agua forman una mezcla azeotrópica que abandona la columna por su parte superior. Esta mezcla se separa en un separador de fases de forma que el *o*-xileno se devuelve a la columna de destilación por su parte superior como reflujó y el agua se recircula y se reutiliza como agua de lavado en el lavador de gases S-101. Por otra parte, en el calderín de la columna nos queda una mezcla formada mayoritariamente por el producto de interés y pequeñas cantidades de ácido maleico y de ácido fumárico. Esta corriente se lleva al filtro F-101 donde se eliminarán los pequeños cristales de ácido fumárico y nos quedará una corriente que contendrá AM y ácido maleico. Ésta se conduce hasta el tanque de producto intermedio, T-105, que contiene lo que hemos llamado AM bruto y que purificaremos en la siguiente sección.

• PURIFICACIÓN

La fase de purificación comienza con la conducción del AM bruto almacenado en el tanque T-105 hasta el reactor continuo de mezcla perfecta R-102, donde se lleva a cabo la deshidratación del ácido maleico según la siguiente reacción:



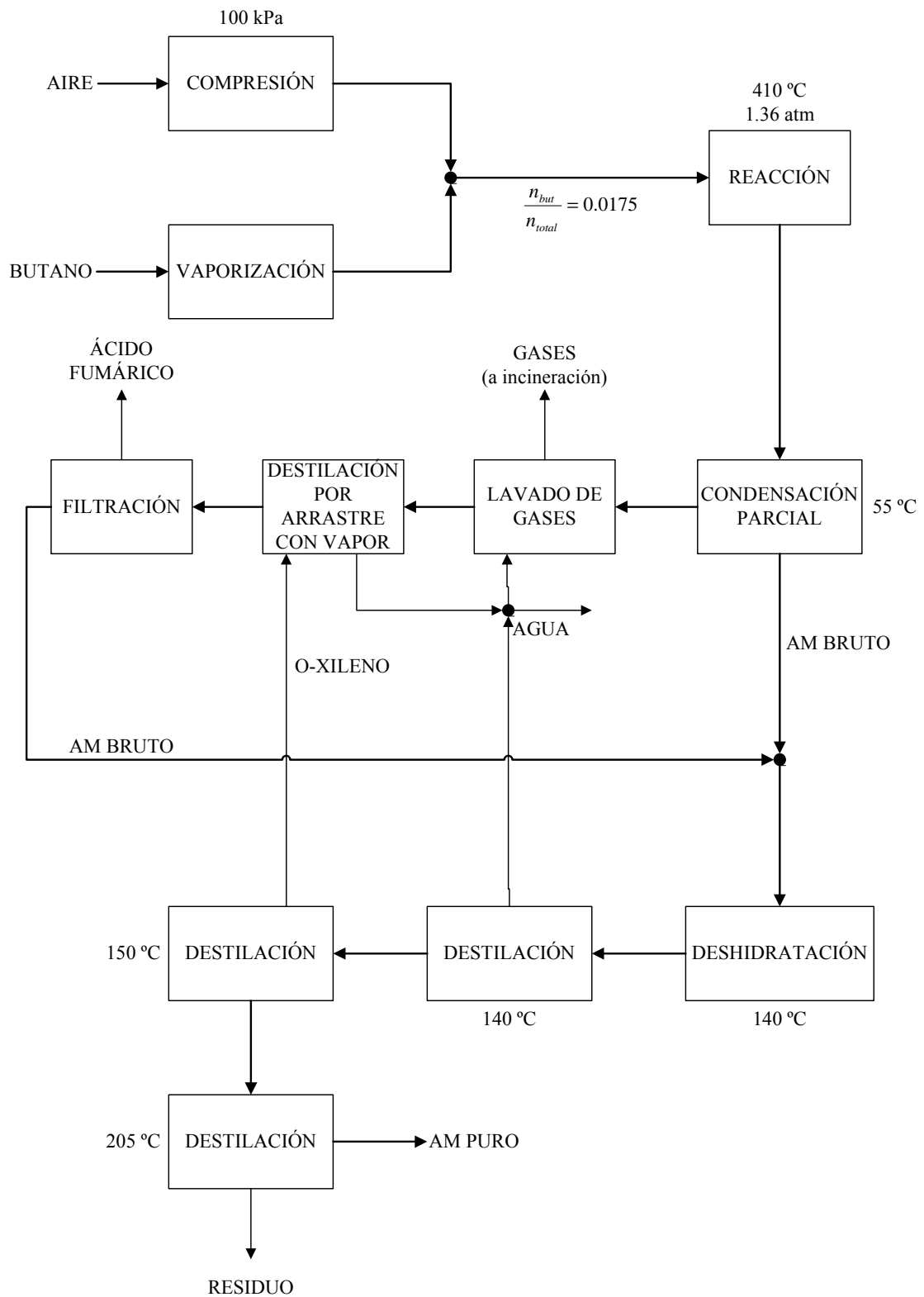
Como la reacción es ligeramente endotérmica se eleva la temperatura hasta alcanzar los 140 °C, temperatura a la cual el ácido maleico se descompone para formar AM y agua. Para mantener la temperatura en el valor deseado, el reactor cuenta con un serpentín por el que circula vapor de agua obtenido en otras partes de la planta. Además el reactor está equipado con el sistema de agitación AG-103 que permite mantener una mezcla homogénea en su interior. Las condiciones en que se lleva a cabo este proceso deben estar muy bien controladas para evitar la isomerización del ácido maleico a ácido fumárico.

La corriente que sale del reactor anterior se lleva hasta la columna de destilación D-102 donde conseguimos la separación del agua, que sale por la corriente superior, y del AM, que se obtiene por la inferior. Este agua que obtenemos de la columna de destilación se recircula y se reutiliza como agua de lavado en el lavador de gases S-101.

La corriente de AM, exento ya de ácido maleico, que obtenemos por la parte inferior se lleva a la columna de destilación D-103 donde se produce la separación del *o*-xileno, el agente de arrastre que se utilizó en la columna de destilación de arrastre con vapor. El *o*-xileno obtenido por la parte superior se recircula y se reutiliza en la columna D-101. Por la parte inferior obtenemos una corriente de AM bastante puro.

Finalmente, esta corriente se lleva a la última columna de destilación, D-104, en la que se obtiene por la parte superior un AM con una pureza del 99.6 % que se almacena en un tanque de producto final, T-106. Por la parte inferior queda un residuo constituido por compuestos más pesados que el AM y que se lleva hasta el tanque de almacenamiento de residuos, T-107.

3.3.2. Diagrama de bloques de la planta



3.3.3. Balances de materia y energía

A continuación se presentan los balances de materia y energía a las unidades más importantes del proceso de producción:

Entrada de nC_4 al proceso

| nC_4 entrada | |
|-------------------|-------|
| kg/h | T-101 |
| Temp. (°C) | 20 |
| Pres. (atm) | 5 |
| Fracción de vapor | 0 |
| nC_4 | 1263 |
| N_2 | --- |
| O_2 | --- |
| AM | --- |
| CO | --- |
| CO_2 | --- |
| H_2O | --- |
| Ácido maleico | --- |
| Ácido fumárico | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- |
| Ácido acético | --- |
| Ácido acrílico | --- |
| m (kg/h) | 1263 |
| Q (m^3/h) | 2,18 |

Vaporización

| Vaporización (T-104) | | |
|-----------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | T-101 | I-102 |
| Temp. (°C) | 20 | 47 |
| Pres. (atm) | 4,5 | 3,5 |
| Fracción de vapor | 0 | 1 |
| nC ₄ | 1263 | 1263 |
| N ₂ | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- |
| AM | --- | --- |
| CO | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- |
| Ácido maleico | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 1263 |
| Q (m ³ /h) | 2,18 | 150 |

Intercambio de calor 2

| Intercambio de calor (I-102) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | T-104 | Agua | M-101 | Agua |
| Temp. (°C) | 47 | 139 | 110 | 139 |
| Pres. (atm) | 3,5 | 3,5 | 3,5 | 3,5 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 | 1 | 0 |
| nC ₄ | 1263 | --- | 1263 | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | 72 | --- | 72 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 72 | 1263 | 72 |
| Q (m ³ /h) | 150 | 38 | 186 | 0,08 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p (\text{T-104, } 47 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.7953 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$C_p (\text{M-101, } 110 \text{ }^\circ\text{C}) = 2.0847 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\lambda (\text{H}_2\text{O, } 3.5 \text{ atm}) = 2154 \text{ kJ}/\text{kg}$$

Compresión

| Compresión (COM-101) | | |
|-----------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | Aire | M-101 |
| Temp. (°C) | 20 | 121 |
| Pres. (atm) | 1 | 2,2 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 |
| nC ₄ | --- | --- |
| N ₂ | 27936 | 27936 |
| O ₂ | 7495 | 7495 |
| AM | --- | --- |
| CO | --- | --- |
| CO ₂ | 11 | 11 |
| H ₂ O | 333 | 333 |
| Ácido maleico | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- |
| m (kg/h) | 35774 | 35774 |
| Q (m ³ /h) | 30060 | 18388 |

Para la realización de este balance hemos utilizado la siguiente composición del aire (en porcentajes en peso):

$$\% \text{ de N}_2 = 78,09$$

$$\% \text{ de O}_2 = 20,95$$

$$\% \text{ de H}_2\text{O} = 0,93$$

$$\% \text{ de CO}_2 = 0,03$$

$$M_m(\text{aire}) = \sum_i x_i \cdot M_{mi} = 28.75 \text{ g/mol}$$

Además hemos utilizado para el cálculo que la relación molar de *n*-butano/aire debe permanecer siempre por debajo del límite inferior de explosión (Lohbeck et al., 2012):

$$\frac{n(\text{nC}_4)}{n(\text{aire})} = 1.75 \%$$

Mezcla

| Mezcla (M-101) | | | |
|-----------------------|----------|---------|--------|
| kg/h | Entradas | | Salida |
| | I-102 | COM-101 | R-101 |
| Temp. (°C) | 107 | 121 | 120 |
| Pres. (atm) | 2 | 2 | 2 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 | 1 |
| nC ₄ | 1263 | --- | 1263 |
| N ₂ | --- | 27936 | 27936 |
| O ₂ | --- | 7495 | 7495 |
| AM | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | 11 | 11 |
| H ₂ O | --- | 333 | 333 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 35774 | 37037 |
| Q (m ³ /h) | 330 | 20226 | 20523 |

Reacción 1

| Reacción 1 (Principal) (R-101) | | |
|--------------------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | M-101 | I-103 |
| Temp. (°C) | 120 | 410 |
| Pres. (atm) | 2 | 1,65 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 |
| nC ₄ | 1263 | 189 |
| N ₂ | 27936 | 27936 |
| O ₂ | 7495 | 5084 |
| AM | --- | 1270 |
| CO | --- | 290 |
| CO ₂ | 11 | 491 |
| H ₂ O | 333 | 1752 |
| Ácido maleico | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- |
| Ácido acético | --- | 11 |
| Ácido acrílico | --- | 13 |
| m (kg/h) | 37037 | 37037 |
| Q (m ³ /h) | 20523 | 43896 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos de reacción (Blum et al., 1982):

Conversión (nC₄) = 0.85

Conversión parcial por reacción (*n*-butano) = 0.70

Conversión parcial por reacción (CO₂) = 0.28

Conversión parcial por reacción (ácido acrílico) = 0.01

Conversión parcial por reacción (ácido acético) = 0.01

Multiplicando la conversión del reactivo limitante por cada una de las conversiones parciales podemos obtener los rendimientos de cada reacción:

Rendimiento (*n*-butano) = 59.5 %

Rendimiento (CO₂) = 23.8 %

Rendimiento (ácido acrílico) = 0.85 %

Rendimiento (ácido acético) = 0.85 %

Además, hemos utilizado 410 °C como la temperatura de la reacción (Cooley et al., 1988).

Intercambio de calor 3

| Intercambio de calor (I-103) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | R-101 | Agua | I-104 | Agua |
| Temp. (°C) | 410 | 213 | 260 | 213 |
| Pres. (atm) | 1,65 | 20 | 1,6 | 20 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 1 | 1 |
| nC ₄ | 189 | --- | 189 | --- |
| N ₂ | 27936 | --- | 27936 | --- |
| O ₂ | 5084 | --- | 5084 | --- |
| AM | 1270 | --- | 1270 | --- |
| CO | 290 | --- | 290 | --- |
| CO ₂ | 491 | --- | 491 | --- |
| H ₂ O | 1752 | 3365 | 1752 | 3365 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 11 | --- | 11 | --- |
| Ácido acrílico | 13 | --- | 13 | --- |
| m (kg/h) | 37037 | 3365 | 37037 | 3365 |
| Q (m ³ /h) | 43896 | 3,62 | 35325 | 341 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p (\text{R-101}, 410 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.1650 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$C_p (\text{I-104}, 260 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.1207 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\lambda (\text{H}_2\text{O}, 20 \text{ atm}) = 1887 \text{ kJ}/\text{kg}$$

Intercambio de calor 4

| Intercambio de calor (I-104) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | I-103 | Agua | C-101 | Agua |
| Temp. (°C) | 260 | 121 | 135 | 121 |
| Pres. (atm) | 1,6 | 2 | 1,56 | 2 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 1 | 1 |
| nC ₄ | 189 | --- | 189 | --- |
| N ₂ | 27936 | --- | 27936 | --- |
| O ₂ | 5084 | --- | 5084 | --- |
| AM | 1270 | --- | 1270 | --- |
| CO | 290 | --- | 290 | --- |
| CO ₂ | 491 | --- | 491 | --- |
| H ₂ O | 1752 | 2316 | 1752 | 2316 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 11 | --- | 11 | --- |
| Ácido acrílico | 13 | --- | 13 | --- |
| m (kg/h) | 37037 | 2316 | 37037 | 2316 |
| Q (m ³ /h) | 35325 | 2,40 | 27724 | 2046 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p \text{ (I-103, 260 °C)} = 1.1207 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{°C)}$$

$$C_p \text{ (C-101, 135 °C)} = 1.0891 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{°C)}$$

$$\lambda \text{ (H}_2\text{O, 2 atm)} = 2209 \text{ kJ/kg}$$

Condensación parcial

| Condensación parcial (C-101) | | | |
|------------------------------|---------|---------|-------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | I-104 | T-105 | S-101 |
| Temp. (°C) | 135 | 55 | 55 |
| Pres. (atm) | 1,56 | 1,55 | 1,55 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 0,992 |
| nC ₄ | 189 | --- | 189 |
| N ₂ | 27936 | --- | 27936 |
| O ₂ | 5084 | --- | 5084 |
| AM | 1270 | 341 | 625 |
| CO | 290 | --- | 290 |
| CO ₂ | 491 | --- | 491 |
| H ₂ O | 1752 | 750 | 946 |
| Ácido maleico | --- | 123 | 237 |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 11 | 8 | 3 |
| Ácido acrílico | 13 | 12 | 1 |
| m (kg/h) | 37037 | 1234 | 35803 |
| Q (m ³ /h) | 27724 | 1,13 | 21395 |

Dado que en la reacción de formación del AM se produce una gran cantidad de agua que está en contacto con nuestro producto durante todo este tiempo, y ya que el AM reacciona de forma espontánea con el agua para formar ácido maleico, para la realización de este balance hemos supuesto que a la salida del equipo, la corriente que se conduce hasta el tanque de almacenamiento intermedio posee un 10 % de ácido maleico.

Además, hemos utilizado que en esta operación se consigue separar el 35 % del AM (ya como AM o bien como ácido maleico), que se lleva hasta el tanque de almacenamiento intermedio (Lohbeck et al., 2012).

Lavado de gases

| Lavador de gases (S-101) | | | | |
|--------------------------|----------|-------------------------|---------|----------------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | C-101 | H ₂ O lavado | D-101 | A incineración |
| Temp. (°C) | 55 | 95 | 56 | 56 |
| Pres. (atm) | 1,52 | 1,52 | 1,5 | 1,5 |
| Fracción de vapor | 0,992 | 0 | 0 | 1 |
| nC ₄ | 189 | --- | --- | 189 |
| N ₂ | 27936 | --- | --- | 27936 |
| O ₂ | 5084 | --- | --- | 5084 |
| AM | 625 | --- | --- | 2 |
| CO | 290 | --- | --- | 290 |
| CO ₂ | 491 | --- | --- | 491 |
| H ₂ O | 946 | 125 | 957 | --- |
| Ácido maleico | 237 | --- | 974 | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 3 | --- | 3 | --- |
| Ácido acrílico | 1 | --- | 1 | --- |
| m (kg/h) | 35803 | 125 | 1935 | 33993 |
| Q (m ³ /h) | 21820 | 0,13 | 1,69 | 21262 |

Para la realización de este balance hemos supuesto que prácticamente la totalidad del AM que contiene la corriente de entrada, en las condiciones de presión y temperatura adecuadas, reacciona con el agua de lavado para formar ácido maleico que se obtiene por la parte inferior (Lohbeck et al., 2012). El resto de compuestos gaseosos de la corriente de entrada, junto con una pequeña cantidad de AM que no haya reaccionado, se obtendrán por la parte superior llevándose a incineración antes de su vertido a la atmósfera.

Destilación 1

| Destilación 1 (D-101) | | | | |
|-----------------------|----------|-------|---------|-------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | S-101 | D-103 | S-101 | F-101 |
| Temp. (°C) | 55 | 90 | 90 | 115 |
| Pres. (atm) | 1,46 | 1,46 | 1,4 | 1,4 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 957 | --- | 957 | --- |
| Ácido maleico | 974 | --- | --- | 954 |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | 20 |
| <i>o</i> -xileno | --- | 250 | --- | 250 |
| Ácido acético | 3 | --- | --- | 3 |
| Ácido acrílico | 1 | --- | --- | 1 |
| m (kg/h) | 1935 | 250 | 957 | 1228 |
| Q (m ³ /h) | 1,69 | 0,26 | 0,98 | 1,07 |

Para la realización de este balance hemos supuesto que en la destilación se consigue la separación completa del agua y el resto de compuestos. Además, hemos tomado valores medios de los señalados en la bibliografía y hemos realizado los cálculos utilizando las siguientes concentraciones de compuestos en la corriente obtenida del calderín (Lohbeck et al., 2012):

% de ácido fumárico = 1.6 %

% de *o*-xileno = 20 %

Temperatura del azeótropo *o*-xileno/agua = 90 °C

Filtración

| Filtración (F-101) | | | |
|-----------------------|---------|----------|-------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | D-101 | Ác. Fum. | T-105 |
| Temp. (°C) | 115 | 117 | 117 |
| Pres. (atm) | 3 | 1,6 | 1,6 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- | --- |
| Ácido maleico | 954 | --- | 954 |
| Ácido fumárico | 20 | 19 | 1 |
| <i>o</i> -xileno | 250 | --- | 250 |
| Ácido acético | 3 | --- | 3 |
| Ácido acrílico | 1 | --- | 1 |
| m (kg/h) | 1228 | 19 | 1209 |
| Q (m ³ /h) | 1,07 | 0,01 | 1,06 |

Para la realización de este balance hemos utilizado el dato de que el contenido máximo de ácido fumárico residual que contiene la corriente de permeado del filtro es del 0.1 % en peso (Cooley et al., 1988). Además hemos supuesto que, como el resto de compuestos son líquidos a esta temperatura, el único compuesto que se retiene en el filtro es el ácido fumárico, que a estas temperaturas es un sólido en forma de pequeños cristales.

Tanque de almacenamiento de producto intermedio

| Tanque de producto intermedio (T-105) | | | |
|---------------------------------------|----------|-------|--------|
| kg/h | Entradas | | Salida |
| | C-101 | F-101 | R-102 |
| Temp. (°C) | 57 | 115 | 75 |
| Pres. (atm) | 1,5 | 1,5 | 1,5 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | 341 | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 750 | --- | 687 |
| Ácido maleico | 123 | 954 | 1481 |
| Ácido fumárico | --- | 1 | 1 |
| <i>o</i> -xileno | --- | 250 | 250 |
| Ácido acético | 8 | 3 | 11 |
| Ácido acrílico | 12 | 1 | 13 |
| m (kg/h) | 1234 | 1209 | 2443 |
| Q (m ³ /h) | 1,13 | 1,06 | 2,13 |

Reacción 2

| Reactor 2 (Deshidratación) (R-102) | | |
|------------------------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | T-105 | D-102 |
| Temp. (°C) | 72 | 140 |
| Pres. (atm) | 2 | 1,85 |
| Fracción de vapor | 0 | 0,605 |
| nC ₄ | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- |
| AM | --- | 1251 |
| CO | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- |
| H ₂ O | 687 | 917 |
| Ácido maleico | 1481 | --- |
| Ácido fumárico | 1 | 1 |
| <i>o</i> -xileno | 250 | 250 |
| Ácido acético | 11 | 11 |
| Ácido acrílico | 13 | 13 |
| m (kg/h) | 2443 | 2443 |
| Q (m ³ /h) | 2,13 | 727 |

Hemos utilizado como temperatura de reacción 140 °C, temperatura a la cual se invierte la reacción de hidratación del AM para formar el ácido (Cooley et al., 1988). Además hemos supuesto que la reacción es completa y se lleva a cabo totalmente.

Destilación 2

| Destilación 2 (D-102) | | | |
|-----------------------|---------|---------|-------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | R-102 | D-103 | S-101 |
| Temp. (°C) | 140 | 156 | 118 |
| Pres. (atm) | 1,84 | 1,84 | 1,84 |
| Fracción de vapor | 0,608 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | 1251 | 1251 | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 917 | --- | 917 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | 1 | 1 | --- |
| <i>o</i> -xileno | 250 | 250 | --- |
| Ácido acético | 11 | 11 | --- |
| Ácido acrílico | 13 | 13 | --- |
| m (kg/h) | 2443 | 1526 | 917 |
| Q (m ³ /h) | 733 | 1,41 | 0,95 |

Para la realización de este balance hemos supuesto que en esta destilación el agua se puede separar totalmente de la corriente de interés.

Destilación 3

| Destilación 3 (D-103) | | | |
|-----------------------|---------|---------|-------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | D-102 | D-104 | D-101 |
| Temp. (°C) | 154 | 225 | 167 |
| Pres. (atm) | 1,8 | 1,8 | 1,8 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | 1251 | 1251 | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | 1 | 1 | --- |
| <i>o</i> -xileno | 250 | --- | 250 |
| Ácido acético | 11 | 11 | --- |
| Ácido acrílico | 13 | 13 | --- |
| m (kg/h) | 1526 | 1276 | 250 |
| Q (m ³ /h) | 1,41 | 1,19 | 0,33 |

Para la realización de este balance hemos supuesto que en esta destilación el *o*-xileno se puede separar totalmente de la corriente de interés.

Destilación 4

| Destilación 4 (D-104) | | | |
|-----------------------|---------|---------|---------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | D-103 | AM puro | Residuo |
| Temp. (°C) | 223 | 225 | 250 |
| Pres. (atm) | 1,75 | 1,75 | 1,75 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | 1251 | 1250 | 1 |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | 1 | --- | 1 |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 11 | 2 | 9 |
| Ácido acrílico | 13 | 3 | 10 |
| m (kg/h) | 1276 | 1255 | 21 |
| Q (m ³ /h) | 1,18 | 1,16 | 7,12 |

Para la realización de este balance hemos utilizado las especificaciones que se le exigen al AM producido: la pureza del AM obtenido debe ser del 99.6 % (Felthouse et al., 2001).

Además, la cantidad de AM producido debe ser de 1250 kg/h. De esta forma, multiplicando la cantidad horaria de AM producido por 24 horas que tiene cada día, obtenemos que la cantidad de AM producido diariamente será de 30000 kg/día. Con esta capacidad de producción diaria, en 334 días habremos alcanzado nuestro objetivo de producción anual de 10000 t/año quedando, por tanto, un mes al año en el que la producción de la planta estaría parada. Sería en este mes en el que se llevarían a cabo las tareas de revisión y mantenimiento de los equipos, limpieza de los mismos, etc. También, de esta forma tenemos en cuenta la posibilidad de tener que realizar paradas forzosas para la solución de incidencias o roturas en la planta, sin que por ello se deje de alcanzar la capacidad de producción anual que hemos fijado.

Una vez realizados anteriormente los balances de materia y energía a cada una de las unidades del proceso, hacemos ahora el balance de materia global. Este balance nos muestra de forma resumida algunos datos importantes para el dimensionamiento de los equipos y para el posterior estudio económico.

ENTRADAS AL PROCESO

| kg/h | Entradas | | | |
|-----------------------|----------|-------|-------|-------|
| | T-101 | Aire | T-102 | T-103 |
| nC ₄ | 1263 | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | 27936 | --- | --- |
| O ₂ | --- | 7495 | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | 11 | --- | --- |
| H ₂ O | --- | 333 | 1 | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- | 5 |
| Ácido acético | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 35774 | 1 | 5 |
| Q (m ³ /h) | 2,18 | 30060 | 0 | 0,01 |

SALIDAS DEL PROCESO

| kg/h | Salidas | | | | | |
|-----------------------|-------------------|----------------|------|-------|-------|-------|
| | Gases de reacción | Ácido fumárico | Agua | T-106 | T-107 | T-108 |
| nC ₄ | 189 | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ | 27936 | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | 5084 | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM | 2 | --- | --- | 1250 | 1 | --- |
| CO | 290 | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | 491 | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- | 1750 | --- | --- | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | 19 | --- | --- | 1 | --- |
| <i>o</i> -xileno | --- | --- | --- | --- | --- | 5 |
| Ácido acético | --- | --- | --- | 2 | 9 | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- | 3 | 10 | --- |
| m (kg/h) | 33993 | 19 | 1750 | 1255 | 21 | 5 |
| Q (m ³ /h) | 21262 | 0,01 | 1,79 | 1,16 | 7,12 | 0,01 |

3.3.4. Dimensionamiento de equipos

- COLUMNAS DE DESTILACIÓN

| | |
|-----------------------------|---|
| Equipo: | Columna de destilación por arrastre con vapor |
| Referencia: | D-101 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En esta columna se forma una mezcla azeotrópica entre el agua y el *o*-xileno, y en ella tiene lugar la separación del agua del resto de componentes de la mezcla procedente del lavador de gases.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.5 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 2.064 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 826.424 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 36.417 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = \left(-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047 \right) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = \left(-0.171 \cdot 0.5^2 + 0.27 \cdot 0.5 - 0.047 \right) \cdot \left(\frac{826.424 - 2.064}{2.064} \right) = 18.073 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 36.417}{\pi \cdot 2.064 \cdot 18.073}} = 1.115 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.20 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 15 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 15 \cdot 0.5 = 7.5 \text{ m}$$

| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| Equipo: | Columna de destilación 2 |
| Referencia: | D-102 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En este equipo se lleva a cabo la separación del agua del resto de los productos de la corriente que sale del reactor 2.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.3 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 1.879 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 974.882 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 25.433 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = (-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = (-0.171 \cdot 0.3^2 + 0.27 \cdot 0.3 - 0.047) \cdot \left(\frac{974.882 - 1.879}{1.879} \right) = 9.637 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 25.433}{\pi \cdot 1.879 \cdot 9.637}} = 1.337 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.40 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 16 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 16 \cdot 0.3 = 4.8 \text{ m}$$

| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| Equipo: | Columna de destilación 3 |
| Referencia: | D-103 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En esta columna se lleva a cabo la separación del *o*-xileno del resto de los productos de la corriente que sale de la columna de destilación 2.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.3 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 4.423 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 1075.513 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 21.267 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = (-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = (-0.171 \cdot 0.3^2 + 0.27 \cdot 0.3 - 0.047) \cdot \left(\frac{1075.513 - 4.423}{4.423} \right) = 4.507 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 21.267}{\pi \cdot 4.423 \cdot 4.507}} = 1.165 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.20 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 16 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 16 \cdot 0.3 = 4.8 \text{ m}$$

| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| Equipo: | Columna de destilación 4 |
| Referencia: | D-104 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En este equipo se lleva a cabo la separación de nuestro producto de interés, el AM, del resto de los compuestos pesados de la corriente que sale de la columna de destilación 3.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.3 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 4.289 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 1121.095 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 20.833 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = (-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = (-0.171 \cdot 0.3^2 + 0.27 \cdot 0.3 - 0.047) \cdot \left(\frac{1121.095 - 4.289}{4.289} \right) = 4.846 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 20.833}{\pi \cdot 4.289 \cdot 4.846}} = 1.130 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.20 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 10 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 10 \cdot 0.3 = 3 \text{ m}$$

- CONDENSADOR

| | |
|--|--------------------------|
| Equipo: | Condensador parcial |
| Referencia: | C-101 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Productos de la reacción |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Vertical |

La misión del condensador parcial es disminuir la temperatura todo lo posible (debemos evitar la solidificación de los productos, por lo que siempre se permanecerá ligeramente por encima del punto de fusión del AM) para que se produzca la condensación de parte del AM formado en la reacción.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del condensador parcial:

| | Entrada | Salida |
|-------------------------------------|----------------|---------------|
| $m_{prod} \text{ (kg/h)}$ | 37037 | 35803 1234 |
| $T_{prod} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 135 | 55 |
| $m_{agua} \text{ (kg/h)}$ | 47464 | 47464 |
| $T_{agua} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 20 | 50 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$H_{I-104,135^\circ\text{C}} = 3.0423 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$h_{T-105,55^\circ\text{C}} = 1.4290 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$H_{S-101,55^\circ\text{C}} = 2.2082 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$C_{p_{agua,35^\circ\text{C}}} = 4.1779 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$U = 850 \text{ W/(m}^2\cdot^\circ\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

Longitud de los tubos: $L_t = 6.096 \text{ m}$

Diámetro externo de los tubos: $D_2 = 25.4 \text{ mm}$

Espesor de los tubos: $e_t = 2.413 \text{ mm}$

Diámetro interno de los tubos: $D_1 = 20.574 \text{ mm}$

Paso de tubo: $P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = h_{T-105,55^\circ\text{C}} + H_{S-101,55^\circ\text{C}} - H_{I-104,135^\circ\text{C}};$$

$$q = 1.4290 \cdot 10^7 + 2.2082 \cdot 10^7 - 3.0423 \cdot 10^7 = 5949000 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua},35^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{agua}} - T_{i,\text{agua}});$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{q}{C_{p_{\text{agua},35^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{agua}} - T_{i,\text{agua}})} = \frac{5949000}{4.1779 \cdot (50 - 20)} = 47464.04 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}) - (T_{s,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}}{T_{s,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}}}\right)} = \frac{(135 - 20) - (55 - 50)}{\ln\left(\frac{135 - 20}{55 - 50}\right)} = 35.1 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; \quad A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{5949000 \cdot 2}{850 \cdot 35.1} = 398.793 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; \quad N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{398.793}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 6.096} = 1013 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{398.793 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{6.096}} = 1.0643 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 1.0643 + 2 \cdot 0.0095 = 1.0833 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Altura: } H = L + 0.1 \cdot L = 6.096 + 0.1 \cdot 6.096 = 6.7056 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = \frac{\pi}{4} \cdot D_{2c}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 1.0833^2 = 0.9217 \text{ m}^2$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 1.10 \text{ m}$$

$$H = 6.75 \text{ m}$$

$$S = 0.950 \text{ m}^2$$

- FILTRO

| | |
|-----------------------------|------------------------------------|
| Equipo: | Filtro |
| Referencia: | F-101 |
| Tipo: | Filtro de tambor rotatorio a vacío |
| Posición del equipo: | Horizontal |

En este equipo se produce la eliminación de los cristales de ácido fumárico que se hayan podido formar en la columna de destilación 1. En la planta dispondremos de dos filtros colocados en paralelo, de forma que no tengamos que interrumpir el proceso cada vez que se necesite realizar tareas de limpieza y mantenimiento en alguno de ellos. Así siempre estará uno de estos filtros en funcionamiento.

A continuación calculamos, de forma aproximada, tanto el área total del filtro como el diámetro y la longitud del tambor rotatorio. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Densidad del sólido, $\rho_s = 1296 \text{ kg/m}^3$

Densidad del filtrado, $\rho_f = 1144 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad, $\mu = 9.202 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Caída de presión en el filtro, $\Delta P = 50 \text{ mmHg} = 6666.12 \text{ Pa}$

Fracción del tambor sumergida, $f = 0.30$

Velocidad de giro del tambor, $n = 0.1 \text{ rpm} = 0.00167 \text{ rev/s}$

Resistencia específica de la torta, $\alpha = 10^{10} \text{ m/kg}$

Resistencia del medio filtrante, $\beta = 0 \text{ m}^{-1}$ (la suponemos despreciable)

Caudal de alimentación al filtro, $m_f = 1228 \text{ kg/h} = 0.341 \text{ kg/s}$

Caudal de sólidos en la alimentación, $m_s = 20 \text{ kg/h} = 0.00556 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Caudal volumétrico de alimentación:

$$q_f = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{0.341}{1144} = 2.981 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3 \text{ alimentación}}{\text{s}}$$

- Concentración de sólidos en la alimentación:

$$C_{s,f} = \frac{m_s}{q_f} = \frac{0.00556}{2.981 \cdot 10^{-4}} = 18.651 \frac{\text{kg sólidos}}{\text{m}^3 \text{ alimentación}}$$

- Masa de suspensión por cada metro cúbico alimentado:

$$m_{suspensión} = \left(V - \frac{C_{s,f}}{\rho_s} \right) \cdot \rho_f = \left(1 - \frac{18.651}{1296} \right) \cdot 1144 = 1127.5 \frac{kg \text{ suspensión}}{m^3 \text{ alimentación}}$$

- Fracción de sólidos en la alimentación:

$$x = \frac{C_{s,f}}{C_{s,f} + m_{suspensión}} = \frac{18.651}{18.651 + 1127.5} = 0.0163$$

- Masa de sólidos depositados en el filtro por unidad de volumen filtrado:

$$S = \frac{x}{1-x} \cdot \rho_f = \frac{0.0163}{1-0.0163} \cdot 1144 = 18.956 \frac{kg \text{ sólidos}}{m^3 \text{ filtrado}}$$

- Área total del filtro:

$$A_T = \frac{m_s}{\alpha \sqrt{\frac{2 \cdot S \cdot \alpha \cdot \Delta P \cdot f \cdot n}{\mu} + (n \cdot \beta)^2 - n \cdot \beta}};$$

$$A_T = \frac{0.00556}{\sqrt{\frac{2 \cdot 18.956 \cdot 10^{10} \cdot 6666.12 \cdot 0.30 \cdot 0.00167}{9.202 \cdot 10^{-4}}}} = 1.4989 \text{ m}^2$$

- Diámetro del tambor rotatorio:

Tomando 1.5 como la razón de esbeltez, se halla el diámetro y la longitud del tambor rotatorio:

$$A_T = \pi \cdot D \cdot L = \pi \cdot D \cdot (1.5 \cdot D) = 1.5 \cdot \pi \cdot D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{A_T}{1.5 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{1.4989}{1.5 \cdot \pi}} = 0.5640 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D} = 1.5; L = 1.5 \cdot D = 1.5 \cdot 0.5640 = 0.8460 \text{ m}$$

- INTERCAMBIADORES DE CALOR

| | |
|---|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 1 |
| Referencia: | I-101 |
| Tipo: | Serpentín |
| Producto en el interior del serpentín: | Vapor de agua |
| Producto en el exterior del serpentín: | <i>n</i> -butano |

Este primer intercambiador de calor se utiliza para aumentar la temperatura del *n*-butano y favorecer así su vaporización. Como sistema de calefacción se ha optado por un serpentín interno, ya que éste posee una gran área de transferencia de calor.

El fluido calefactor será vapor de agua a baja presión, procedente de otras partes de la planta. De esta forma conseguimos aprovechar parte de la energía generada en el proceso, haciendo éste más rentable.

El *n*-butano, que llega al depósito a 20 °C y 4.5 atm de presión, inmediatamente se expandirá hasta una presión de 3.5 atm. Vamos a suponer, poniéndonos en el peor de los casos, que esta expansión es adiabática, por lo que el *n*-butano sufrirá un descenso de temperatura. Si la expansión fuese politrópica o isoterma, este descenso de temperatura sería más pequeño o nulo, luego si hacemos el diseño para la expansión adiabática, nos aseguramos de tener un dimensionamiento más que suficiente para el resto de los casos. Esta temperatura del *n*-butano tras la expansión adiabática la calculamos mediante la siguiente expresión:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}; T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = 293.15 \cdot \left(\frac{3.5}{4.5}\right)^{\frac{1.15-1}{1.15}} = 283.7 \text{ K} = 10.5 \text{ °C}$$

Luego el serpentín deberá de elevar la temperatura del *n*-butano desde los 10.5 °C a los que según hemos calculado anteriormente se encuentra tras la expansión, hasta los 47 °C. A la presión a la que se encuentra el *n*-butano, 3.5 atm, se produce el cambio de estado a los 37.6 °C. Por consiguiente, el calor absorbido por el *n*-butano será calor sensible para pasar desde los 10.5 °C hasta los 37.6 °C, a esta temperatura se producirá el cambio de estado absorbiendo calor latente, y posteriormente aumentará su temperatura hasta los 47 °C absorbiendo nuevamente calor sensible. Para evaluar este calor absorbido, necesitaremos conocer los siguientes datos:

$$C_{p_{n-but,24.05^\circ C}} = 2.4289 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_{n-but,3.5atm} = 346.4 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{p_{n-but,42.3^\circ C}} = 1.7734 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

A continuación calculamos el calor absorbido por el *n*-butano mediante la siguiente expresión:

$$q_{n-but} = m_{n-but} \cdot C_{p_{n-but,24.05^\circ C}} \cdot (T_{vap} - T_i) + m_{n-but} \cdot \lambda_{n-but,3.5atm} + m_{n-but} \cdot C_{p_{n-but,42.3^\circ C}} \cdot (T_f - T_{vap})$$

$$q_{n-but} = 1263 \cdot 2.4289 \cdot (37.6 - 10.5) + 1263 \cdot 346.4 + 1263 \cdot 1.7734 \cdot (47 - 37.6) = 541692 \text{ kJ/h}$$

Por tanto, éste será el calor que deberá ser aportado por el serpentín para aumentar la temperatura del *n*-butano hasta los valores deseados. Para aportar este calor, como ya hemos mencionado, utilizaremos vapor de agua a baja presión procedente de alguna otra parte de la planta. A continuación calculamos la cantidad de vapor, a 3.5 atm de presión, que necesitaremos para conseguir ese aumento de temperatura:

$$\lambda_{vapor,3.5atm} = 2154 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{abs,n-but} = q_{ced,vapor} = m_{vapor} \cdot \lambda_{vapor,3.5atm}; m_{vapor} = \frac{q_{abs,n-but}}{\lambda_{vapor,3.5atm}} = \frac{541692}{2154} = 251.48 \text{ kg/h}$$

Llegados a este punto, una vez calculadas las necesidades de vapor de calefacción, procedemos con el dimensionamiento del serpentín. Pero antes de abordarlo, mostramos los siguientes datos que necesitamos para el diseño del mismo:

Diámetro del tanque: $D = 2.25 \text{ m}$ (calculado más adelante)

Diámetro externo del tubo del serpentín: $D_{ts} = 25.4 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Coefficiente global de transmisión del calor: $U = 680 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del serpentín:

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,vapor} - T_{i,n-but}) - (T_{s,vapor} - T_{s,n-but})}{\ln\left(\frac{T_{i,vapor} - T_{i,n-but}}{T_{s,vapor} - T_{s,n-but}}\right)} = \frac{(139 - 10.5) - (139 - 47)}{\ln\left(\frac{139 - 10.5}{139 - 47}\right)} = 109.2 \text{ °C}$$

- Área del serpentín:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{541692 \cdot 2}{680 \cdot 109.2} = 14.590 \text{ m}^2$$

- Longitud del serpentín:

$$A = \pi \cdot D_{ts} \cdot L_s; L_s = \frac{A}{\pi \cdot D_{ts}} = \frac{14.590}{\pi \cdot 0.0254} = 182.84 \text{ m}$$

- Diámetro de la espira:

Para el diseño, vamos a suponer que el diámetro de la espira va a ser el 75 % del diámetro del tanque. Según esta consideración, calculamos el diámetro de la espira como sigue:

$$D_e = 0.75 \cdot D = 0.75 \cdot 2.25 = 1.69 \text{ m}$$

- Longitud de cada espira:

$$L_e = \pi \cdot D_e = \pi \cdot 1.69 = 5.31 \text{ m}$$

- Número de espiras:

$$N_e = \frac{L_s}{L_e} = \frac{182.84}{5.31} = 34.43 \Rightarrow N_e = 35 \text{ espiras}$$

- Separación entre espiras:

Vamos a elegir que la separación entre espiras sea de 5 cm, $S_e = 5 \text{ cm}$.

- Altura total del serpentín:

$$H_s = N_e \cdot D_{ts} + (N_e - 1) \cdot S_e = 35 \cdot 0.0254 + (35 - 1) \cdot 0.05 = 2.59 \text{ m}$$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 2 |
| Referencia: | I-102 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | <i>n</i> -butano |
| Producto en el exterior de los tubos: | Vapor de agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

La misión de este segundo intercambiador de calor no es más que recalentar el *n*-butano, en estado gaseoso, hasta la temperatura idónea (110 °C) para su mezcla con el aire previa a la entrada en el reactor principal.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-----------------------|----------------|---------------|
| $m_{n-butano}$ (kg/h) | 1263 | 1263 |
| $T_{n-butano}$ (°C) | 47 | 110 |
| m_{vapor} (kg/h) | 72 | 72 |
| T_{vapor} (°C) | 139 | 139 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{n-but,78.5^{\circ}C}} = 1.9417 \text{ kJ/(kg}\cdot^{\circ}\text{C)}$$

$$\lambda_{vapor,3.5atm} = 2154 \text{ kJ/kg}$$

$$U = 680 \text{ W/(m}^2\cdot^{\circ}\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 2.4384 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{n-but} \cdot Cp_{n-but, 78.5^\circ C} \cdot (T_{f, n-but} - T_{i, n-but}) = 1263 \cdot 1.9417 \cdot (110 - 47) = 154499 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de vapor necesaria:

$$q = m_{vapor} \cdot \lambda_{vapor, 3.5atm}; m_{vapor} = \frac{q}{\lambda_{vapor, 3.5atm}} = \frac{154499}{2154} = 71.73 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,vapor} - T_{i,n-but}) - (T_{s,vapor} - T_{s,n-but})}{\ln\left(\frac{T_{i,vapor} - T_{i,n-but}}{T_{s,vapor} - T_{s,n-but}}\right)} = \frac{(139 - 47) - (139 - 110)}{\ln\left(\frac{139 - 47}{139 - 110}\right)} = 54.6 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{154499 \cdot 2}{680 \cdot 54.6} = 8.323 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{8.323}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 2.4384} = 53 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{8.323 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{2.4384}} = 0.2431 \text{ m} = 243.1 \text{ mm}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 0.2431 + 2 \cdot 0.0095 = 0.2621 \text{ m} = 262.1 \text{ mm}$$

- Dimensiones del equipo:

Ancho: $D_{2c} = 0.2621 \text{ m}$

Largo: $L + 0.1 \cdot L = 2.4384 + 0.1 \cdot 2.4384 = 2.6822 \text{ m}$

Superficie: $S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 0.2621 \cdot 2.6822 = 0.7030 \text{ m}^2$

Altura: $H = D_{2c} = 0.2621 \text{ m}$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$D_{2c} = 0.30 \text{ m}$

$L = 2.75 \text{ m}$

$H = 0.30 \text{ m}$

$S = 0.825 \text{ m}^2$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 3 |
| Referencia: | I-103 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Productos de la reacción |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

La función de este tercer intercambiador de calor no es más que enfriar la mezcla de productos de la reacción que salen del reactor principal, en estado gaseoso, para recuperar parte de la energía que posee esta corriente y obtener así un vapor de agua a alta presión.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-------------------------------------|----------------|---------------|
| $m_{prod} \text{ (kg/h)}$ | 37037 | 37037 |
| $T_{prod} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 410 | 260 |
| $m_{agua} \text{ (kg/h)}$ | 3365 | 3365 |
| $T_{agua} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 213 | 213 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,335^\circ\text{C}}} = 1.1424 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\lambda_{agua,20\text{atm}} = 1887 \text{ kJ/kg}$$

$$U = 250 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 4.8768 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$$

$$\text{Separación de los tubos: } P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de la carcasa: } e_c = 9.5 \text{ mm}$$

$$\text{Factor de seguridad: } F = 2$$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{\text{prod}} \cdot C_{p_{\text{prod}, 335^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{prod}} - T_{i,\text{prod}}) = 37037 \cdot 1.1424 \cdot (410 - 260) = 6346660 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{agua}, 20\text{atm}}; m_{\text{agua}} = \frac{q}{\lambda_{\text{agua}, 20\text{atm}}} = \frac{6346660}{1887} = 3363.36 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}) - (T_{s,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}}{T_{s,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}}}\right)} = \frac{(410 - 213) - (260 - 213)}{\ln\left(\frac{410 - 213}{260 - 213}\right)} = 104.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{6346660 \cdot 2}{250 \cdot 104.7} = 484.941 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{484.941}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 4.8768} = 1539 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, CL = 1.0 (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, CTP = 0.93 (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{484.941 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{4.8768}} = 1.3122 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 1.3122 + 2 \cdot 0.0095 = 1.3312 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Ancho: } D_{2c} = 1.3312 \text{ m}$$

$$\text{Largo: } L + 0.1 \cdot L = 4.8768 + 0.1 \cdot 4.8768 = 5.3645 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 1.3312 \cdot 5.3645 = 7.1412 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura: } H = D_{2c} = 1.3312 \text{ m}$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 1.40 \text{ m}$$

$$L = 5.50 \text{ m}$$

$$H = 1.40 \text{ m}$$

$$S = 7.70 \text{ m}^2$$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 4 |
| Referencia: | I-104 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Productos de la reacción |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

El objetivo de este cuarto intercambiador de calor no es más que continuar enfriando la mezcla de productos de la reacción que salen del intercambiador de calor 3, en estado gaseoso, para recuperar parte de la energía que posee esta corriente y obtener así un vapor de agua a baja presión.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-------------------|----------------|---------------|
| m_{prod} (kg/h) | 37037 | 37037 |
| T_{prod} (°C) | 260 | 135 |
| m_{agua} (kg/h) | 2316 | 2316 |
| T_{agua} (°C) | 121 | 121 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,197.5^{\circ}C}} = 1.1040 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{agua,2atm} = 2209 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$U = 350 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 4.8768 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$$

$$\text{Separación de los tubos: } P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de la carcasa: } e_c = 9.5 \text{ mm}$$

$$\text{Factor de seguridad: } F = 2$$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{prod} \cdot C_{p_{prod, 197.5^\circ C}} \cdot (T_{f, prod} - T_{i, prod}) = 37037 \cdot 1.1040 \cdot (260 - 135) = 5111106 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{agua} \cdot \lambda_{agua, 2atm}; m_{agua} = \frac{q}{\lambda_{agua, 2atm}} = \frac{5111106}{2209} = 2313.76 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i, prod} - T_{i, agua}) - (T_{s, prod} - T_{s, agua})}{\ln\left(\frac{T_{i, prod} - T_{i, agua}}{T_{s, prod} - T_{s, agua}}\right)} = \frac{(260 - 121) - (135 - 121)}{\ln\left(\frac{260 - 121}{135 - 121}\right)} = 54.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{5111106 \cdot 2}{350 \cdot 54.5} = 535.896 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{535.896}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 4.8768} = 1701 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, CL = 1.0 (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, CTP = 0.93 (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{535.896 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{4.8768}} = 1.3794 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 1.3794 + 2 \cdot 0.0095 = 1.3984 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Ancho: } D_{2c} = 1.3984 \text{ m}$$

$$\text{Largo: } L + 0.1 \cdot L = 4.8768 + 0.1 \cdot 4.8768 = 5.3645 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 1.3984 \cdot 5.3645 = 7.5017 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura: } H = D_{2c} = 1.3984 \text{ m}$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 1.40 \text{ m}$$

$$L = 5.50 \text{ m}$$

$$H = 1.40 \text{ m}$$

$$S = 7.70 \text{ m}^2$$

| | |
|--|----------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 10 |
| Referencia: | I-110 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Mezcla de sales fundidas |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

Este intercambiador de calor cumple una doble misión. En primer lugar nos permite seguir precalentando el agua que sale del condensador, a unos 50 °C, hasta la temperatura de saturación a la presión correspondiente, 20 atm (alta presión). Además, este equipo nos permite enfriar el fluido refrigerante del reactor principal, una mezcla eutéctica de sales fundidas, por lo que este fluido puede estar continuamente recirculándose al reactor.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|----------------------------|----------------|---------------|
| $m_{sales} \text{ (kg/h)}$ | 100000 | 100000 |
| $T_{sales} \text{ (°C)}$ | 330 | 276.5 |
| $m_{agua} \text{ (kg/h)}$ | 12000 | 12000 |
| $T_{agua} \text{ (°C)}$ | 50 | 213 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{sales,275^\circ\text{C}}} = 1.56 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$C_{p_{agua,131.5^\circ\text{C}}} = 4.2705 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$U = 900 \text{ W/(m}^2\cdot^\circ\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

Diámetro interno de los tubos: $D_1 = 20.574 \text{ mm}$

Paso de tubo: $P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua},131.5^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{agua}} - T_{i,\text{agua}}) = 12000 \cdot 4.2705 \cdot (213 - 50) = 8353098 \text{ kJ/h}$$

- Temperatura de salida de las sales:

$$q = m_{\text{sales}} \cdot C_{p_{\text{sales},275^\circ\text{C}}} \cdot (T_{i,\text{sales}} - T_{f,\text{sales}});$$

$$T_{f,\text{sales}} = T_{i,\text{sales}} - \frac{q}{m_{\text{sales}} \cdot C_{p_{\text{sales},275^\circ\text{C}}}} = 330 - \frac{8353098}{100000 \cdot 1.56} = 276.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{sales}} - T_{i,\text{agua}}) - (T_{s,\text{sales}} - T_{s,\text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{sales}} - T_{i,\text{agua}}}{T_{s,\text{sales}} - T_{s,\text{agua}}}\right)} = \frac{(330 - 50) - (276.5 - 213)}{\ln\left(\frac{330 - 50}{276.5 - 213}\right)} = 145.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{8353098 \cdot 2}{900 \cdot 145.9} = 127.227 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{127.227}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 3.6576} = 539 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{127.227 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{3.6576}} = 0.7761 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 0.7761 + 2 \cdot 0.0095 = 0.7951 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Ancho: } D_{2c} = 0.7951 \text{ m}$$

$$\text{Largo: } L + 0.1 \cdot L = 3.6576 + 0.1 \cdot 3.6576 = 4.0234 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 0.7951 \cdot 4.0234 = 3.1990 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura: } H = D_{2c} = 0.7951 \text{ m}$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 0.80 \text{ m}$$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$H = 0.80 \text{ m}$$

$$S = 3.20 \text{ m}^2$$

| | |
|--|----------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 11 |
| Referencia: | I-111 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Mezcla de sales fundidas |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

Este segundo intercambiador de calor también cumple una doble misión. En primer lugar nos permite continuar precalentando el agua que sale del condensador, a unos 50 °C, hasta la temperatura de saturación a la presión correspondiente, 4 atm (baja presión). Además, este equipo nos permite enfriar el fluido refrigerante del reactor principal, una mezcla eutéctica de sales fundidas, por lo que este fluido puede estar continuamente recirculándose al reactor.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|----------------------------|----------------|---------------|
| $m_{sales} \text{ (kg/h)}$ | 100000 | 100000 |
| $T_{sales} \text{ (°C)}$ | 276.5 | 231 |
| $m_{agua} \text{ (kg/h)}$ | 17918 | 17918 |
| $T_{agua} \text{ (°C)}$ | 50 | 144 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{sales,275^\circ\text{C}}} = 1.56 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$C_{p_{agua,97^\circ\text{C}}} = 4.2142 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$U = 900 \text{ W/(m}^2\cdot^\circ\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

Diámetro interno de los tubos: $D_1 = 20.574 \text{ mm}$

Paso de tubo: $P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{sales} \cdot Cp_{sales, 275^\circ C} \cdot (T_{i,sales} - T_{f,sales}) = 100000 \cdot 1.56 \cdot (276.5 - 231) = 7098000 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{agua} \cdot Cp_{agua, 97^\circ C} \cdot (T_{f,agua} - T_{i,agua});$$

$$m_{agua} = \frac{q}{Cp_{agua, 97^\circ C} \cdot (T_{f,agua} - T_{i,agua})} = \frac{7098000}{4.2142 \cdot (144 - 50)} = 17918.14 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,sales} - T_{i,agua}) - (T_{s,sales} - T_{s,agua})}{\ln\left(\frac{T_{i,sales} - T_{i,agua}}{T_{s,sales} - T_{s,agua}}\right)} = \frac{(276.5 - 50) - (231 - 144)}{\ln\left(\frac{276.5 - 50}{231 - 144}\right)} = 145.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{7098000 \cdot 2}{900 \cdot 145.8} = 108.185 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{108.185}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 3.6576} = 458 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{108.185 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{3.6576}} = 0.7157 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 0.7157 + 2 \cdot 0.0095 = 0.7347 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

Ancho: $D_{2c} = 0.7347 \text{ m}$

Largo: $L + 0.1 \cdot L = 3.6576 + 0.1 \cdot 3.6576 = 4.0234 \text{ m}$

Superficie: $S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 0.7347 \cdot 4.0234 = 2.9560 \text{ m}^2$

Altura: $H = D_{2c} = 0.7347 \text{ m}$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 0.75 \text{ m}$$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$H = 0.75 \text{ m}$$

$$S = 3 \text{ m}^2$$

- LAVADOR DE GASES

| | |
|-----------------------------|------------------------------------|
| Equipo: | Lavador de gases |
| Referencia: | S-101 |
| Tipo: | Columna de relleno |
| Fase vapor: | Mezcla de productos de la reacción |
| Fase líquida: | Agua |
| Posición del equipo: | Vertical |

Es en este equipo donde se ponen en contacto el agua y la mezcla de productos, en estado gaseoso, que salió del reactor. El AM de la corriente gaseosa que no se ha podido separar en el condensador, será absorbido por el agua en este equipo, formando ácido maleico y recuperando prácticamente la totalidad del AM de la corriente.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Caudal del gas, $G_o = 35803 \text{ kg/h} = 9.945 \text{ kg/s}$

Caudal del líquido, $L_o = 125 \text{ kg/h} = 0.0347 \text{ kg/s}$

Si seleccionamos como relleno sillas cerámicas INTALLOX de tamaño 38 mm (1.5 pulgadas), tenemos un factor de relleno, $F_p = 170 \text{ m}^{-1}$ (Sinnott, 2012).

Densidad del gas, $\rho_g = 1.257 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad del gas, $\mu_g = 2.266 \cdot 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

Densidad del líquido, $\rho_L = 975.025 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad del líquido, $\mu_L = 2.969 \cdot 10^{-4} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

Viscosidad del agua a 20 °C, $\mu_{\text{agua},20^\circ\text{C}} = 1.033 \cdot 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad de inundación del gas:

La obtenemos a partir de la ecuación de Sawistowski,

$$\ln \left(\frac{G_{in}^2 \cdot F_p}{g \cdot \rho_L \cdot \rho_g} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_{\text{agua},20^\circ\text{C}}} \right)^{0.2} \right) = -4 \cdot \left(\frac{L_o}{G_o} \right)^{0.25} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.125}$$

Mediante la resolución de esta ecuación por métodos numéricos, podemos obtener la velocidad de inundación del gas:

$$\ln \left(\frac{G_{in}^2 \cdot 170}{9.81 \cdot 975.025 \cdot 1.257} \cdot \left(\frac{2.969 \cdot 10^{-4}}{1.033 \cdot 10^{-3}} \right)^{0.2} \right) = -4 \cdot \left(\frac{125}{35803} \right)^{0.25} \cdot \left(\frac{1.257}{975.025} \right)^{0.125} ;$$

$$G_{in} = 7.710 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

- Diámetro de la columna:

Considerando que el caudal másico del gas debe ser un 60 % de la velocidad de inundación del gas, podemos calcular el diámetro de la columna despejando de la ecuación:

$$G_o = 0.60 \cdot G_{in} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_c^2; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot G_o}{0.60 \cdot \pi \cdot G_{in}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9.945}{0.60 \cdot \pi \cdot 7.710}} = 1.654 \text{ m}$$

Redondeamos a $D = 1.70 \text{ m}$

- Altura de una unidad de transferencia:

Según la tabla de valores típicos dados para la HTU para rellenos aleatorios (Sinnott, 2012), poniéndonos siempre en el caso más desfavorable, vamos a considerar que la $HTU = 0.75 \text{ m}$.

- Número de etapas:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 12 etapas teóricas.

- Altura de la columna:

$$z = NET \cdot HTU = 12 \cdot 0.75 = 9 \text{ m}$$

- REACTORES

| | |
|--|---|
| Equipo: | Reactor 1 (principal) |
| Referencia: | R-101 |
| Tipo: | Reactor tubular de lecho fijo |
| Producto en el interior de los tubos: | Mezcla homogénea de <i>n</i> -butano y aire |
| Producto en el exterior de los tubos: | Mezcla eutéctica de sales nítricas fundidas |
| Posición del equipo: | Vertical |

En este reactor, el principal, es donde se va a llevar a cabo la reacción entre el aire y el *n*-butano, en presencia de un catalizador, para producir AM entre otros subproductos.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del reactor:

| | Entrada | Salida |
|--------------------|----------------|---------------|
| m_{prod} (kg/h) | 37037 | 37037 |
| T_{prod} (°C) | 120 | 410 |
| m_{sales} (kg/h) | 100000 | 100000 |
| T_{sales} (°C) | 231 | 330 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,265^{\circ}C}} = 1.1221 \text{ kJ/(kg}\cdot^{\circ}\text{C)}$$

$$C_{p_{sales,275^{\circ}C}} = 1.56 \text{ kJ/(kg}\cdot^{\circ}\text{C)}$$

$$U = 1000 \text{ W/(m}^2\cdot^{\circ}\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 2 \cdot D_2 = 2 \cdot 25.4 = 50.8 \text{ mm}$$

$$\text{Separación de los tubos: } P_t - D_2 = 50.8 - 25.4 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de la carcasa: } e_c = 9.5 \text{ mm}$$

$$\text{Tiempo de residencia: } \tau = 0.1 \text{ s}$$

$$\text{Caudal volumétrico de producto a la entrada del reactor: } q_{ent} = 20523 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Porosidad del catalizador: } \varepsilon_c = 0.15$$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Volumen libre de reactor:

$$\tau = \frac{V_l}{q_{ent}}; V_l = q_{ent} \cdot \tau = \frac{20523}{3600} \cdot 0.1 = 0.57 \text{ m}^3$$

- Volumen real de reactor (teniendo en cuenta el lecho fijo de catalizador):

$$\varepsilon_c = \frac{V_l}{V_r}; V_r = \frac{V_l}{\varepsilon_c} = \frac{0.57}{0.15} = 3.8 \text{ m}^3$$

- Número de tubos:

$$V_r = \frac{\pi}{4} \cdot D_1^2 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{V_r}{\frac{\pi}{4} \cdot D_1^2 \cdot L} = \frac{3.8}{\frac{\pi}{4} \cdot 0.020574^2 \cdot 3.6576} = 3125 \text{ tubos}$$

- Área de intercambio de calor en el reactor:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; A = \pi \cdot 0.020574 \cdot 3.6576 \cdot 3125 = 738.780 \text{ m}^2$$

- Diámetro interno de la carcasa del reactor:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, CL = 1.0 (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, CTP = 0.93 (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{738.780 \cdot \left(\frac{0.0508}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{3.6576}} = 2.9923 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa del reactor:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 2.9923 + 2 \cdot 0.0095 = 3.0113 \text{ m}$$

- Altura del reactor:

$$H = L + 0.1 \cdot L; H = 3.6576 + 0.1 \cdot 3.6576 = 4.0234 \text{ m}$$

- Razón de esbeltez del reactor:

$$R_{H/D} = \frac{H}{D_{2c}} = \frac{4.0234}{3.0113} = 1.333$$

- Calor intercambiado en el reactor:

$$q = \frac{m_{n-but}}{Mm_{n-but}} \cdot (\eta_1 \cdot \Delta H_1 + \eta_2 \cdot \Delta H_2 + \eta_3 \cdot \Delta H_3 + \eta_4 \cdot \Delta H_4) - m_{prod} \cdot Cp_{prod,265^\circ C} \cdot (T_f - T_i);$$

$$q = \frac{1263}{0.058} \cdot (0.595 \cdot 1240 + 0.238 \cdot 2091.5 + 0.0085 \cdot 1329.5 + 0.0085 \cdot 1819.5) - 37037 \cdot 1.1221 \cdot (410 - 120);$$

$$q = 15436445 \text{ kJ/h}$$

- Temperatura de entrada del fluido refrigerante:

$$q = m_{sales} \cdot Cp_{sales,275^\circ C} \cdot (T_{f,sales} - T_{i,sales});$$

$$T_{i,sales} = T_{f,sales} - \frac{q}{m_{sales} \cdot Cp_{sales,275^\circ C}} = 330 - \frac{15436445}{100000 \cdot 1.56} = 231 \text{ }^\circ C$$

- Diseño del sistema de agitación:

Continuamos ahora nuestro diseño del reactor calculando el sistema de agitación del medio refrigerante, la mezcla de sales fundidas. Para ello necesitamos conocer algunos datos referentes a las propiedades de dicha mezcla a la temperatura más baja de trabajo del sistema, ya que estas condiciones siempre serán las más desfavorables para la agitación. Dichas propiedades las mostramos a continuación:

$$\rho_{sales,231^\circ C} = 2790 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{sales,231^\circ C} = 1.940 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Dada la razón de esbeltez del reactor, inferior a 1.5, sólo se necesita un rotor para el agitador.

Como la mezcla reaccionante tiene una viscosidad muy baja, inferior a 0.5 Pa·s, como rotor del agitador utilizaremos una turbina de paletas planas de diámetro de rotor:

$$D_a = 0.50 \cdot D_{1c} = 0.50 \cdot 3 = 1.50 \text{ m}$$

También calculamos la anchura de la paleta de agitación como:

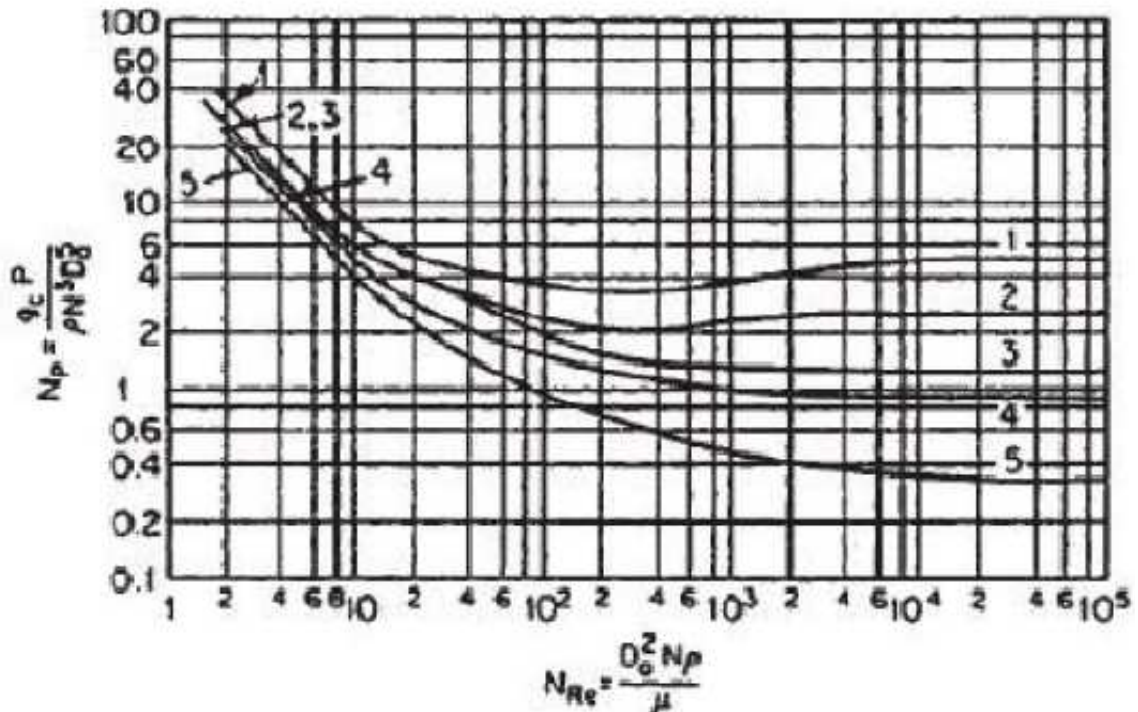
$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{1.50}{5} = 0.30 \text{ m}$$

Conocido el diámetro del agitador y suponiendo una velocidad de giro de 100 rpm, podemos calcular el Re mediante la siguiente expresión:

$$Re = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{1.50^2 \cdot \frac{100}{60} \cdot 2790}{1.940 \cdot 10^{-3}} = 5393041$$

Con este dato de Re podemos irnos a la figura 17, y mirando la curva 1 que es la correspondiente a nuestro agitador, obtenemos un número de potencia de 5.

Figura 17. Representación del número de potencia en función del número de Reynolds para distintos tipos de agitadores. Perry (2001)



Y finalmente calculamos la potencia del agitador mediante la ecuación:

$$N_p = \frac{P}{D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho}; P = N_p \cdot D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho = 5 \cdot 1.50^5 \cdot \left(\frac{100}{60}\right)^3 \cdot 2790 = 490430 \text{ W} \approx 490 \text{ kW}$$

| | |
|---|-------------------------------------|
| Equipo: | Reactor 2 (secundario) |
| Referencia: | R-102 |
| Tipo: | Reactor continuo de mezcla perfecta |
| Producto en el interior del reactor: | Ácido maleico con otras impurezas |
| Producto en el interior del serpentín: | Vapor de agua |
| Posición del equipo: | Vertical |

En este reactor, el secundario, es donde llevamos a cabo la reacción de deshidratación del ácido maleico para producir AM y agua.

Suponiendo que el tiempo de retención es de unos 2 minutos aproximadamente, el reactor necesitaría tener un volumen de 30 m³. Seguidamente se calculan, las dimensiones del equipo. Tomando 1.5 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del reactor:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (1.5 \cdot D)}{4} = \frac{3 \cdot \pi \cdot D^3}{8}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 \cdot V}{3 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{8 \cdot 30}{3 \cdot \pi}} = 2.94 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 1.5; H = 1.5 \cdot D = 1.5 \cdot 2.94 = 4.41 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el reactor tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Además, en su interior estará el serpentín que aportará la energía necesaria para llevar a cabo la reacción, puesto que ésta es endotérmica, serpentín que ocupará también un volumen determinado, amén del sistema de agitación que garantizará la mezcla perfecta. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 3 m y 4.5 m de altura para poder compensar esas pérdidas de volumen.

- Diseño del sistema de agitación:

Continuamos ahora nuestro diseño del reactor calculando el sistema de agitación de la mezcla reaccionante. Para ello necesitamos conocer algunos datos referentes a las propiedades de dicha mezcla a la temperatura más baja de trabajo del sistema, ya que estas condiciones siempre serán las más desfavorables para la agitación. Dichas propiedades las mostramos a continuación:

$$\rho_{\text{prod},72^\circ\text{C}} = 1148 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{prod},72^\circ\text{C}} = 6.402 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Dada la razón de esbeltez del reactor, 1.5, sólo se necesita un rotor para el agitador.

Como la mezcla reaccionante tiene una viscosidad muy baja, inferior a 0.5 Pa·s, como rotor del agitador utilizaremos una turbina de paletas planas de diámetro de rotor:

$$D_a = 0.50 \cdot D = 0.50 \cdot 3 = 1.50 \text{ m}$$

También calculamos la anchura de la paleta de agitación como:

$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{1.50}{5} = 0.30 \text{ m}$$

Conocido el diámetro del agitador y suponiendo una velocidad de giro de 100 rpm, podemos calcular el Re mediante la siguiente expresión:

$$Re = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{1.50^2 \cdot \frac{100}{60} \cdot 1148}{6.402 \cdot 10^{-4}} = 6724461$$

Con este dato de Re podemos irnos a la figura 17, y mirando la curva 1 que es la correspondiente a nuestro agitador, obtenemos un número de potencia de 5.

Y finalmente calculamos la potencia del agitador mediante la ecuación:

$$N_p = \frac{P}{D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho}; P = N_p \cdot D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho = 5 \cdot 1.50^5 \cdot \left(\frac{100}{60}\right)^3 \cdot 1148 = 201797 \text{ W} \approx 202 \text{ kW}$$

- Diseño del sistema de intercambio de calor, I-106:

Continuamos con el cálculo de la cantidad de vapor de agua necesaria para este proceso. En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del reactor:

| | Entrada | Salida |
|--------------------------------------|---------|--------|
| $m_{prod} \text{ (kg/h)}$ | 2443 | 2443 |
| $T_{prod} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 72 | 140 |
| $m_{vapor} \text{ (kg/h)}$ | 342 | 342 |
| $T_{vapor} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 152 | 152 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el cálculo:

$$C_{p_{prod, 106^\circ\text{C}}} = 1.6028 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$m_{ent} (\text{Ác. maleico}) = 1481 \text{ kg/h}$$

$$\Delta H = 35.68 \text{ kJ/mol}$$

$$\lambda_{vapor, 5atm} = 2113 \text{ kJ/kg}$$

Con estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de la necesidad de calor a aportar y la cantidad de vapor de agua necesaria.

Calculamos el calor a aportar:

$$q = m_{prod} \cdot C_{p_{prod, 106^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f, prod} - T_{i, prod}) + \frac{m_{ent} (\text{Ac. Maleico})}{Mm(\text{Ac. Maleico})} \cdot \Delta H;$$

$$q = 2443 \cdot 1.6028 \cdot (140 - 72) + \frac{1481}{0.116} \cdot 35.68 = 721799 \text{ kJ/h}$$

Hallamos el vapor de agua necesario:

$$q = m_{\text{vapor}} \cdot \lambda_{\text{vapor},5\text{atm}}; \quad m_{\text{vapor}} = \frac{q}{\lambda_{\text{vapor},5\text{atm}}} = \frac{721799}{2113} = 341.60 \text{ kg/h}$$

Llegados a este punto, una vez calculadas las necesidades de vapor de calefacción, procedemos con el dimensionamiento del serpentín. Pero antes de abordarlo, mostramos los siguientes datos que necesitamos para el diseño del mismo:

Diámetro del reactor: $D = 3 \text{ m}$

Diámetro externo del tubo del serpentín: $D_{ts} = 25.4 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Coefficiente global de transmisión del calor: $U = 750 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del serpentín:

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{vapor}} - T_{i,\text{prod}}) - (T_{s,\text{vapor}} - T_{s,\text{prod}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{vapor}} - T_{i,\text{prod}}}{T_{s,\text{vapor}} - T_{s,\text{prod}}}\right)} = \frac{(152 - 72) - (152 - 140)}{\ln\left(\frac{152 - 72}{152 - 140}\right)} = 35.8 \text{ °C}$$

- Área del serpentín:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; \quad A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{721799 \cdot 2}{750 \cdot 35.8} = 53.765 \text{ m}^2$$

- Longitud del serpentín:

$$A = \pi \cdot D_{ts} \cdot L_s; \quad L_s = \frac{A}{\pi \cdot D_{ts}} = \frac{53.765}{\pi \cdot 0.0254} = 673.78 \text{ m}$$

- Diámetro de la espira:

Para el diseño, vamos a suponer que el diámetro de la espira va a ser el 75 % del diámetro del tanque. Según esta consideración, calculamos el diámetro de la espira como sigue:

$$D_e = 0.75 \cdot D = 0.75 \cdot 3 = 2.25 \text{ m}$$

- Longitud de cada espira:

$$L_e = \pi \cdot D_e = \pi \cdot 2.25 = 7.07 \text{ m}$$

- Número de espiras:

$$N_e = \frac{L_s}{L_e} = \frac{673.78}{7.07} = 95.30 \Rightarrow N_e = 96 \text{ espiras}$$

- Separación entre espiras:

Vamos a elegir que la separación entre espiras sea de 2 cm, $S_e = 2 \text{ cm}$.

- Altura total del serpentín:

$$H_s = N_e \cdot D_{is} + (N_e - 1) \cdot S_e = 96 \cdot 0.0254 + (96 - 1) \cdot 0.02 = 4.34 \text{ m}$$

- SOPLANTE

| | |
|-----------------------------|----------|
| Equipo: | Soplante |
| Referencia: | COM-101 |
| Producto de trabajo: | Aire |

El parámetro fundamental de diseño de una soplante es la potencia de la misma. Para su cálculo conocemos los siguientes datos:

$$R = 8.314 \text{ J/(K}\cdot\text{mol)}$$

$$C_{v,\text{aire},20^\circ\text{C}} = 729.88 \text{ J/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$k = C_p/C_v = 1.3994$$

$$Z = 0.9997$$

$$M_m = 0.02875 \text{ kg/mol}$$

$$m = 35774 \text{ kg/h} = 9.937 \text{ kg/s}$$

$$P_{\text{ent}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ent}} = 20^\circ\text{C} = 293.15 \text{ K}$$

$$P_{\text{sal}} = 2.2 \text{ atm}$$

Con ellos, suponiendo una compresión adiabática y un rendimiento de la soplante del 75 %, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Trabajo de la soplante:

$$W = \frac{k}{k-1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T_{\text{ent}}}{M_m} \cdot \left(\left(\frac{P_{\text{sal}}}{P_{\text{ent}}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right);$$

$$W = \frac{1.3994}{1.3994-1} \cdot \frac{0.9997 \cdot 8.314 \cdot 293.15}{0.02875} \cdot \left(\left(\frac{2.2}{1} \right)^{\frac{1.3994-1}{1.3994}} - 1 \right) = 74936.1 \text{ J/kg}$$

- Potencia de la soplante:

$$N_b = \frac{W \cdot m}{\eta} = \frac{74936.1 \cdot 9.937}{0.75} = 992853 \text{ J/s} = 993 \text{ kW}$$

Por lo que, para nuestro diseño preliminar, podemos suponer que la potencia de la soplante será de 1000 kW.

Además, podemos hacer un cálculo estimativo de la temperatura de salida de la soplante mediante la siguiente expresión:

$$T_{sal} = T_{ent} \cdot \left(\frac{P_{sal}}{P_{ent}} \right)^{\frac{k-1}{k}} + \frac{1-\eta}{\eta} \cdot \frac{W}{Cv};$$

$$T_{sal} = 293.15 \cdot \left(\frac{2.2}{1} \right)^{\frac{1.3994-1}{1.3994}} + \frac{1-0.75}{0.75} \cdot \frac{74936.1}{729.88} = 401.2 \text{ K} = 128.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- TANQUES DE ALMACENAMIENTO

| | |
|-------------------------------|---|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de materia prima |
| Referencia: | T-101 |
| Producto que almacena: | <i>n</i> -butano |

El *n*-butano se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de materia prima a temperatura ambiente, aproximadamente 20 °C, y a una presión de 5 atm. En estas condiciones el *n*-butano se encuentra en estado líquido, con una densidad de 578.8 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 1263 kg/h que se consumen de *n*-butano entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 2.18 m³/h. Con este consumo volumétrico a la hora, diariamente se necesitarán 52.37 m³.

Se optará por colocar ocho depósitos de 100 m³, de forma que tengamos en planta materia prima para algo más de 15 días de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 100}{\pi}} = 4 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 4 = 8 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 4.25 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|----------------------------------|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de agua |
| Referencia: | T-102 |
| Producto que almacena: | Agua |

En nuestra planta vamos a tener un consumo de agua importante, fundamentalmente por las necesidades de refrigeración de nuestro proceso que, al ser tan exotérmico, tenemos que refrigerar continuamente. Aunque este agua de refrigeración la tomaremos directamente de la red, contaremos con una serie de depósitos de almacenamiento para que, en caso de posibles cortes en el suministro, contemos con agua suficiente para poder refrigerar el proceso. En caso contrario, si se produjese un corte de suministro en la red, no tendríamos agua de refrigeración por lo que las temperaturas se podrían disparar y provocar un accidente en la planta.

El agua se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de agua a temperatura ambiente, aproximadamente 20 °C, y a una presión de 3 atm. En estas condiciones el agua se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1000 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 50000 kg/h que aproximadamente se consumen de agua entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 50 m³/h.

Se optará por colocar doce depósitos de 100 m³, de forma que tengamos en planta agua suficiente para un día aproximadamente. De esta forma, en caso de haber un corte de agua por avería o por alguna otra razón, la planta puede continuar operando durante todo ese tiempo sin ningún problema. Y en el caso de que, por cualquier motivo, el corte del suministro de agua se prolongase, habría tiempo más que suficiente para parar el proceso de producción y enfriar los equipos correctamente sin entrañar ningún tipo de peligro. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 100}{\pi}} = 4 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 4 = 8 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 4.25 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de disolvente |
| Referencia: | T-103 |
| Producto que almacena: | <i>o</i> -xileno |

El *o*-xileno que se utiliza en la destilación 1 para formar la mezcla azeotrópica con el agua y producir la separación, a medida que se vaya llevando a cabo el proceso, se irá contaminando con otras sustancias presentes en la instalación. Por ello, es necesario realizar una pequeña purga de disolvente que, evidentemente, deberemos ir reponiendo continuamente. De esta forma, en el sistema siempre tendremos un *o*-xileno lo suficientemente puro.

Este *o*-xileno que deberemos de ir reponiendo continuamente se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de disolvente, T-103, a temperatura ambiente, aproximadamente 20 °C, y a una presión de 2.5 atm. En estas condiciones el *o*-xileno se encuentra en estado líquido, con una densidad de 879.9 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 5 kg/h de *o*-xileno que se van a reponer entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.0057 m³/h. Con este consumo volumétrico a la hora, diariamente se necesitarán 0.137 m³.

Se optará por colocar dos depósitos de 10 m³, de forma que podamos almacenar en planta disolvente para más de cinco meses de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10}{\pi}} = 1.85 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 1.85 = 3.7 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|------------------|
| Equipo: | Vaporizador |
| Referencia: | T-104 |
| Producto que contiene: | <i>n</i> -butano |

Aunque este equipo no es un tanque de almacenamiento propiamente dicho, pero sí que es un depósito que contará con un serpentín interior, I-101, en el que, por expansión y posterior calentamiento, se producirá la vaporización del *n*-butano. Por tanto, a efectos de su dimensionamiento, lo trataremos como si fuese un depósito de producto.

Según hemos calculado en los balances de materia y energía anteriores, el caudal volumétrico de *n*-butano vaporizado a la salida del equipo es de 150 m³/h o, lo que es lo mismo, 2.5 m³/min. Si suponemos que el tiempo de retención del vaporizador es de 5 minutos, esto es, el *n*-butano permanecerá en el interior del recipiente durante 5 minutos, el volumen de dicho recipiente tiene que ser de 12.5 m³. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del vaporizador:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 12.5}{\pi}} = 2 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 2 = 4 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el vaporizador tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Además, en su interior estará el serpentín que aumentará la temperatura del *n*-butano para su vaporización, serpentín que ocupará también un volumen determinado. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2,25 m para poder compensar esas pérdidas de volumen.

| | |
|-------------------------------|---|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de producto intermedio |
| Referencia: | T-105 |
| Producto que almacena: | AM impuro |

El AM impuro se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de producto intermedio a una temperatura de 75 °C aproximadamente, y a una presión de 1.5 atm. En estas condiciones el AM impuro se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1145.5 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 2443 kg/h de producto intermedio producido entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 2.13 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 51.12 m³.

Se optará por colocar un depósito de 120 m³, de forma que podamos almacenar en planta producto intermedio durante poco más de 2 días de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 1.5 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (1.5 \cdot D)}{4} = \frac{3 \cdot \pi \cdot D^3}{8}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 \cdot V}{3 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{8 \cdot 120}{3 \cdot \pi}} = 4.67 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 1.5; H = 1.5 \cdot D = 1.5 \cdot 4.67 = 7 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 4.75 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

- Diseño del sistema de agitación:

Continuamos ahora nuestro diseño del depósito de producto intermedio calculando el sistema de agitación de la mezcla. Para ello necesitamos conocer algunos datos referentes a las propiedades de dicha mezcla a la temperatura más baja de trabajo del sistema, ya que estas condiciones siempre serán las más desfavorables para la agitación. Dichas propiedades las mostramos a continuación:

$$\rho_{\text{prod},75^\circ\text{C}} = 1145 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{prod},75^\circ\text{C}} = 6.111 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Dada la razón de esbeltez del depósito, 1.5, sólo se necesita un rotor para el agitador.

Como la mezcla tiene una viscosidad muy baja, inferior a 0.5 Pa·s, como rotor del agitador utilizaremos una turbina de paletas planas de diámetro de rotor:

$$D_a = 0.50 \cdot D = 0.50 \cdot 4.75 = 2.375 \text{ m}$$

También calculamos la anchura de la paleta de agitación como:

$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{2.375}{5} = 0.475 \text{ m}$$

Conocido el diámetro del agitador y suponiendo una velocidad de giro de 100 rpm, podemos calcular el Re mediante la siguiente expresión:

$$\text{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{2.375^2 \cdot \frac{100}{60} \cdot 1145}{6.111 \cdot 10^{-4}} = 17614454$$

Con este dato de Re podemos irnos a la figura 17, y mirando la curva 1 que es la correspondiente a nuestro agitador, obtenemos un número de potencia de 5.

Y finalmente calculamos la potencia del agitador mediante la ecuación:

$$N_p = \frac{P}{D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho}; P = N_p \cdot D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho = 5 \cdot 2.375^5 \cdot \left(\frac{100}{60}\right)^3 \cdot 1145 = 2002810 \text{ W} \approx 2003 \text{ kW}$$

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de producto terminado |
| Referencia: | T-106 |
| Producto que almacena: | AM puro (> 99.6 %) |

El AM puro se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de producto terminado a una temperatura de 60 °C aproximadamente, y a una presión de 1.75 atm. En estas condiciones el AM puro se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1313.3 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 1255 kg/h de producto terminado producido entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.96 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 22.93 m³.

Se optará por colocar seis depósitos de 200 m³, de forma que podamos almacenar en planta producto terminado durante aproximadamente 52 días de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 200}{\pi}} = 5 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 5 = 10 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 5.25 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de residuos |
| Referencia: | T-107 |
| Producto que almacena: | Residuos, compuestos más pesados que el AM |

Los subproductos se van a almacenar en el tanque de almacenamiento de residuos a una temperatura de 25 °C aproximadamente, y a una presión de 1.75 atm, a la espera de que una empresa de tratamiento de residuos nos retire estos subproductos. En estas condiciones los residuos se encuentran en estado líquido, con una densidad de 1100 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 21 kg/h de subproductos producidos entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.019 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 0.456 m³.

Se optará por colocar un depósito de 20 m³, de forma que podamos almacenar en planta residuos durante aproximadamente un mes y medio de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 30}{\pi}} = 2.67 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 2.67 = 5.34 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2.75 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|--------------------------------------|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de residuos |
| Referencia: | T-108 |
| Producto que almacena: | Residuos, purga de <i>o</i> -xileno |

El *o*-xileno purgado se va a almacenar en otro tanque de almacenamiento de residuos a una temperatura de 25 °C aproximadamente, y a una presión de 1.75 atm, a la espera de que una empresa de tratamiento de residuos nos retire este disolvente. En estas condiciones el residuo se encuentra en estado líquido, con una densidad de 875.9 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 5 kg/h de disolvente purgado entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.0057 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 0.137 m³.

Se optará por colocar un depósito de 10 m³, de forma que podamos almacenar en planta residuos durante algo menos de 2 meses y medio de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10}{\pi}} = 1.85 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 1.85 = 3.7 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

3.3.5. Dimensionamiento de instalaciones y servicios auxiliares

Anteriormente se han dimensionado los equipos necesarios en nuestro proceso. A continuación se estimarán, de forma razonada, las necesidades de espacio de cada una de las instalaciones de la planta, así como de los servicios auxiliares:

- ALMACÉN DE MATERIAS PRIMAS

*** Almacenamiento de productos inflamables:**

En la planta se manejan dos productos que son inflamables: el *n*-butano y el *o*-xileno. Para el almacenamiento de productos inflamables tenemos que aplicar la normativa correspondiente, el Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el “Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias”. Concretamente, la instrucción técnica complementaria número 1 de dicho Real Decreto (ITC MIE-APQ-1), titulada *Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles*, es la normativa de aplicación para estas dos sustancias.

Según aparece en su ficha de datos de seguridad, el *n*-butano es una sustancia extremadamente inflamable, con un punto de inflamación de -60 °C. De acuerdo con el artículo 4 de la ITC MIE-APQ-1, *Clasificación de productos*, el *n*-butano es un compuesto de clase A2, esto es, es un producto licuado cuya presión absoluta de vapor a 15 °C es superior a 1 bar (concretamente de 1.77 bar) y se almacena licuado a una temperatura superior a 0 °C. Este compuesto se almacena en ocho depósitos de 4.25 m de diámetro y 8 m de altura. En el cuadro II-5 de la normativa citada anteriormente, que reproducimos a continuación, se indican las distancias mínimas que han de existir entre las paredes de los recipientes de almacenamiento de los productos químicos:

CUADRO II-5

Distancia entre paredes de recipientes

| Clase de producto | Tipos de recipiente sobre los que se aplica la distancia | Distancia mínima (D = Dimensión según notas 1 y 6) |
|---------------------|---|--|
| A/A1 | Entre recipientes de subclase A1. | 1/2 de la suma de los diámetros de los recipientes. |
| | A recipientes para productos de las clases A2, B, C ó D. | D (mínimo: 15 metros). |
| A/A2 | Entre recipientes a presión para productos de la subclase A2. | 1/4 de la suma de los diámetros de los recipientes con un mínimo de 2 metros. |
| | A recipientes para productos de las clases B, C ó D. | D (mínimo: 15 metros). Nota 2. |
| B | A recipientes para productos de las clases B, C ó D. | 0,5 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 25 metros si es superior. |
| C | A recipientes para productos de las clases C ó D. | 0,3 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 17 metros si es superior. |
| D | A recipientes para productos de clase D. 0,25 D (mínimo: 1,5 metros). | Notas 3, 4 y 5. |
| Líquidos inestables | A recipientes para productos de cualquier clase. | D (mínimos: Los indicados arriba según su clasificación A1, A2, B, C ó D). |

Luego, según se indica en la normativa, la distancia mínima entre los distintos tanques de almacenamiento de *n*-butano será de 8.5 m.

Al ser la capacidad de almacenamiento global de nuestro almacén inferior a 50000 m³, a las distancias señaladas anteriormente tenemos que aplicarle un coeficiente de reducción que se recoge en el cuadro II-2. Como nuestra capacidad de almacenamiento global está comprendida entre los 500 y los 1000 m³, el coeficiente de reducción a aplicar es de 0.65. De esta forma, podemos calcular las siguientes distancias:

- Los equipos de proceso deben situarse a 13 m de las estaciones de bombeo y compresores y a 40 m de los depósitos de almacenamiento de materias primas y de la zona de carga y descarga de las mismas.

- Las estaciones de bombeo y compresores han de situarse a 20 m de los tanques de almacenamiento de materias primas y de la zona de carga y descarga de las mismas, a 20 m de la sala de calderas, a 13 m del resto de edificios, a 10 m del vallado de la planta y a 13 m de los límites de las propiedades exteriores en las que se pueda edificar y vías de comunicación públicas.

- Los tanques de almacenamiento de materias primas deben situarse a 20 m de la zona de carga y descarga de las mismas, a 40 m de la sala de calderas y del resto de edificios, a 20 m del vallado de la planta y a 40 m de los límites de las propiedades exteriores en las que se pueda edificar y vías de comunicación públicas.

- La zona de carga y descarga de las materias primas ha de situarse a 40 m de la sala de calderas y a 26 m del resto de edificios, a 20 m del vallado de la planta y a 40 m de los límites de las propiedades exteriores en las que se pueda edificar y vías de comunicación públicas.

*** Almacenamiento de productos no inflamables:**

El único almacenamiento de productos no inflamables de que disponemos en la planta es el agua de proceso. Como ya calculamos anteriormente, ésta se almacenará en doce depósitos de 4.25 m de diámetro y 8 m de altura, dejando entre cada uno de ellos una distancia de 1.5 m, espacio suficiente para posibilitar el tránsito entre ellos y facilitar el acceso.

En total podríamos estimar el espacio para el almacenamiento de materias primas en una superficie de 1750 m².

• SECCIÓN DE PRODUCCIÓN

Esta zona albergará los equipos correspondientes a esta parte del proceso, que ya fueron dimensionados anteriormente. Se dejarán pasillos lo suficientemente grandes entre los equipos y entre éstos y las paredes como para que, en caso de avería o necesidad de reparación en algún momento, sea posible acceder a los equipos fácilmente. Éstos no estarán situados a menos de 5 m de distancia entre ellos. Calculamos que la superficie de esta sección debe ser de 2250 m².

- SECCIÓN DE SEPARACIÓN

Esta zona albergará los equipos correspondientes a esta parte del proceso, que ya fueron dimensionados anteriormente. Se dejarán pasillos lo suficientemente grandes entre los equipos y entre éstos y las paredes como para que, en caso de avería o necesidad de reparación en algún momento, sea posible acceder a los equipos fácilmente. Éstos no estarán situados a menos de 5 m de distancia entre ellos. Calculamos que la superficie de esta sección debe ser de 1750 m².

- SECCIÓN DE PURIFICACIÓN

Esta zona albergará los equipos correspondientes a esta parte del proceso, que ya fueron dimensionados anteriormente. Se dejarán pasillos lo suficientemente grandes entre los equipos y entre éstos y las paredes como para que, en caso de avería o necesidad de reparación en algún momento, sea posible acceder a los equipos fácilmente. Éstos no estarán situados a menos de 5 m de distancia entre ellos. Calculamos que la superficie de esta sección debe ser de 1750 m².

- ALMACÉN DE PRODUCTO TERMINADO

Según aparece en su ficha de datos de seguridad, el AM es una sustancia combustible, con un punto de inflamación de 102 °C. De acuerdo con el artículo 4 de la ITC MIE-APQ-1, *Clasificación de productos*, el AM es un compuesto de clase D, esto es, es un producto cuyo punto de inflamación es superior a 100 °C. Este compuesto se almacena en seis depósitos de 5.25 m de diámetro y 10 m de altura. En el cuadro II-5 de la normativa citada anteriormente, que reproducimos más arriba, se indican las distancias mínimas que han de existir entre las paredes de los recipientes de almacenamiento de los productos químicos. Según este cuadro, la distancia mínima entre los distintos tanques de almacenamiento de AM será de 1.5 m.

El almacén de producto terminado ocupará una superficie de 400 m².

- ALMACÉN DE RESIDUOS

En el almacén de residuos se van a guardar, a la espera de su retirada por una empresa especializada, tres compuestos distintos: los compuestos más pesados que el AM, que se obtienen por el calderín de la columna de destilación 4; la purga de *o*-xileno y los cristales de ácido fumárico. Los dos primeros son líquidos, por lo que se almacenan en sus respectivos depósitos que, al ser compuestos inflamables, especialmente el *o*-xileno, estarán separados por 2 m de distancia entre sí y respecto a las paredes. El ácido fumárico es un sólido que se irá echando en sacos. Éstos serán amontonados en el almacén hasta que sean retirados.

El almacén de residuos ocupará una superficie de 100 m².

- **EDIFICIO DE ADMINISTRACIÓN Y PERSONAL**

Este edificio albergará la recepción, que deberá ser amplia para causar una buena impresión a las visitas, los clientes, etc. (40 m²); el salón de usos múltiples, que contendrá una mesa grande para las reuniones y una pantalla de proyección para las visitas, las ponencias, etc. (60 m²); las oficinas, donde trabajarán los directivos de la planta y el personal administrativo (400 m²); los aseos, tanto masculinos como femeninos (50 m²); la sala de limpieza, donde se guardarán los carritos, los materiales y los productos necesarios para la limpieza de las instalaciones (10 m²) y el comedor, con sus correspondientes mesas, barra y electrodomésticos (200 m²). Todo ello hace un total de 760 m² de superficie. Este edificio lo haremos en dos plantas, por lo que la superficie de terreno necesaria será la mitad, 380 m².

- **VESTUARIOS Y SERVICIOS SANITARIOS**

En este edificio se encontrarán los vestuarios, tanto masculinos como femeninos, con sus correspondientes duchas, bancos para calzarse y descalzarse y taquillas (100 m²) y una sala para albergar los servicios sanitarios mínimos, que estará dotada con todo lo necesario para la atención de posibles heridos en caso de accidentes y realización de primeros auxilios mientras llegan los servicios sanitarios de la zona correspondiente (50 m²). Además, será aquí donde se pase la revisión periódica a los trabajadores de la planta. Su superficie total será de 150 m².

- **EDIFICIO DE CONTROL**

Este edificio contendrá la sala de control de la planta, donde se controlará la marcha del proceso (30 m²) y los laboratorios de control de calidad de la materia prima y del producto terminado (96 m²). Su superficie total será de 126 m².

- **EDIFICIO DE DISTRIBUCIÓN ELÉCTRICA**

Este edificio es el que contendrá el Centro de Transformación de la planta. Tendrá una superficie de 85 m².

- **MUELLE DE CARGA Y DESCARGA**

Va a ser rectangular de 4 m de ancho y 12 m de largo para cada camión que tenga que entrar a él, teniendo una superficie total de 290 m². Contendrá distintas bocas para la conexión de las mangueras de los camiones que permitirá la carga y descarga de los mismos. Estas bocas estarán conectadas mediante conducciones con los almacenes correspondientes. Haremos un muelle para la descarga de las materias primas y otro para la carga de los productos y los residuos.

- APARCAMIENTOS

Vamos a hacer 90 aparcamientos rectangulares, siendo 5 de ellos especiales para personas minusválidas, lo que ocupará una superficie de 2500 m².

- ACCESO A LA FÁBRICA

La planta contará con dos accesos contiguos pero independientes: uno de ellos para los camiones de carga y descarga de productos y el otro para el personal que trabaja en las instalaciones. El acceso para los camiones contará con una casetilla de vigilancia para controlar la entrada y salida de vehículos de las mismas. Pasado este control habrá dos básculas distintas, una para la entrada y otra para la salida, donde se controlará el peso de los camiones en ambos momentos. Contará además con una nueva casetilla donde se controlará y registrarán estas medidas. Además, la entrada del personal de la fábrica contará con una barrera de forma que sólo se permita el acceso al personal debidamente autorizado. Es decir, el acceso a la fábrica contará con una superficie total de 500 m².

- EDIFICIO DE MANTENIMIENTO Y TALLER

En este edificio se encontrará el taller. En él habrá un almacén con los recambios y piezas de repuesto más comunes de los equipos, y una zona de trabajo donde estará la maquinaria correspondiente para realizar las reparaciones y el mantenimiento de las instalaciones. Ocupará un área total de 150 m².

- SALA DE CALDERAS

Nuestro proceso de producción es lo suficientemente exotérmico como para cubrir sobradamente todas las necesidades de vapor de calefacción. Sin embargo, cuando se realiza la puesta en funcionamiento de la planta tras una parada por avería, mantenimiento, limpieza, etc. necesitamos una cierta cantidad de vapor de calefacción que el propio proceso no nos lo puede dar al encontrarse parado. Por ese motivo, necesitamos una caldera auxiliar que nos proporcione el calor de calefacción necesario para el arranque de la planta tras una parada.

A la vista de los datos obtenidos durante el dimensionamiento de los equipos, podemos decir que el consumo de vapor necesario en la instalación para su arranque es de 2500 kg/h de vapor saturado a 5 atm. Si suponemos que el agua entra a la caldera a temperatura ambiente, a unos 20 °C, en ella deberemos aportarle calor suficiente como para aumentar su temperatura hasta la de saturación a esa presión, 152.5 °C, y posteriormente debe producirse el cambio de estado. A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el cálculo:

$$C_{p_{\text{agua},85^{\circ}\text{C}}} = 4.2015 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{\text{agua},5\text{atm}} = 2113 \text{ kJ/kg}$$

Con estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de la necesidad de calor a aportar:

$$Q = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua},85^{\circ}\text{C}}} \cdot (T_f - T_i) + m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{agua},5\text{atm}} ;$$

$$Q = 2500 \cdot 4.2015 \cdot (152.5 - 20) + 2500 \cdot 2113 = 6674247 \text{ kJ/h}$$

Suponemos un rendimiento de la caldera del 80 %. El combustible que pretendemos usar es biodiesel para que toda la fábrica trabaje de la forma más medioambientalmente respetuosa posible. Si se utiliza biodiesel de potencia calorífica superior de 41700 kJ/kg se necesitan:

$$\eta = \frac{Q}{m_{\text{comb}} \cdot PC_{\text{superior}}} ; m_{\text{comb}} = \frac{Q}{\eta \cdot PC_{\text{superior}}} = \frac{6674247}{0.80 \cdot 41700} = 200 \text{ kg/h}$$

Finalmente, si suponemos que el tiempo de funcionamiento de la caldera al cabo del año es de 16 horas, el combustible consumido anualmente es de 3200 kg.

La sala de calderas tendrá una superficie de 100 m² y en ella se encontrará la caldera y el depósito de almacenamiento del combustible de la misma. Este edificio será independiente de la planta debido al riesgo de manejo de este equipo. Sólo deberá estar expuesto el personal necesario para la operación de la caldera en los momentos que se requieran, siempre contando con la protección adecuada.

Fuera de esta sala de calderas pero anexa a ella se encontrará el incinerador. Este equipo será de tipo antorcha y en él se quemarán los gases de salida del proceso, procedentes del lavador de gases.

3.3.6. Implantación

A continuación se va a situar cada componente de la fábrica en el lugar más adecuado. Para ello será necesario realizar la matriz de actividades, el diagrama de interrelación de actividades y el diagrama de interrelación de espacios. A partir de los datos obtenidos de ellos, se elaborará el plano de implantación general que se adjunta.

3.3.6.1. Matriz de actividades

Se va a representar una matriz de actividades para conocer la conveniencia de la proximidad física entre las diferentes actividades que se van a llevar a cabo. Las actividades que nosotros vamos a considerar son:

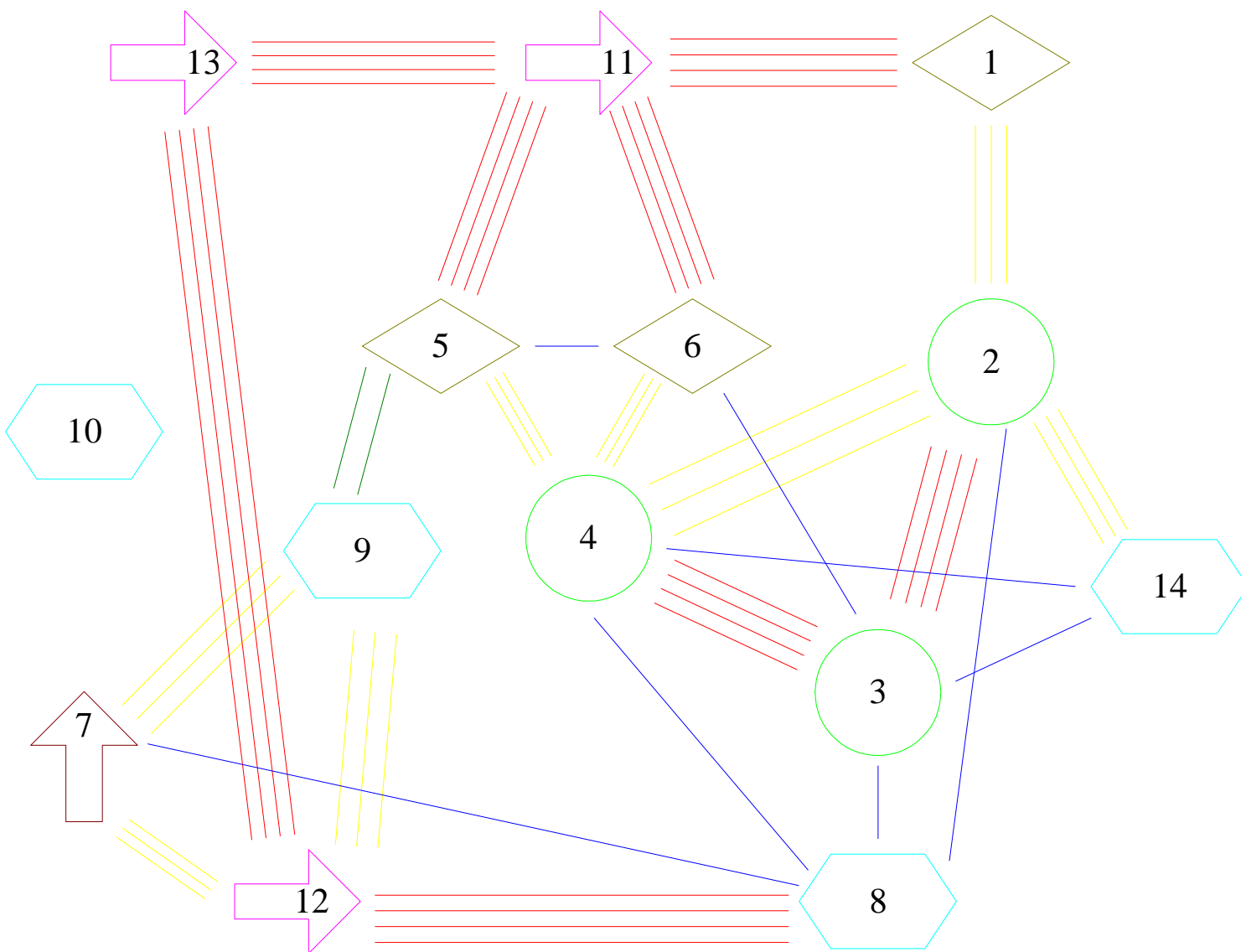
1. Almacén de materias primas.
2. Sección de producción.
3. Sección de separación.
4. Sección de purificación.
5. Almacén de producto terminado.
6. Almacén de residuos.
7. Edificio de administración y personal (albergará la recepción, el salón de usos múltiples, las oficinas, los aseos, la sala de limpieza y el comedor).
8. Vestuarios y servicios sanitarios.
9. Edificio de control (albergará la sala de control de la planta y los laboratorios de control de calidad).
10. Edificio de distribución eléctrica (albergará el Centro de Transformación de la planta).
11. Muelle de carga y descarga.
12. Aparcamientos.
13. Acceso a la fábrica.
14. Sala de calderas.

El edificio de mantenimiento y taller, al ser una actividad secundaria y menos relevante, se tendrá en cuenta en el plano de implantación, no en el diagrama de actividades.

La matriz de actividades es la siguiente:

3.3.6.2. Diagrama de interrelación de actividades

A continuación se va a elaborar el diagrama de interrelación de actividades según los criterios anteriormente indicados, lo que dará una idea de cómo se deben distribuir las actividades en la planta:



| Símbolo | Actividad |
|---------|----------------------------------|
| | Operación de fabricación |
| | Transporte, embarque y recepción |
| | Almacenaje |
| | Servicios |
| | Oficinas y otras actividades |

| Símbolo | Proximidad |
|---------|------------------------------|
| | Absolutamente necesario (A) |
| | Especialmente importante (E) |
| | Importante (I) |
| | Deseable (O) |
| | No importante (U) |

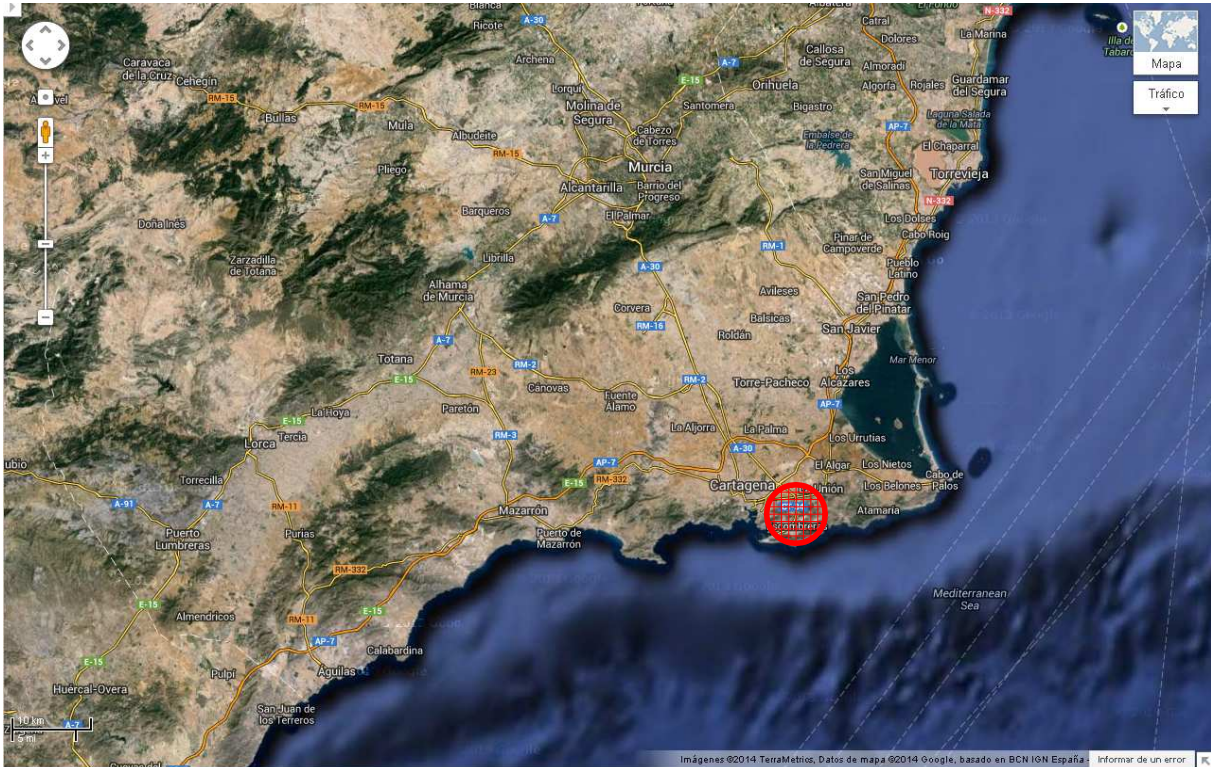
3.3.6.3. Diagrama de interrelación de espacios

Una vez conocidas las necesidades de espacio, se representan las actividades de forma similar a lo realizado en el diagrama de interrelación de las mismas, pero en lugar de utilizar la simbología anterior, ahora se emplean rectángulos de sección proporcional al espacio necesario en la realidad. El diagrama quedaría como sigue:

3.3.6.4. Propuesta de emplazamiento de la planta

En la comarca de Cartagena existen diferentes polígonos industriales donde podríamos ubicar nuestra planta de producción: Cabezo Beaza, Los Camachos, Lo Bolarín, La Candelaria y Mazarrón. Siguiendo el criterio de situar nuestras instalaciones lo más cerca posible de la fuente de materias primas, la refinera de REPSOL en Cartagena, situaremos nuestra fábrica en el Valle de Escombreras. De esta forma disminuiríamos al máximo los costes de transporte de materia prima.

Figura 18. Localización del polígono industrial de Escombreras (Murcia).



Estudiando las ofertas de suelo industrial en el Valle de Escombreras se ha optado por una parcela de 40000 m², anexa a la refinera. Esta parcela dispone de red de alcantarillado, red de abastecimiento de agua y está muy bien comunicada al encontrarse a poco más de 100 m de la carretera CT-34, la autovía que comunica las autovías A-30 y CT-32, a su entrada en Cartagena, con Escombreras y la Refinería de Cartagena. La localización se muestra con más detalle en los planos correspondientes.

En cuanto al precio del suelo industrial en esta zona, debemos destacar que las grandes extensiones de terreno disponibles junto con el freno de la actividad económica que ha supuesto la crisis mundial que nos azota, ha empujado el precio de los solares a la baja. En concreto, la caída media del precio se sitúa en un 57 % desde el año 2007, cuando el precio llegó a situarse en 210 €/m². Aunque, según hemos podido averiguar, el área metropolitana de la capital murciana y el entorno de Cartagena son las zonas que poseen los precios más elevados, debido fundamentalmente a la sólida consolidación de su tejido industrial y al cada vez más escaso suelo industrial disponible. Actualmente, el precio de los terrenos en esta región oscila alrededor de los 90 € el metro cuadrado. Fuente: laverdad.es.

Figura 19. Parcela donde construiremos la planta de AM. Dirección General del Catastro (2014)



3.4. Alternativa 2. Proceso de separación en medio no acuoso

3.4.1. Descripción general del proceso

Esta segunda alternativa de proceso de producción del AM únicamente difiere de la primera en la sección de separación. En aquél la hacíamos en un medio acuoso, mientras que la alternativa que aquí presentamos la llevaremos a cabo en un medio no acuoso. Por tanto, la primera parte del proceso, la sección de producción, es totalmente idéntica a la descrita en la alternativa 1, por lo que no volveremos a hacerlo de nuevo, sino que remitimos al lector a la descripción realizada en su momento en aquella alternativa.

- SEPARACIÓN

Esta fase comienza con la llegada de la mezcla gaseosa que abandona el reactor al primer intercambiador de calor, I-203, cuya función es recuperar parte de la energía que poseen estos gases que salen del reactor poniéndolos en contacto con un agua de refrigeración y obteniendo un vapor a alta presión.

Como la corriente gaseosa que abandona el intercambiador todavía se encuentra a una temperatura elevada y, por tanto, aún posee una gran cantidad de energía que podemos reaprovechar, esta corriente es conducida a un nuevo intercambiador de calor, I-204, donde se vuelve a poner en contacto con agua de refrigeración y se obtiene un vapor a baja presión que usaremos en otra parte de la planta.

Posteriormente, la corriente gaseosa se lleva a la columna de absorción AB-201 donde se produce la separación del AM del resto de componentes de la corriente. La absorción se realiza con un disolvente orgánico, ftalato de dibutilo, disolvente que posee unas propiedades específicas para absorber casi completamente y de forma selectiva el AM contenido en la corriente gaseosa del reactor, consiguiendo separar por este procedimiento más del 98 % del AM de la misma. La corriente de disolvente se introduce por la parte superior de la columna en contracorriente con el gas, que entra por la parte inferior. Por la parte superior de la columna de absorción se obtiene una corriente gaseosa formada por CO, CO₂, H₂O (vapor), N₂, O₂, C₄H₁₀ que haya quedado sin reaccionar y pequeñas cantidades de otros compuestos orgánicos que se hayan producido en reacciones secundarias, que se llevará al incinerador INC-201 previo a su vertido a la atmósfera. Por la parte inferior de la columna se obtiene una corriente relativamente concentrada en AM.

Esta última se conduce a una columna de destilación a vacío D-201 donde se separa el AM y el disolvente. De este equipo salen dos corrientes: la superior está constituida por el AM, normalmente con una pureza del 95 %. Esta corriente superior se lleva a la sección de purificación donde se conseguirá un AM de alta pureza. En cuanto a la corriente inferior, formada fundamentalmente por el disolvente y una pequeña cantidad de ácido fumárico formado por las altas temperaturas, se lleva hasta el intercambiador de calor I-205 donde es refrigerado y su calor reaprovechado en otras partes de la instalación. Seguidamente, la corriente es conducida hasta el filtro F-201

donde se separan los cristales de ácido fumárico formado y el disolvente, siendo este último recuperado y recirculado a la columna de absorción.

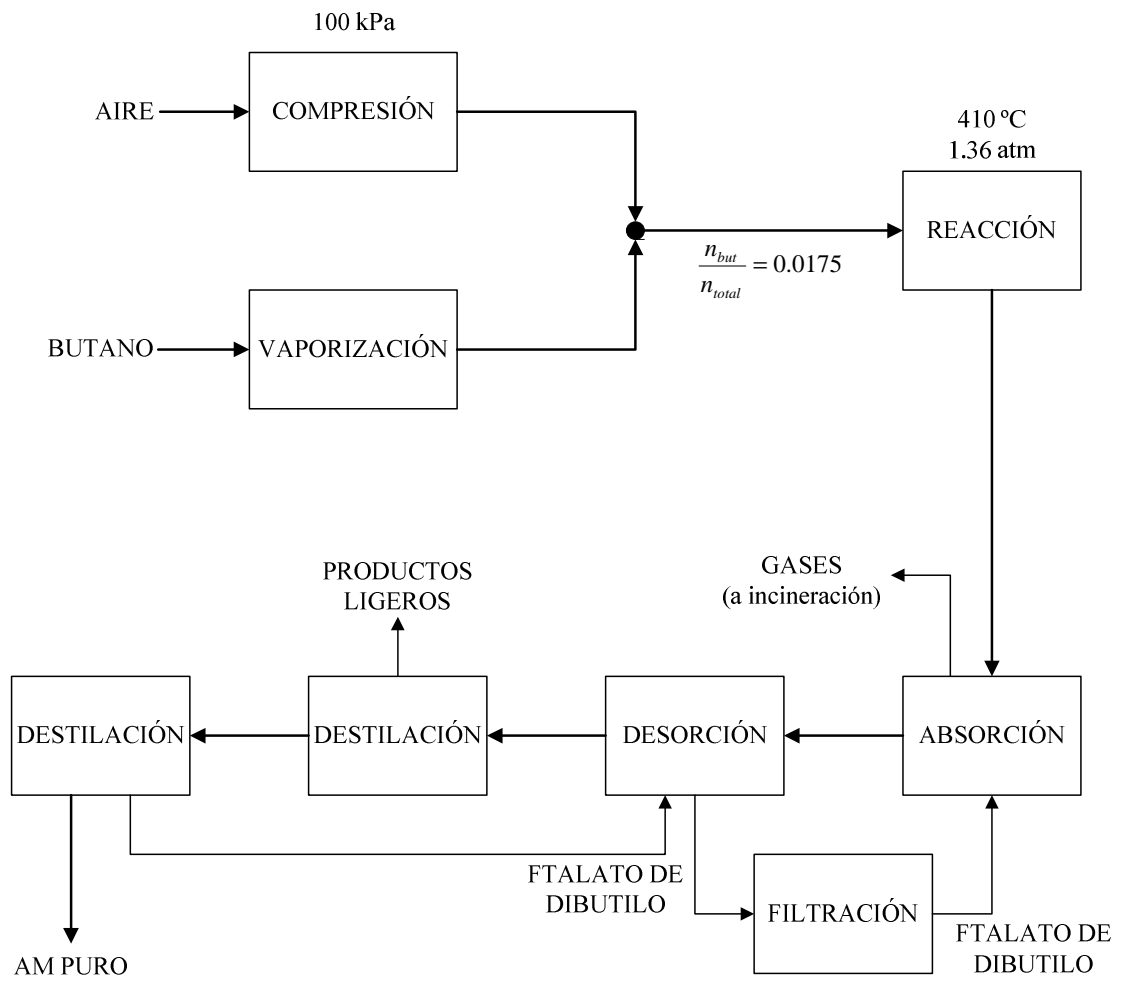
- PURIFICACIÓN

Por este procedimiento se obtiene un AM de mayor pureza que el que se obtenía tras las etapas de separación de la alternativa 1, por lo que la sección de purificación será mucho más simple.

La corriente superior que se obtiene de la etapa de destilación a vacío, constituida aproximadamente por un 95 % de AM, se lleva a una columna de destilación, D-202, donde se consigue la separación de los compuestos ligeros, fundamentalmente agua y compuestos orgánicos como ácido acético o ácido acrílico, que se obtienen por la parte superior de la columna y que se conducen hasta el tanque de almacenamiento de residuos, T-206.

La corriente inferior, con los compuestos más pesados, se conduce hasta la siguiente columna de destilación, D-203, donde se consigue la eliminación de los restos de disolvente que no se consiguieron eliminar en la etapa de destilación a vacío. De esta forma, por la parte superior se obtiene una corriente de AM con un 99.8 % de pureza que se lleva al tanque de almacenamiento de producto terminado, T-205, mientras que por la parte inferior se obtiene el disolvente con una pequeña cantidad de AM no separado. Este disolvente se devuelve a la columna de destilación a vacío para separar la pequeña cantidad de AM que le pueda quedar y obtener un disolvente puro que se reutilizará en la columna de absorción.

3.4.2. Diagrama de bloques de la planta



3.4.3. Balances de materia y energía

A continuación se presentan los balances de materia y energía a las unidades más importantes del proceso de producción:

Entrada de nC_4 al proceso

| nC_4 entrada | |
|---------------------|-------|
| kg/h | T-201 |
| Temp. (°C) | 20 |
| Pres. (atm) | 5 |
| Fracción de vapor | 0 |
| nC_4 | 1263 |
| N_2 | --- |
| O_2 | --- |
| AM | --- |
| CO | --- |
| CO_2 | --- |
| H_2O | --- |
| Ácido maleico | --- |
| Ácido fumárico | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- |
| Ácido acético | --- |
| Ácido acrílico | --- |
| m (kg/h) | 1263 |
| Q (m^3/h) | 2,18 |

Vaporización

| Vaporización (T-204) | | |
|-----------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | T-201 | I-202 |
| Temp. (°C) | 20 | 47 |
| Pres. (atm) | 4,5 | 3,5 |
| Fracción de vapor | 0 | 1 |
| nC ₄ | 1263 | 1263 |
| N ₂ | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- |
| AM | --- | --- |
| CO | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- |
| Ácido maleico | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 1263 |
| Q (m ³ /h) | 2,18 | 150 |

Intercambio de calor 2

| Intercambio de calor (I-202) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | T-204 | Agua | M-201 | Agua |
| Temp. (°C) | 47 | 139 | 110 | 139 |
| Pres. (atm) | 3,5 | 3,5 | 3,5 | 3,5 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 | 1 | 0 |
| nC ₄ | 1263 | --- | 1263 | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | 72 | --- | 72 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 72 | 1263 | 72 |
| Q (m ³ /h) | 150 | 38 | 186 | 0,08 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p (\text{T-204, } 47 \text{ } ^\circ\text{C}) = 1.7953 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$C_p (\text{M-201, } 110 \text{ } ^\circ\text{C}) = 2.0847 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\lambda (\text{H}_2\text{O, } 3.5 \text{ atm}) = 2154 \text{ kJ/kg}$$

Compresión

| Compresión (COM-201) | | |
|-----------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | Aire | M-201 |
| Temp. (°C) | 20 | 121 |
| Pres. (atm) | 1 | 2,2 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 |
| nC ₄ | --- | --- |
| N ₂ | 27936 | 27936 |
| O ₂ | 7495 | 7495 |
| AM | --- | --- |
| CO | --- | --- |
| CO ₂ | 11 | 11 |
| H ₂ O | 333 | 333 |
| Ácido maleico | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- |
| m (kg/h) | 35774 | 35774 |
| Q (m ³ /h) | 30060 | 18388 |

Para la realización de este balance hemos utilizado la siguiente composición del aire (en porcentajes en peso):

$$\% \text{ de N}_2 = 78,09$$

$$\% \text{ de O}_2 = 20,95$$

$$\% \text{ de H}_2\text{O} = 0,93$$

$$\% \text{ de CO}_2 = 0,03$$

$$M_m(\text{aire}) = \sum_i x_i \cdot M_{mi} = 28.75 \text{ g/mol}$$

Además hemos utilizado para el cálculo que la relación molar de *n*-butano/aire debe permanecer siempre por debajo del límite inferior de explosión (Lohbeck et al., 2012):

$$\frac{n(\text{nC}_4)}{n(\text{aire})} = 1.75 \%$$

Mezcla

| Mezcla (M-201) | | | |
|-----------------------|----------|---------|--------|
| kg/h | Entradas | | Salida |
| | I-202 | COM-201 | R-201 |
| Temp. (°C) | 107 | 121 | 120 |
| Pres. (atm) | 2 | 2 | 2 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 | 1 |
| nC ₄ | 1263 | --- | 1263 |
| N ₂ | --- | 27936 | 27936 |
| O ₂ | --- | 7495 | 7495 |
| AM | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | 11 | 11 |
| H ₂ O | --- | 333 | 333 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- | --- |
| Ácido acético | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 35774 | 37037 |
| Q (m ³ /h) | 330 | 20226 | 20523 |

Reacción

| Reacción (R-201) | | |
|-----------------------|---------|--------|
| kg/h | Entrada | Salida |
| | M-201 | I-203 |
| Temp. (°C) | 120 | 410 |
| Pres. (atm) | 2 | 1,65 |
| Fracción de vapor | 1 | 1 |
| nC ₄ | 1263 | 189 |
| N ₂ | 27936 | 27936 |
| O ₂ | 7495 | 5084 |
| AM | --- | 1270 |
| CO | --- | 290 |
| CO ₂ | 11 | 491 |
| H ₂ O | 333 | 1752 |
| Ácido maleico | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- |
| Ácido acético | --- | 11 |
| Ácido acrílico | --- | 13 |
| m (kg/h) | 37037 | 37037 |
| Q (m ³ /h) | 20680 | 43896 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos de reacción (Blum et al., 1982):

Conversión (nC₄) = 0.85

Conversión parcial por reacción (n-butano) = 0.70

Conversión parcial por reacción (CO₂) = 0.28

Conversión parcial por reacción (ácido acrílico) = 0.01

Conversión parcial por reacción (ácido acético) = 0.01

Multiplicando la conversión del reactivo limitante por cada una de las conversiones parciales podemos obtener los rendimientos de cada reacción:

Rendimiento (n-butano) = 59.5 %

Rendimiento (CO₂) = 23.8 %

Rendimiento (ácido acrílico) = 0.85 %

Rendimiento (ácido acético) = 0.85 %

Además, hemos utilizado 410 °C como la temperatura de la reacción (Cooley et al., 1988).

Intercambio de calor 3

| Intercambio de calor (I-203) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | R-201 | Agua | I-204 | Agua |
| Temp. (°C) | 410 | 213 | 260 | 213 |
| Pres. (atm) | 1,65 | 20 | 1,6 | 20 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 1 | 1 |
| nC ₄ | 189 | --- | 189 | --- |
| N ₂ | 27936 | --- | 27936 | --- |
| O ₂ | 5084 | --- | 5084 | --- |
| AM | 1270 | --- | 1270 | --- |
| CO | 290 | --- | 290 | --- |
| CO ₂ | 491 | --- | 491 | --- |
| H ₂ O | 1752 | 3365 | 1752 | 3365 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 11 | --- | 11 | --- |
| Ácido acrílico | 13 | --- | 13 | --- |
| m (kg/h) | 37037 | 3365 | 37037 | 3365 |
| Q (m ³ /h) | 43896 | 3,62 | 35325 | 341 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p (\text{R-201, } 410 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.1650 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$C_p (\text{I-204, } 260 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.1207 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\lambda (\text{H}_2\text{O, } 20 \text{ atm}) = 1887 \text{ kJ/kg}$$

Intercambio de calor 4

| Intercambio de calor (I-204) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | I-203 | Agua | AB-201 | Agua |
| Temp. (°C) | 260 | 121 | 135 | 121 |
| Pres. (atm) | 1,6 | 2 | 1,56 | 2 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 1 | 1 |
| nC ₄ | 189 | --- | 189 | --- |
| N ₂ | 27936 | --- | 27936 | --- |
| O ₂ | 5084 | --- | 5084 | --- |
| AM | 1270 | --- | 1270 | --- |
| CO | 290 | --- | 290 | --- |
| CO ₂ | 491 | --- | 491 | --- |
| H ₂ O | 1752 | 2316 | 1752 | 2316 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético | 11 | --- | 11 | --- |
| Ácido acrílico | 13 | --- | 13 | --- |
| m (kg/h) | 37037 | 2316 | 37037 | 2316 |
| Q (m ³ /h) | 35325 | 2,40 | 27724 | 2046 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p (\text{I-203, } 260 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.1207 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$C_p (\text{AB-201, } 135 \text{ }^\circ\text{C}) = 1.0891 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$$

$$\lambda (\text{H}_2\text{O, } 2 \text{ atm}) = 2209 \text{ kJ}/\text{kg}$$

Absorción

| Absorción (AB-201) | | | | |
|-----------------------|----------|------------|---------|----------------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | I-204 | Disolvente | D-201 | A incineración |
| Temp. (°C) | 135 | 35 | 105 | 56 |
| Pres. (atm) | 1,54 | 1,54 | 1,5 | 1,5 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 0 | 1 |
| nC ₄ | 189 | --- | --- | 189 |
| N ₂ | 27936 | --- | --- | 27936 |
| O ₂ | 5084 | --- | --- | 5084 |
| AM | 1270 | --- | 1262 | 8 |
| CO | 290 | --- | --- | 290 |
| CO ₂ | 491 | --- | --- | 491 |
| H ₂ O | 1752 | --- | 11 | 1741 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | 16275 | 16275 | --- |
| Ácido acético | 11 | --- | 1 | 10 |
| Ácido acrílico | 13 | --- | 7 | 6 |
| m (kg/h) | 37037 | 16275 | 17556 | 35757 |
| Q (m ³ /h) | 28084 | 16 | 17 | 22993 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos de porcentajes en peso de recuperación de los distintos productos de reacción (White, 1978):

$$\frac{m_{sal,D-201}(AM)}{m_{ent,R-201}(AM)} = 99.4 \%$$

$$\frac{m_{sal,D-201}(H_2O)}{m_{ent,R-201}(H_2O)} = 0.6 \%$$

$$\frac{m_{sal,D-201}(\text{Ácido acético})}{m_{ent,R-201}(\text{Ácido acético})} = 10 \%$$

$$\frac{m_{sal,D-201}(\text{Ácido acrílico})}{m_{ent,R-201}(\text{Ácido acrílico})} = 53 \%$$

Además, los cálculos los hemos realizado sabiendo que en la corriente de interés, el 7.19 % es AM.

Destilación a vacío

| Destilación a vacío (D-201) | | | | |
|-----------------------------|----------|-------|---------|-------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | AB-201 | D-203 | D-202 | I-205 |
| Temp. (°C) | 105 | 240 | 70 | 245 |
| Pres. (atm) | 1,45 | 1,3 | 0,065 | 0,115 |
| Fración de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- | --- |
| AM | 1262 | 1 | 1251 | --- |
| CO | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 11 | --- | 8 | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- | 14 |
| Ftalato de dibutilo | 16275 | 67 | 67 | 16275 |
| Ácido acético | 1 | --- | 1 | --- |
| Ácido acrílico | 7 | --- | 7 | --- |
| m (kg/h) | 17556 | 68 | 1334 | 16289 |
| Q (m ³ /h) | 17 | 0,08 | 1,04 | 16 |

Para la realización de este balance hemos utilizado que en la corriente de salida de la columna a la sección de purificación, el contenido del disolvente, ftalato de dibutilo, es del 5 % (White, 1978).

También hemos supuesto que se consigue separar en la corriente de interés todo el AM, mientras que en la corriente formada mayoritariamente por el disolvente contiene una pequeña cantidad de ácido fumárico formado en la operación.

Intercambio de calor 5

| Intercambio de calor (I-205) | | | | |
|------------------------------|----------|------|---------|------|
| kg/h | Entradas | | Salidas | |
| | D-201 | Agua | F-201 | Agua |
| Temp. (°C) | 230 | 20 | 30 | 112 |
| Pres. (atm) | 3 | 1,5 | 3 | 1,5 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 1 |
| nC ₄ | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | 2656 | --- | 2656 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | 14 | --- | 14 | --- |
| Ftalato de dibutilo | 16275 | --- | 16275 | --- |
| Ácido acético | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 16289 | 2656 | 16289 | 2656 |
| Q (m ³ /h) | 19 | 2,67 | 16 | 3070 |

Para la realización de este balance hemos utilizado los siguientes datos:

$$C_p (\text{D-201}, 230 \text{ °C}) = 2.5538 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{°C})$$

$$C_p (\text{F-201}, 30 \text{ °C}) = 1.7171 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{°C})$$

$$C_p (\text{H}_2\text{O}, 66 \text{ °C}) = 4.1851 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{°C})$$

$$\lambda (\text{H}_2\text{O}, 1.5 \text{ atm}) = 2234 \text{ kJ}/\text{kg}$$

Filtración

| Filtración (F-201) | | | |
|-----------------------|---------|----------|--------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | I-205 | Ác. Fum. | AB-201 |
| Temp. (°C) | 30 | 35 | 35 |
| Pres. (atm) | 3 | 1,54 | 1,54 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | --- | --- | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | 14 | 14 | --- |
| Ftalato de dibutilo | 16275 | --- | 16275 |
| Ácido acético | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 16289 | 14 | 16275 |
| Q (m ³ /h) | 16 | 0,01 | 16 |

Para la realización de este balance hemos supuesto que en el filtro se consigue la eliminación total del ácido fumárico del disolvente. A estas temperaturas el ácido fumárico se encuentra en estado sólido en forma de cristales, por lo que quedará retenido en el filtro, siendo la corriente de permeado el disolvente totalmente puro.

Destilación 2

| Destilación 2 (D-202) | | | |
|-----------------------|---------|---------|-------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | D-201 | Ligeros | D-203 |
| Temp. (°C) | 50 | 111 | 143 |
| Pres. (atm) | 1,45 | 1,41 | 1,41 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | 1251 | --- | 1251 |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 8 | 7 | 1 |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | 67 | --- | 67 |
| Ácido acético | 1 | 1 | --- |
| Ácido acrílico | 7 | 5 | 2 |
| m (kg/h) | 1334 | 13 | 1321 |
| Q (m ³ /h) | 1,02 | 0,01 | 1,11 |

Para la realización de este balance hemos supuesto que el contenido en agua, ácido acético y ácido acrílico en la corriente de interés, es inferior al 0.1 % en peso, separándose el resto de estos compuestos en la corriente de ligeros.

Destilación 3

| Destilación 3 (D-203) | | | |
|-----------------------|---------|---------|-------|
| kg/h | Entrada | Salidas | |
| | D-202 | AM puro | D-201 |
| Temp. (°C) | 143 | 214 | 240 |
| Pres. (atm) | 1,4 | 1,36 | 1,36 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 |
| nC ₄ | --- | --- | --- |
| N ₂ | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | --- | --- |
| AM | 1251 | 1250 | 1 |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 1 | 1 | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | 67 | --- | 67 |
| Ácido acético | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | 2 | 2 | --- |
| m (kg/h) | 1321 | 1253 | 68 |
| Q (m ³ /h) | 1,11 | 1,14 | 0,08 |

Para la realización de este balance hemos utilizado el dato de la pureza típica del AM que se suele conseguir por este procedimiento, del 99.8 % (Felthouse et al., 2001).

Además, la cantidad de AM producido debe ser de 1250 kg/h. De esta forma, multiplicando la cantidad horaria de AM producido por 24 horas que tiene cada día, obtenemos que la cantidad de AM producido diariamente será de 30000 kg/día. Con esta capacidad de producción diaria, en 334 días habremos alcanzado nuestro objetivo de producción anual de 10000 t/año quedando, por tanto, un mes al año en el que la producción de la planta estaría parada. Sería en este mes en el que se llevarían a cabo las tareas de revisión y mantenimiento de los equipos, limpieza de los mismos. etc. También, de esta forma tenemos en cuenta la posibilidad de tener que realizar paradas forzosas para la solución de incidencias o roturas en la planta, sin que por ello se deje de alcanzar la capacidad de producción anual que hemos fijado.

Una vez realizados anteriormente los balances de materia y energía a cada una de las unidades del proceso, mostramos ahora el balance de materia global. Este balance nos muestra de forma resumida algunos datos importantes para el dimensionamiento de los equipos y para el posterior estudio económico.

ENTRADAS AL PROCESO

| kg/h | Entradas | | |
|-----------------------|----------|-------|-------|
| | T-201 | Aire | T-203 |
| nC ₄ | 1263 | --- | --- |
| N ₂ | --- | 27936 | --- |
| O ₂ | --- | 7495 | --- |
| AM | --- | --- | --- |
| CO | --- | --- | --- |
| CO ₂ | --- | 11 | --- |
| H ₂ O | --- | 333 | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- | 10 |
| Ácido acético | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 1263 | 35774 | 10 |
| Q (m ³ /h) | 2,18 | 30060 | 0,01 |

SALIDAS DEL PROCESO

| kg/h | Salidas | | | | |
|-----------------------|-------------------|----------------|-------|-------|-------|
| | Gases de reacción | Ácido fumárico | T-205 | T-206 | T-207 |
| nC ₄ | 189 | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ | 27936 | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | 5084 | --- | --- | --- | --- |
| AM | 8 | --- | 1250 | --- | --- |
| CO | 290 | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ | 491 | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O | 1741 | --- | 1 | 7 | --- |
| Ácido maleico | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico | --- | 14 | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo | --- | --- | --- | --- | 10 |
| Ácido acético | 10 | --- | --- | 1 | --- |
| Ácido acrílico | 6 | --- | 2 | 5 | --- |
| m (kg/h) | 35757 | 14 | 1253 | 13 | 10 |
| Q (m ³ /h) | 22993 | 0,01 | 1,14 | 0,01 | 0,01 |

3.4.4. Dimensionamiento de equipos

- ABSORBEDOR

| | |
|-----------------------------|------------------------------------|
| Equipo: | Absorbedor |
| Referencia: | AB-201 |
| Tipo: | Columna de relleno |
| Fase vapor: | Mezcla de productos de la reacción |
| Fase líquida: | Ftalato de dibutilo |
| Posición del equipo: | Vertical |

Es en este equipo donde se ponen en contacto el ftalato de dibutilo y la mezcla de productos, en estado gaseoso, que salió del reactor. El AM de la corriente gaseosa es absorbido por el disolvente, recuperando de esta forma prácticamente la totalidad del AM de la corriente.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de absorción. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Caudal del gas, $G_o = 37037 \text{ kg/h} = 10.288 \text{ kg/s}$

Caudal del líquido, $L_o = 16275 \text{ kg/h} = 4.521 \text{ kg/s}$

Si seleccionamos como relleno sillas cerámicas INTALLOX de tamaño 38 mm (1.5 pulgadas), tenemos un factor de relleno, $F_p = 170 \text{ m}^{-1}$ (Sinnott, 2012).

Densidad del gas, $\rho_g = 1.411 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad del gas, $\mu_g = 2.190 \cdot 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

Densidad del líquido, $\rho_L = 883.305 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad del líquido, $\mu_L = 1.859 \cdot 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

Viscosidad del agua a 20 °C, $\mu_{\text{agua},20^\circ\text{C}} = 1.033 \cdot 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad de inundación del gas:

La obtenemos a partir de la ecuación de Sawistowski,

$$\ln \left(\frac{G_{in}^2 \cdot F_p}{g \cdot \rho_L \cdot \rho_g} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_{\text{agua},20^\circ\text{C}}} \right)^{0.2} \right) = -4 \cdot \left(\frac{L_o}{G_o} \right)^{0.25} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.125}$$

Mediante la resolución de esta ecuación por métodos numéricos, podemos obtener la velocidad de inundación del gas:

$$\ln\left(\frac{G_{in}^2 \cdot 170}{9.81 \cdot 883.305 \cdot 1.411} \cdot \left(\frac{1.859 \cdot 10^{-3}}{1.033 \cdot 10^{-3}}\right)^{0.2}\right) = -4 \cdot \left(\frac{16275}{37037}\right)^{0.25} \cdot \left(\frac{1.411}{883.305}\right)^{0.125};$$

$$G_{in} = 3.861 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

- Diámetro de la columna:

Considerando que el caudal másico del gas debe ser un 60 % de la velocidad de inundación del gas, podemos calcular el diámetro de la columna despejando de la ecuación:

$$G_o = 0.60 \cdot G_{in} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_c^2; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot G_o}{0.60 \cdot \pi \cdot G_{in}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10.288}{0.60 \cdot \pi \cdot 3.861}} = 2.378 \text{ m}$$

Redondeamos a $D = 2.40 \text{ m}$

- Altura de una unidad de transferencia:

Según la tabla de valores típicos dados para la HTU para rellenos aleatorios (Sinnott, 2012), poniéndonos siempre en el caso más desfavorable, vamos a considerar que la $HTU = 0.75 \text{ m}$.

- Número de etapas:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 14 etapas teóricas.

- Altura de la columna:

$$z = NET \cdot HTU = 14 \cdot 0.75 = 10.50 \text{ m}$$

- COLUMNAS DE DESTILACIÓN

| | |
|-----------------------------|--------------------------------|
| Equipo: | Columna de destilación a vacío |
| Referencia: | D-201 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En esta columna se produce la desorción o separación del AM del disolvente, ftalato de dibutilo, mediante una destilación a vacío.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.5 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 0.576 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 843.689 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 85.283 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = (-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = (-0.171 \cdot 0.5^2 + 0.27 \cdot 0.5 - 0.047) \cdot \left(\frac{843.689 - 0.576}{0.576} \right) = 66.234 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 85.283}{\pi \cdot 0.576 \cdot 66.234}} = 1.687 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.70 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 6 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 6 \cdot 0.5 = 3 \text{ m}$$

| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| Equipo: | Columna de destilación 2 |
| Referencia: | D-202 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En este equipo se lleva a cabo la separación y eliminación de los compuestos más ligeros que el AM de la corriente que sale de la columna de destilación 1.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.3 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 3.447 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 1089.841 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 22.233 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = (-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = (-0.171 \cdot 0.3^2 + 0.27 \cdot 0.3 - 0.047) \cdot \left(\frac{1089.841 - 3.447}{3.447} \right) = 5.865 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 22.233}{\pi \cdot 3.447 \cdot 5.865}} = 1.183 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.20 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 10 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 10 \cdot 0.3 = 3 \text{ m}$$

| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| Equipo: | Columna de destilación 3 |
| Referencia: | D-203 |
| Tipo: | Columna de platos |
| Posición del equipo: | Vertical |

En este equipo se lleva a cabo la separación de nuestro producto de interés, el AM, de los restos de disolvente que pueda contener la corriente que sale de la columna de destilación 2, disolvente que se recirculará a la columna de destilación a vacío para separar totalmente el AM que pueda contener y que, posteriormente, será reaprovechado en la columna de absorción.

A continuación calculamos, de forma aproximada, el diámetro y la altura de esta columna de destilación. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Espaciado entre platos, $l_t = 0.3 \text{ m}$

Densidad del vapor, $\rho_v = 3.414 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido, $\rho_L = 757.242 \text{ kg/m}^3$

Máximo caudal para el vapor, $m_v = 22.017 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Velocidad máxima permitida para el vapor:

$$u_v = (-0.171 \cdot l_t^2 + 0.27 \cdot l_t - 0.047) \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right);$$

$$u_v = (-0.171 \cdot 0.3^2 + 0.27 \cdot 0.3 - 0.047) \cdot \left(\frac{757.242 - 3.414}{3.414} \right) = 4.109 \text{ m/s}$$

- Diámetro de la columna:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot m_v}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}; D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 22.017}{\pi \cdot 3.414 \cdot 4.109}} = 1.414 \text{ m}$$

Redondeamos a $D_c = 1.50 \text{ m}$

- Número de platos teóricos:

Si introducimos en el ChemCAD las variables y corrientes de proceso correspondientes y llevamos a cabo la simulación, obtenemos que necesitamos una columna de 13 platos teóricos.

- Altura de la columna:

$$z = NPT \cdot l_t = 13 \cdot 0.3 = 3.90 \text{ m}$$

- FILTRO

| | |
|-----------------------------|------------------------------------|
| Equipo: | Filtro |
| Referencia: | F-201 |
| Tipo: | Filtro de tambor rotatorio a vacío |
| Posición del equipo: | Horizontal |

En este equipo se produce la eliminación de los cristales de ácido fumárico que se hayan podido formar en la columna de destilación 1. En la planta dispondremos de dos filtros colocados en paralelo, de forma que no tengamos que interrumpir el proceso cada vez que se necesite realizar tareas de limpieza y mantenimiento en alguno de ellos. Así siempre estará uno de estos filtros en funcionamiento.

A continuación calculamos, de forma aproximada, tanto el área total del filtro como el diámetro y la longitud del tambor rotatorio. Para ello disponemos de los siguientes datos de diseño:

Densidad del sólido, $\rho_s = 1296 \text{ kg/m}^3$

Densidad del filtrado, $\rho_f = 1038 \text{ kg/m}^3$

Viscosidad, $\mu = 0.01343 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Caída de presión en el filtro, $\Delta P = 50 \text{ mmHg} = 6666.12 \text{ Pa}$

Fracción del tambor sumergida, $f = 0.30$

Velocidad de giro del tambor, $n = 0.1 \text{ rpm} = 0.00167 \text{ rev/s}$

Resistencia específica de la torta, $\alpha = 10^{10} \text{ m/kg}$

Resistencia del medio filtrante, $\beta = 0 \text{ m}^{-1}$ (la suponemos despreciable)

Caudal de alimentación al filtro, $m_f = 16289 \text{ kg/h} = 4.525 \text{ kg/s}$

Caudal de sólidos en la alimentación, $m_s = 14 \text{ kg/h} = 0.00389 \text{ kg/s}$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Caudal volumétrico de alimentación:

$$q_f = \frac{m_f}{\rho_f} = \frac{4.525}{1038} = 4.359 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3 \text{ alimentación}}{\text{s}}$$

- Concentración de sólidos en la alimentación:

$$C_{s,f} = \frac{m_s}{q_f} = \frac{0.00389}{4.359 \cdot 10^{-3}} = 0.892 \frac{\text{kg sólidos}}{\text{m}^3 \text{ alimentación}}$$

- Masa de suspensión por cada metro cúbico alimentado:

$$m_{suspensión} = \left(V - \frac{C_{s,f}}{\rho_s} \right) \cdot \rho_f = \left(1 - \frac{0.892}{1296} \right) \cdot 1038 = 1037.3 \frac{kg \text{ suspensión}}{m^3 \text{ alimentación}}$$

- Fracción de sólidos en la alimentación:

$$x = \frac{C_{s,f}}{C_{s,f} + m_{suspensión}} = \frac{0.892}{0.892 + 1037.3} = 0.000859$$

- Masa de sólidos depositados en el filtro por unidad de volumen filtrado:

$$S = \frac{x}{1-x} \cdot \rho_f = \frac{0.000859}{1-0.000859} \cdot 1038 = 0.892 \frac{kg \text{ sólidos}}{m^3 \text{ filtrado}}$$

- Área total del filtro:

$$A_T = \frac{m_s}{\alpha \sqrt{\frac{2 \cdot S \cdot \alpha \cdot \Delta P \cdot f \cdot n}{\mu} + (n \cdot \beta)^2 - n \cdot \beta}};$$

$$A_T = \frac{0.00389}{\sqrt{\frac{2 \cdot 0.892 \cdot 10^{10} \cdot 6666.12 \cdot 0.30 \cdot 0.00167}{0.01343} + (n \cdot \beta)^2 - n \cdot \beta}} = 18.4686 \text{ m}^2$$

- Diámetro del tambor rotatorio:

Tomando 1.5 como la razón de esbeltez, se halla el diámetro y la longitud del tambor rotatorio:

$$A_T = \pi \cdot D \cdot L = \pi \cdot D \cdot (1.5 \cdot D) = 1.5 \cdot \pi \cdot D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{A_T}{1.5 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{18.4686}{1.5 \cdot \pi}} = 1.9797 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D} = 1.5; L = 1.5 \cdot D = 1.5 \cdot 1.9797 = 2.9696 \text{ m}$$

- INTERCAMBIADORES DE CALOR

| | |
|---|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 1 |
| Referencia: | I-201 |
| Tipo: | Serpentín |
| Producto en el interior del serpentín: | Vapor de agua |
| Producto en el exterior del serpentín: | <i>n</i> -butano |

Este primer intercambiador de calor se utiliza para aumentar la temperatura del *n*-butano y favorecer así su vaporización. Como sistema de calefacción se ha optado por un serpentín interno, ya que éste posee una gran área de transferencia de calor.

El fluido calefactor será vapor de agua a baja presión, procedente de otras partes de la planta. De esta forma conseguimos aprovechar parte de la energía generada en el proceso, haciendo éste más rentable.

El *n*-butano, que llega al depósito a 20 °C y 4.5 atm de presión, inmediatamente se expandirá hasta una presión de 3.5 atm. Vamos a suponer, poniéndonos en el peor de los casos, que esta expansión es adiabática, por lo que el *n*-butano sufrirá un descenso de temperatura. Si la expansión fuese politrópica o isoterma, este descenso de temperatura sería más pequeño o nulo, luego si hacemos el diseño para la expansión adiabática, nos aseguramos de tener un dimensionamiento más que suficiente para el resto de los casos. Esta temperatura del *n*-butano tras la expansión adiabática la calculamos mediante la siguiente expresión:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}; T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = 293.15 \cdot \left(\frac{3.5}{4.5}\right)^{\frac{1.15-1}{1.15}} = 283.7 \text{ K} = 10.5 \text{ °C}$$

Luego el serpentín deberá de elevar la temperatura del *n*-butano desde los 10.5 °C a los que según hemos calculado anteriormente se encuentra tras la expansión, hasta los 47 °C. A la presión a la que se encuentra el *n*-butano, 3.5 atm, se produce el cambio de estado a los 37.6 °C. Por consiguiente, el calor absorbido por el *n*-butano será calor sensible para pasar desde los 10.5 °C hasta los 37.6 °C, a esta temperatura se producirá el cambio de estado absorbiendo calor latente, y posteriormente aumentará su temperatura hasta los 47 °C absorbiendo nuevamente calor sensible. Para evaluar este calor absorbido, necesitaremos conocer los siguientes datos:

$$C_{p_{n-but,24.05^\circ C}} = 2.4289 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_{n-but,3.5atm} = 346.4 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{p_{n-but,42.3^\circ C}} = 1.7734 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

A continuación calculamos el calor absorbido por el *n*-butano mediante la siguiente expresión:

$$q_{n-but} = m_{n-but} \cdot C_{p_{n-but,24.05^\circ C}} \cdot (T_{vap} - T_i) + m_{n-but} \cdot \lambda_{n-but,3.5atm} + m_{n-but} \cdot C_{p_{n-but,42.3^\circ C}} \cdot (T_f - T_{vap})$$

$$q_{n-but} = 1263 \cdot 2.4289 \cdot (37.6 - 10.5) + 1263 \cdot 346.4 + 1263 \cdot 1.7734 \cdot (47 - 37.6) = 541692 \text{ kJ/h}$$

Por tanto, éste será el calor que deberá ser aportado por el serpentín para aumentar la temperatura del *n*-butano hasta los valores deseados. Para aportar este calor, como ya hemos mencionado, utilizaremos vapor de agua a baja presión procedente de alguna otra parte de la planta. A continuación calculamos la cantidad de vapor, a 3.5 atm de presión, que necesitaremos para conseguir ese aumento de temperatura:

$$\lambda_{\text{vapor},3.5\text{atm}} = 2154 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{\text{abs},n-but} = q_{\text{ced},\text{vapor}} = m_{\text{vapor}} \cdot \lambda_{\text{vapor},3.5\text{atm}}; m_{\text{vapor}} = \frac{q_{\text{abs},n-but}}{\lambda_{\text{vapor},3.5\text{atm}}} = \frac{541692}{2154} = 251.48 \text{ kg/h}$$

Llegados a este punto, una vez calculadas las necesidades de vapor de calefacción, procedemos con el dimensionamiento del serpentín. Pero antes de abordarlo, mostramos los siguientes datos que necesitamos para el diseño del mismo:

Diámetro del tanque: $D = 2.25 \text{ m}$ (calculado más adelante)

Diámetro externo del tubo del serpentín: $D_{ts} = 25.4 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Coefficiente global de transmisión del calor: $U = 680 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del serpentín:

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{vapor}} - T_{i,n-but}) - (T_{s,\text{vapor}} - T_{s,n-but})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{vapor}} - T_{i,n-but}}{T_{s,\text{vapor}} - T_{s,n-but}}\right)} = \frac{(139 - 10.5) - (139 - 47)}{\ln\left(\frac{139 - 10.5}{139 - 47}\right)} = 109.2 \text{ °C}$$

- Área del serpentín:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{541692 \cdot 2}{680 \cdot 109.2} = 14.590 \text{ m}^2$$

- Longitud del serpentín:

$$A = \pi \cdot D_{ts} \cdot L_s; L_s = \frac{A}{\pi \cdot D_{ts}} = \frac{14.590}{\pi \cdot 0.0254} = 182.84 \text{ m}$$

- Diámetro de la espira:

Para el diseño, vamos a suponer que el diámetro de la espira va a ser el 75 % del diámetro del tanque. Según esta consideración, calculamos el diámetro de la espira como sigue:

$$D_e = 0.75 \cdot D = 0.75 \cdot 2.25 = 1.69 \text{ m}$$

- Longitud de cada espira:

$$L_e = \pi \cdot D_e = \pi \cdot 1.69 = 5.31 \text{ m}$$

- Número de espiras:

$$N_e = \frac{L_s}{L_e} = \frac{182.84}{5.31} = 34.43 \Rightarrow N_e = 35 \text{ espiras}$$

- Separación entre espiras:

Vamos a elegir que la separación entre espiras sea de 5 cm, $S_e = 5 \text{ cm}$.

- Altura total del serpentín:

$$H_s = N_e \cdot D_{ts} + (N_e - 1) \cdot S_e = 35 \cdot 0.0254 + (35 - 1) \cdot 0.05 = 2.59 \text{ m}$$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 2 |
| Referencia: | I-202 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | <i>n</i> -butano |
| Producto en el exterior de los tubos: | Vapor de agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

La misión de este segundo intercambiador de calor no es más que recalentar el *n*-butano, en estado gaseoso, hasta la temperatura idónea (110 °C) para su mezcla con el aire previa a la entrada en el reactor principal.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-----------------------|----------------|---------------|
| $m_{n-butano}$ (kg/h) | 1263 | 1263 |
| $T_{n-butano}$ (°C) | 47 | 110 |
| m_{vapor} (kg/h) | 72 | 72 |
| T_{vapor} (°C) | 139 | 139 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{n-but,78.5^{\circ}C}} = 1.9417 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{vapor,3.5atm} = 2154 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$U = 680 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 2.4384 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{n-but} \cdot Cp_{n-but, 78.5^\circ C} \cdot (T_{f, n-but} - T_{i, n-but}) = 1263 \cdot 1.9417 \cdot (110 - 47) = 154499 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de vapor necesaria:

$$q = m_{vapor} \cdot \lambda_{vapor, 3.5atm}; m_{vapor} = \frac{q}{\lambda_{vapor, 3.5atm}} = \frac{154499}{2154} = 71.73 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,vapor} - T_{i,n-but}) - (T_{s,vapor} - T_{s,n-but})}{\ln\left(\frac{T_{i,vapor} - T_{i,n-but}}{T_{s,vapor} - T_{s,n-but}}\right)} = \frac{(139 - 47) - (139 - 110)}{\ln\left(\frac{139 - 47}{139 - 110}\right)} = 54.6 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{154499 \cdot 2}{680 \cdot 54.6} = 8.323 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{8.323}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 2.4384} = 53 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{8.323 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{2.4384}} = 0.2431 \text{ m} = 243.1 \text{ mm}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 0.2431 + 2 \cdot 0.0095 = 0.2621 \text{ m} = 262.1 \text{ mm}$$

- Dimensiones del equipo:

Ancho: $D_{2c} = 0.2621 \text{ m}$

Largo: $L + 0.1 \cdot L = 2.4384 + 0.1 \cdot 2.4384 = 2.6822 \text{ m}$

Superficie: $S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 0.2621 \cdot 2.6822 = 0.7030 \text{ m}^2$

Altura: $H = D_{2c} = 0.2621 \text{ m}$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$D_{2c} = 0.30 \text{ m}$

$L = 2.75 \text{ m}$

$H = 0.30 \text{ m}$

$S = 0.825 \text{ m}^2$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 3 |
| Referencia: | I-203 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Productos de la reacción |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

La función de este tercer intercambiador de calor no es más que enfriar la mezcla de productos de la reacción que salen del reactor principal, en estado gaseoso, para recuperar parte de la energía que posee esta corriente y obtener así un vapor de agua a alta presión.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-------------------|----------------|---------------|
| m_{prod} (kg/h) | 37037 | 37037 |
| T_{prod} (°C) | 410 | 260 |
| m_{agua} (kg/h) | 3365 | 3365 |
| T_{agua} (°C) | 213 | 213 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,335^{\circ}C}} = 1.1424 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{agua,20atm} = 1887 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$U = 250 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 4.8768 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$$

$$\text{Separación de los tubos: } P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de la carcasa: } e_c = 9.5 \text{ mm}$$

$$\text{Factor de seguridad: } F = 2$$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{\text{prod}} \cdot C_{p_{\text{prod},335^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{prod}} - T_{i,\text{prod}}) = 37037 \cdot 1.1424 \cdot (410 - 260) = 6346660 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{agua},20\text{atm}}; m_{\text{agua}} = \frac{q}{\lambda_{\text{agua},20\text{atm}}} = \frac{6346660}{1887} = 3363.36 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}) - (T_{s,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}}{T_{s,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}}}\right)} = \frac{(410 - 213) - (260 - 213)}{\ln\left(\frac{410 - 213}{260 - 213}\right)} = 104.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{6346660 \cdot 2}{250 \cdot 104.7} = 484.941 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{484.941}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 4.8768} = 1539 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, CL = 1.0 (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, CTP = 0.93 (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{484.941 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{4.8768}} = 1.3122 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 1.3122 + 2 \cdot 0.0095 = 1.3312 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Ancho: } D_{2c} = 1.3312 \text{ m}$$

$$\text{Largo: } L + 0.1 \cdot L = 4.8768 + 0.1 \cdot 4.8768 = 5.3645 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 1.3312 \cdot 5.3645 = 7.1412 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura: } H = D_{2c} = 1.3312 \text{ m}$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 1.40 \text{ m}$$

$$L = 5.50 \text{ m}$$

$$H = 1.40 \text{ m}$$

$$S = 7.70 \text{ m}^2$$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 4 |
| Referencia: | I-204 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Productos de la reacción |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

El objetivo de este cuarto intercambiador de calor no es más que continuar enfriando la mezcla de productos de la reacción que salen del intercambiador de calor 3, en estado gaseoso, para recuperar parte de la energía que posee esta corriente y obtener así un vapor de agua a baja presión.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-------------------|----------------|---------------|
| m_{prod} (kg/h) | 37037 | 37037 |
| T_{prod} (°C) | 260 | 135 |
| m_{agua} (kg/h) | 2316 | 2316 |
| T_{agua} (°C) | 121 | 121 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,197.5^{\circ}C}} = 1.1040 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{agua,2atm} = 2209 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$U = 350 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 4.8768 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$$

$$\text{Separación de los tubos: } P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de la carcasa: } e_c = 9.5 \text{ mm}$$

$$\text{Factor de seguridad: } F = 2$$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{\text{prod}} \cdot C_{p_{\text{prod}, 197.5^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f, \text{prod}} - T_{i, \text{prod}}) = 37037 \cdot 1.1040 \cdot (260 - 135) = 5111106 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{agua}, 2\text{atm}}; m_{\text{agua}} = \frac{q}{\lambda_{\text{agua}, 2\text{atm}}} = \frac{5111106}{2209} = 2313.76 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i, \text{prod}} - T_{i, \text{agua}}) - (T_{s, \text{prod}} - T_{s, \text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i, \text{prod}} - T_{i, \text{agua}}}{T_{s, \text{prod}} - T_{s, \text{agua}}}\right)} = \frac{(260 - 121) - (135 - 121)}{\ln\left(\frac{260 - 121}{135 - 121}\right)} = 54.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{5111106 \cdot 2}{350 \cdot 54.5} = 535.896 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{535.896}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 4.8768} = 1701 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, CL = 1.0 (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, CTP = 0.93 (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{535.896 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{4.8768}} = 1.3794 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 1.3794 + 2 \cdot 0.0095 = 1.3984 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

Ancho: $D_{2c} = 1.3984 \text{ m}$

Largo: $L + 0.1 \cdot L = 4.8768 + 0.1 \cdot 4.8768 = 5.3645 \text{ m}$

Superficie: $S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 1.3984 \cdot 5.3645 = 7.5017 \text{ m}^2$

Altura: $H = D_{2c} = 1.3984 \text{ m}$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$D_{2c} = 1.40 \text{ m}$

$L = 5.50 \text{ m}$

$H = 1.40 \text{ m}$

$S = 7.70 \text{ m}^2$

| | |
|--|---------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 5 |
| Referencia: | I-205 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Ftalato de dibutilo |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

La función de este quinto intercambiador de calor no es más que enfriar el disolvente que sale de la columna de destilación a vacío, en estado líquido, para recuperar parte de la energía que posee esta corriente y obtener así un vapor de agua a baja presión.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|-------------------|----------------|---------------|
| m_{prod} (kg/h) | 16289 | 16289 |
| T_{prod} (°C) | 230 | 30 |
| m_{agua} (kg/h) | 2656 | 2656 |
| T_{agua} (°C) | 20 | 112 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,130^{\circ}C}} = 2.0560 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$C_{p_{agua,66^{\circ}C}} = 4.1851 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{agua,1.5\text{atm}} = 2234 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$U = 300 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 6.0960 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

Diámetro interno de los tubos: $D_1 = 20.574 \text{ mm}$

Paso de tubo: $P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{\text{prod}} \cdot C_{p_{\text{prod},130^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{prod}} - T_{i,\text{prod}}) = 16289 \cdot 2.0560 \cdot (230 - 30) = 6698036.8 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua},66^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{agua}} - T_{i,\text{agua}}) + m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{agua},1.5\text{atm}} ;$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{q}{C_{p_{\text{agua},66^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{agua}} - T_{i,\text{agua}}) + \lambda_{\text{agua},1.5\text{atm}}} = \frac{6698036.8}{4.1851 \cdot (112 - 20) + 2234} = 2557.45 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}}) - (T_{s,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{prod}} - T_{s,\text{agua}}}{T_{s,\text{prod}} - T_{i,\text{agua}}}\right)} = \frac{(230 - 112) - (30 - 20)}{\ln\left(\frac{230 - 112}{30 - 20}\right)} = 43.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} ; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{6698036.8 \cdot 2}{300 \cdot 43.8} = 1019.488 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t ; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{1019.488}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 6.0960} = 2588 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{1019.488 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{6.0960}} = 1.7017 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 1.7017 + 2 \cdot 0.0095 = 1.7207 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

Ancho: $D_{2c} = 1.7207 \text{ m}$

Largo: $L + 0.1 \cdot L = 6.0960 + 0.1 \cdot 6.0960 = 6.7056 \text{ m}$

Superficie: $S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 1.7207 \cdot 6.7056 = 11.5383 \text{ m}^2$

Altura: $H = D_{2c} = 1.7207 \text{ m}$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 1.75 \text{ m}$$

$$L = 6.75 \text{ m}$$

$$H = 1.75 \text{ m}$$

$$S = 11.81 \text{ m}^2$$

| | |
|--|----------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 10 |
| Referencia: | I-210 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Mezcla de sales fundidas |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

Este intercambiador de calor cumple una doble misión. En primer lugar nos permite precalentar el agua que llega a la planta a temperatura ambiente, a unos 20 °C, hasta la temperatura de saturación a la presión correspondiente, 20 atm (alta presión). Además, este equipo nos permite enfriar el fluido refrigerante del reactor principal, una mezcla eutéctica de sales fundidas, por lo que este fluido puede estar continuamente recirculándose al reactor.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|--------------------------------------|----------------|---------------|
| $m_{sales} \text{ (kg/h)}$ | 100000 | 100000 |
| $T_{sales} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 330 | 277.5 |
| $m_{agua} \text{ (kg/h)}$ | 10000 | 10000 |
| $T_{agua} \text{ (}^\circ\text{C)}$ | 20 | 213 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{sales,275^\circ\text{C}}} = 1.56 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$C_{p_{agua,116.5^\circ\text{C}}} = 4.2432 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$U = 900 \text{ W/(m}^2\cdot^\circ\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

Diámetro interno de los tubos: $D_1 = 20.574 \text{ mm}$

Paso de tubo: $P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua},116.5^\circ\text{C}}} \cdot (T_{f,\text{agua}} - T_{i,\text{agua}}) = 10000 \cdot 4.2432 \cdot (213 - 20) = 8189376 \text{ kJ/h}$$

- Temperatura de salida de las sales:

$$q = m_{\text{sales}} \cdot C_{p_{\text{sales},275^\circ\text{C}}} \cdot (T_{i,\text{sales}} - T_{f,\text{sales}});$$

$$T_{f,\text{sales}} = T_{i,\text{sales}} - \frac{q}{m_{\text{sales}} \cdot C_{p_{\text{sales},275^\circ\text{C}}}} = 330 - \frac{8189376}{100000 \cdot 1.56} = 277.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,\text{sales}} - T_{i,\text{agua}}) - (T_{s,\text{sales}} - T_{s,\text{agua}})}{\ln\left(\frac{T_{i,\text{sales}} - T_{i,\text{agua}}}{T_{s,\text{sales}} - T_{s,\text{agua}}}\right)} = \frac{(330 - 20) - (277.5 - 213)}{\ln\left(\frac{330 - 20}{277.5 - 213}\right)} = 156.4 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{8189376 \cdot 2}{900 \cdot 156.4} = 116.359 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{116.359}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 3.6576} = 493 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{116.359 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{3.6576}} = 0.7422 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 0.7422 + 2 \cdot 0.0095 = 0.7612 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Ancho: } D_{2c} = 0.7612 \text{ m}$$

$$\text{Largo: } L + 0.1 \cdot L = 3.6576 + 0.1 \cdot 3.6576 = 4.0234 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 0.7612 \cdot 4.0234 = 3.0626 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura: } H = D_{2c} = 0.7612 \text{ m}$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 0.80 \text{ m}$$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$H = 0.80 \text{ m}$$

$$S = 3.20 \text{ m}^2$$

| | |
|--|----------------------------|
| Equipo: | Intercambiador de calor 11 |
| Referencia: | I-211 |
| Tipo: | De carcasa y tubos |
| Producto en el interior de los tubos: | Mezcla de sales fundidas |
| Producto en el exterior de los tubos: | Agua |
| Posición del equipo: | Horizontal |

Este segundo intercambiador de calor también cumple una doble misión. En primer lugar nos permite precalentar el agua que llega a la planta a temperatura ambiente, a unos 20 °C, hasta la temperatura de saturación a la presión correspondiente, 4 atm (baja presión). Además, este equipo nos permite enfriar el fluido refrigerante del reactor principal, una mezcla eutéctica de sales fundidas, por lo que este fluido puede estar continuamente recirculándose al reactor.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del intercambiador:

| | Entrada | Salida |
|----------------------------|----------------|---------------|
| $m_{sales} \text{ (kg/h)}$ | 100000 | 100000 |
| $T_{sales} \text{ (°C)}$ | 277.5 | 231 |
| $m_{agua} \text{ (kg/h)}$ | 13936 | 13936 |
| $T_{agua} \text{ (°C)}$ | 20 | 144 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{sales,275^\circ\text{C}}} = 1.56 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$C_{p_{agua,82^\circ\text{C}}} = 4.1979 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$U = 900 \text{ W/(m}^2\cdot^\circ\text{C)}$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

Diámetro interno de los tubos: $D_1 = 20.574 \text{ mm}$

Paso de tubo: $P_t = 1.25 \cdot D_2 = 1.25 \cdot 25.4 = 31.75 \text{ mm}$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 31.75 - 25.4 = 6.35 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Factor de seguridad: $F = 2$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Calor intercambiado en el equipo:

$$q = m_{sales} \cdot Cp_{sales, 275^\circ C} \cdot (T_{i,sales} - T_{f,sales}) = 100000 \cdot 1.56 \cdot (277.5 - 231) = 7254000 \text{ kJ/h}$$

- Cantidad de agua necesaria:

$$q = m_{agua} \cdot Cp_{agua, 82^\circ C} \cdot (T_{f,agua} - T_{i,agua});$$

$$m_{agua} = \frac{q}{Cp_{agua, 82^\circ C} \cdot (T_{f,agua} - T_{i,agua})} = \frac{7254000}{4.1979 \cdot (144 - 20)} = 13935.54 \text{ kg/h}$$

- Incremento de temperatura medio logarítmico:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{i,sales} - T_{i,agua}) - (T_{s,sales} - T_{s,agua})}{\ln\left(\frac{T_{i,sales} - T_{i,agua}}{T_{s,sales} - T_{s,agua}}\right)} = \frac{(277.5 - 20) - (231 - 144)}{\ln\left(\frac{277.4 - 20}{231 - 144}\right)} = 157.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Área de intercambio de calor:

$$q \cdot F = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}; A = \frac{q \cdot F}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{7254000 \cdot 2}{900 \cdot 157.2} = 102.545 \text{ m}^2$$

- Número de tubos:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_1 \cdot L} = \frac{102.545}{\pi \cdot 0.020574 \cdot 3.6576} = 434 \text{ tubos}$$

- Diámetro interno de la carcasa:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{102.545 \cdot \left(\frac{0.03175}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{3.6576}} = 0.6968 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 0.6968 + 2 \cdot 0.0095 = 0.7158 \text{ m}$$

- Dimensiones del equipo:

$$\text{Ancho: } D_{2c} = 0.7158 \text{ m}$$

$$\text{Largo: } L + 0.1 \cdot L = 3.6576 + 0.1 \cdot 3.6576 = 4.0234 \text{ m}$$

$$\text{Superficie: } S = D_{2c} \cdot (L + 0.1 \cdot L) = 0.7158 \cdot 4.0234 = 2.8799 \text{ m}^2$$

$$\text{Altura: } H = D_{2c} = 0.7158 \text{ m}$$

Redondeando los valores obtenidos, el equipo tendría el siguiente tamaño:

$$D_{2c} = 0.75 \text{ m}$$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$H = 0.75 \text{ m}$$

$$S = 3 \text{ m}^2$$

- REACTOR

| | |
|--|---|
| Equipo: | Reactor |
| Referencia: | R-201 |
| Tipo: | Reactor tubular de lecho fijo |
| Producto en el interior de los tubos: | Mezcla homogénea de <i>n</i> -butano y aire |
| Producto en el exterior de los tubos: | Mezcla eutéctica de sales nítricas fundidas |
| Posición del equipo: | Vertical |

En el reactor es donde se va a llevar a cabo la reacción entre el aire y el *n*-butano, en presencia de un catalizador, para producir AM entre otros subproductos.

En la siguiente tabla resumimos los datos más importantes sobre las corrientes de entrada y salida del reactor:

| | Entrada | Salida |
|--------------------|----------------|---------------|
| m_{prod} (kg/h) | 37037 | 37037 |
| T_{prod} (°C) | 120 | 410 |
| m_{sales} (kg/h) | 100000 | 100000 |
| T_{sales} (°C) | 231 | 330 |

A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el diseño del equipo:

$$C_{p_{prod,265^{\circ}C}} = 1.1221 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$C_{p_{sales,275^{\circ}C}} = 1.56 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$U = 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$$

Para el coeficiente global de transmisión del calor hemos tomado un valor aproximado encontrado en la bibliografía (Perry, 2001). En el proyecto técnico calcularemos de forma más rigurosa este coeficiente.

Finalmente, mostramos algunos valores que fijamos como datos de partida para el diseño del equipo:

$$\text{Longitud de los tubos: } L_t = 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro externo de los tubos: } D_2 = 25.4 \text{ mm}$$

$$\text{Espesor de los tubos: } e_t = 2.413 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro interno de los tubos: } D_1 = 20.574 \text{ mm}$$

$$\text{Paso de tubo: } P_t = 2 \cdot D_2 = 2 \cdot 25.4 = 50.8 \text{ mm}$$

Separación de los tubos: $P_t - D_2 = 50.8 - 25.4 = 25.4 \text{ mm}$

Espesor de la carcasa: $e_c = 9.5 \text{ mm}$

Tiempo de residencia: $\tau = 0.1 \text{ s}$

Caudal volumétrico de producto a la entrada del reactor: $q_{ent} = 20523 \text{ m}^3/\text{h}$

Porosidad del catalizador: $\varepsilon_c = 0.15$

Con todos estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Volumen libre de reactor:

$$\tau = \frac{V_l}{q_{ent}}; V_l = q_{ent} \cdot \tau = \frac{20523}{3600} \cdot 0.1 = 0.57 \text{ m}^3$$

- Volumen real de reactor (teniendo en cuenta el lecho fijo de catalizador):

$$\varepsilon_c = \frac{V_l}{V_r}; V_r = \frac{V_l}{\varepsilon_c} = \frac{0.57}{0.15} = 3.8 \text{ m}^3$$

- Número de tubos:

$$V_r = \frac{\pi}{4} \cdot D_1^2 \cdot L \cdot N_t; N_t = \frac{V_r}{\frac{\pi}{4} \cdot D_1^2 \cdot L} = \frac{3.8}{\frac{\pi}{4} \cdot 0.020574^2 \cdot 3.6576} = 3125 \text{ tubos}$$

- Área de intercambio de calor en el reactor:

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot L \cdot N_t; A = \pi \cdot 0.020574 \cdot 3.6576 \cdot 3125 = 738.780 \text{ m}^2$$

- Diámetro interno de la carcasa del reactor:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \sqrt{\frac{A \cdot \left(\frac{P_t}{D_2}\right)^2 \cdot D_2}{L}}$$

Donde en la ecuación anterior, las constantes son las siguientes (Kakaç & Liu):

Constante de disposición de los tubos, $CL = 1.0$ (para una distribución cuadrada)

Constante del paso de los tubos, $CTP = 0.93$ (para un sólo paso de tubo)

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior obtenemos:

$$D_{1c} = 0.637 \cdot \sqrt{\frac{1.0}{0.93}} \cdot \sqrt{\frac{738.780 \cdot \left(\frac{0.0508}{0.0254}\right)^2 \cdot 0.0254}{3.6576}} = 2.9923 \text{ m}$$

- Diámetro externo de la carcasa del reactor:

$$D_{2c} = D_{1c} + 2 \cdot e_c = 2.9923 + 2 \cdot 0.0095 = 3.0113 \text{ m}$$

- Altura del reactor:

$$H = L + 0.1 \cdot L; H = 3.6576 + 0.1 \cdot 3.6576 = 4.0234 \text{ m}$$

- Razón de esbeltez del reactor:

$$R_{H/D} = \frac{H}{D_{2c}} = \frac{4.0234}{3.0113} = 1.333$$

- Calor intercambiado en el reactor:

$$q = \frac{m_{n-but}}{Mm_{n-but}} \cdot (\eta_1 \cdot \Delta H_1 + \eta_2 \cdot \Delta H_2 + \eta_3 \cdot \Delta H_3 + \eta_4 \cdot \Delta H_4) - m_{prod} \cdot Cp_{prod,265^\circ C} \cdot (T_f - T_i);$$

$$q = \frac{1263}{0.058} \cdot (0.595 \cdot 1240 + 0.238 \cdot 2091.5 + 0.0085 \cdot 1329.5 + 0.0085 \cdot 1819.5) - 37037 \cdot 1.1221 \cdot (410 - 120);$$

$$q = 15436445 \text{ kJ/h}$$

- Temperatura de entrada del fluido refrigerante:

$$q = m_{sales} \cdot Cp_{sales,275^\circ C} \cdot (T_{f,sales} - T_{i,sales});$$

$$T_{i,sales} = T_{f,sales} - \frac{q}{m_{sales} \cdot Cp_{sales,275^\circ C}} = 330 - \frac{15436445}{100000 \cdot 1.56} = 231 \text{ }^\circ C$$

- Diseño del sistema de agitación:

Continuamos ahora nuestro diseño del reactor calculando el sistema de agitación del medio refrigerante, la mezcla de sales fundidas. Para ello necesitamos conocer algunos datos referentes a las propiedades de dicha mezcla a la temperatura más baja de trabajo del sistema, ya que estas condiciones siempre serán las más desfavorables para la agitación. Dichas propiedades las mostramos a continuación:

$$\rho_{sales,231^\circ C} = 2790 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{sales,231^\circ C} = 1.940 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Dada la razón de esbeltez del reactor, inferior a 1.5, sólo se necesita un rotor para el agitador.

Como la mezcla reaccionante tiene una viscosidad muy baja, inferior a 0.5 Pa·s, como rotor del agitador utilizaremos una turbina de paletas planas de diámetro de rotor:

$$D_a = 0.50 \cdot D_{1c} = 0.50 \cdot 3 = 1.50 \text{ m}$$

También calculamos la anchura de la paleta de agitación como:

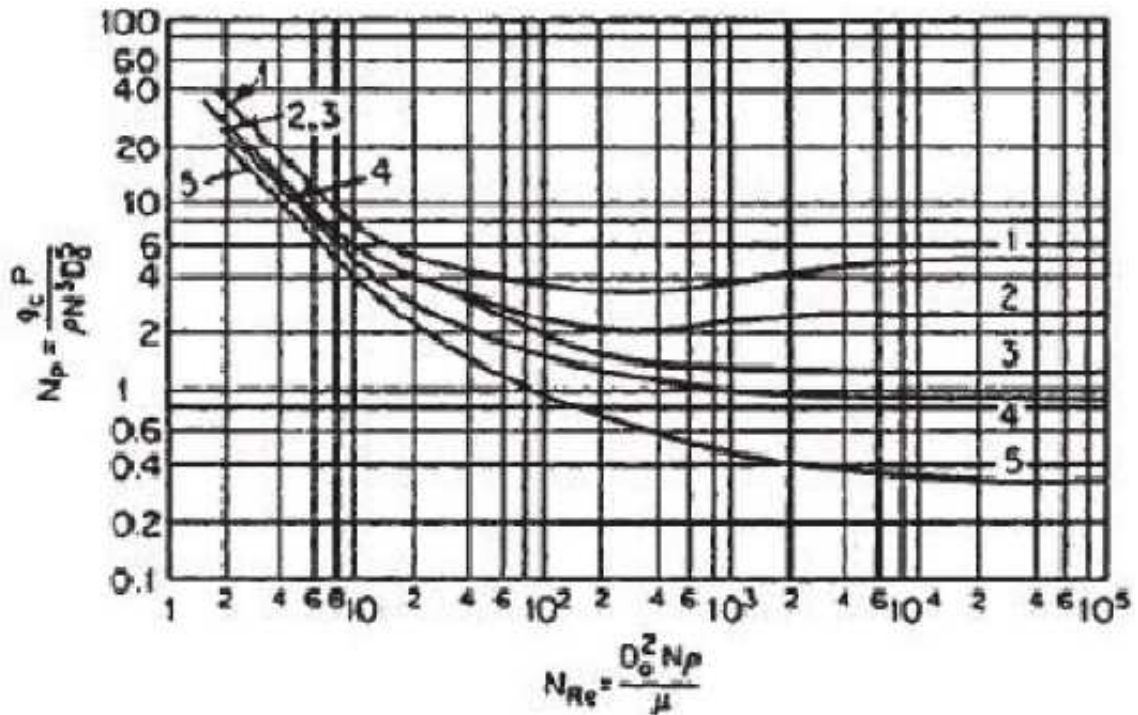
$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{1.50}{5} = 0.30 \text{ m}$$

Conocido el diámetro del agitador y suponiendo una velocidad de giro de 100 rpm, podemos calcular el Re mediante la siguiente expresión:

$$Re = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = \frac{1.50^2 \cdot \frac{100}{60} \cdot 2790}{1.940 \cdot 10^{-3}} = 5393041$$

Con este dato de Re podemos irnos a la figura 20, y mirando la curva 1 que es la correspondiente a nuestro agitador, obtenemos un número de potencia de 5.

Figura 20. Representación del número de potencia en función del número de Reynolds para distintos tipos de agitadores. Perry (2001)



Y finalmente calculamos la potencia del agitador mediante la ecuación:

$$N_p = \frac{P}{D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho}; P = N_p \cdot D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho = 5 \cdot 1.50^5 \cdot \left(\frac{100}{60}\right)^3 \cdot 2790 = 490430 \text{ W} \approx 490 \text{ kW}$$

- SOPLANTE

| | |
|-----------------------------|----------|
| Equipo: | Soplante |
| Referencia: | COM-201 |
| Producto de trabajo: | Aire |

El parámetro fundamental de diseño de una soplante es la potencia de la misma. Para su cálculo conocemos los siguientes datos:

$$R = 8.314 \text{ J}/(\text{K} \cdot \text{mol})$$

$$C_{v,\text{aire},20^\circ\text{C}} = 729.88 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$k = C_p/C_v = 1.3994$$

$$Z = 0.9997$$

$$M_m = 0.02875 \text{ kg/mol}$$

$$m = 35774 \text{ kg/h} = 9.937 \text{ kg/s}$$

$$P_{\text{ent}} = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{ent}} = 20 \text{ }^\circ\text{C} = 293.15 \text{ K}$$

$$P_{\text{sal}} = 2.2 \text{ atm}$$

Con ellos, suponiendo una compresión adiabática y un rendimiento de la soplante del 75 %, ya podemos proceder con el cálculo de los parámetros principales y dimensionamiento básico del equipo:

- Trabajo de la soplante:

$$W = \frac{k}{k-1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T_{\text{ent}}}{M_m} \cdot \left(\left(\frac{P_{\text{sal}}}{P_{\text{ent}}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right);$$

$$W = \frac{1.3994}{1.3994-1} \cdot \frac{0.9997 \cdot 8.314 \cdot 293.15}{0.02875} \cdot \left(\left(\frac{2.2}{1} \right)^{\frac{1.3994-1}{1.3994}} - 1 \right) = 74936.1 \text{ J/kg}$$

- Potencia de la soplante:

$$N_b = \frac{W \cdot m}{\eta} = \frac{74936.1 \cdot 9.937}{0.75} = 992853 \text{ J/s} = 993 \text{ kW}$$

Por lo que, para nuestro diseño preliminar, podemos suponer que la potencia de la soplante será de 1000 kW.

Además, podemos hacer un cálculo estimativo de la temperatura de salida de la soplante mediante la siguiente expresión:

$$T_{sal} = T_{ent} \cdot \left(\frac{P_{sal}}{P_{ent}} \right)^{\frac{k-1}{k}} + \frac{1-\eta}{\eta} \cdot \frac{W}{Cv};$$

$$T_{sal} = 293.15 \cdot \left(\frac{2.2}{1} \right)^{\frac{1.3994-1}{1.3994}} + \frac{1-0.75}{0.75} \cdot \frac{74936.1}{729.88} = 401.2 \text{ K} = 128.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- TANQUES DE ALMACENAMIENTO

| | |
|-------------------------------|---|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de materia prima |
| Referencia: | T-201 |
| Producto que almacena: | <i>n</i> -butano |

El *n*-butano se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de materia prima a temperatura ambiente, aproximadamente 20 °C, y a una presión de 5 atm. En estas condiciones el *n*-butano se encuentra en estado líquido, con una densidad de 578.8 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 1263 kg/h que se consumen de *n*-butano entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 2.18 m³/h. Con este consumo volumétrico a la hora, diariamente se necesitarán 52.37 m³.

Se optará por colocar ocho depósitos de 100 m³, de forma que tengamos en planta materia prima para algo más de 15 días de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 100}{\pi}} = 4 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 4 = 8 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 4.25 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|----------------------------------|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de agua |
| Referencia: | T-202 |
| Producto que almacena: | Agua |

En nuestra planta vamos a tener un consumo de agua importante, fundamentalmente por las necesidades de refrigeración de nuestro proceso que, al ser tan exotérmico, tenemos que refrigerar continuamente. Aunque este agua de refrigeración la tomaremos directamente de la red, contaremos con una serie de depósitos de almacenamiento para que, en caso de posibles cortes en el suministro, contemos con agua suficiente para poder refrigerar el proceso. En caso contrario, si se produjese un corte de suministro en la red, no tendríamos agua de refrigeración por lo que las temperaturas se podrían disparar y provocar un accidente en la planta.

El agua se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de agua a temperatura ambiente, aproximadamente 20 °C, y a una presión de 3 atm. En estas condiciones el agua se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1000 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 30000 kg/h que aproximadamente se consumen de agua entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 30 m³/h.

Se optará por colocar doce depósitos de 100 m³, de forma que tengamos en planta agua suficiente para unas 40 horas aproximadamente. De esta forma, en caso de haber un corte de agua por avería o por alguna otra razón, la planta puede continuar operando durante todo ese tiempo sin ningún problema. Y en el caso de que, por cualquier motivo, el corte del suministro de agua se prolongase, habría tiempo más que suficiente para parar el proceso de producción y enfriar los equipos correctamente sin entrañar ningún tipo de peligro. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 100}{\pi}} = 4 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 4 = 8 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 4.25 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de disolvente |
| Referencia: | T-203 |
| Producto que almacena: | Ftalato de dibutilo |

El ftalato de dibutilo que se utiliza en la columna de absorción para separar el AM del resto de componentes gaseosos que salen del reactor, a medida que se vaya llevando a cabo el proceso, se irá contaminando con otras sustancias presentes en la instalación. Por ello, es necesario realizar una pequeña purga de disolvente que, evidentemente, deberemos ir reponiendo continuamente. De esta forma, en el sistema siempre tendremos un ftalato de dibutilo lo suficientemente puro.

Este ftalato de dibutilo que deberemos de ir reponiendo continuamente se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de disolvente, T-203, a temperatura ambiente, aproximadamente 20 °C, y a una presión de 2.5 atm. En estas condiciones el ftalato de dibutilo se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1045.6 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 10 kg/h de ftalato de dibutilo que se van a reponer entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.0096 m³/h. Con este consumo volumétrico a la hora, diariamente se necesitarán 0.230 m³.

Se optará por colocar dos depósitos de 10 m³, de forma que podamos almacenar en planta disolvente para algo menos de tres meses de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10}{\pi}} = 1.85 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 1.85 = 3.7 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|------------------|
| Equipo: | Vaporizador |
| Referencia: | T-204 |
| Producto que contiene: | <i>n</i> -butano |

Aunque este equipo no es un tanque de almacenamiento propiamente dicho, pero sí que es un depósito que contará con un serpentín interior, I-201, en el que, por expansión y posterior calentamiento, se producirá la vaporización del *n*-butano. Por tanto, a efectos de su dimensionamiento, lo trataremos como si fuese un depósito de producto.

Según hemos calculado en los balances de materia y energía anteriores, el caudal volumétrico de *n*-butano vaporizado a la salida del equipo es de 150 m³/h o, lo que es lo mismo, 2.5 m³/min. Si suponemos que el tiempo de retención del vaporizador es de 5 minutos, esto es, el *n*-butano permanecerá en el interior del recipiente durante 5 minutos, el volumen de dicho recipiente tiene que ser de 12.5 m³. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del vaporizador:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 12.5}{\pi}} = 2 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 2 = 4 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el vaporizador tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Además, en su interior estará el serpentín que aumentará la temperatura del *n*-butano para su vaporización, serpentín que ocupará también un volumen determinado. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2,25 m para poder compensar esas pérdidas de volumen.

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de producto terminado |
| Referencia: | T-205 |
| Producto que almacena: | AM puro (> 99.8 %) |

El AM puro se va a almacenar en el tanque de almacenamiento de producto terminado a una temperatura de 60 °C aproximadamente, y a una presión de 1.75 atm. En estas condiciones el AM puro se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1313.3 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 1253 kg/h de producto terminado producido entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.95 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 22.90 m³.

Se optará por colocar seis depósitos de 200 m³, de forma que podamos almacenar en planta producto terminado durante aproximadamente 52 días de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 200}{\pi}} = 5 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 5 = 10 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 5.25 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de residuos |
| Referencia: | T-206 |
| Producto que almacena: | Residuos, compuestos más ligeros que el AM |

Los subproductos se van a almacenar en el tanque de almacenamiento de residuos a una temperatura de 25 °C aproximadamente, y a una presión de 1.75 atm, a la espera de que una empresa de tratamiento de residuos nos retire estos subproductos. En estas condiciones los residuos se encuentran en estado líquido, con una densidad de 1017.4 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 13 kg/h de subproductos producidos entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.013 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 0.312 m³.

Se optará por colocar un depósito de 20 m³, de forma que podamos almacenar en planta residuos durante algo más de 2 meses de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 20}{\pi}} = 2.34 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 2.34 = 4.68 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2.5 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

| | |
|-------------------------------|--|
| Equipo: | Tanque de almacenamiento de residuos |
| Referencia: | T-207 |
| Producto que almacena: | Residuos, purga de ftalato de dibutilo |

El ftalato de dibutilo purgado se va a almacenar en otro tanque de almacenamiento de residuos a una temperatura de 25 °C aproximadamente, y a una presión de 1.75 atm, a la espera de que una empresa de tratamiento de residuos nos retire este disolvente. En estas condiciones el residuo se encuentra en estado líquido, con una densidad de 1041.6 kg/m³. Por tanto, dividiendo los 10 kg/h de disolvente purgado entre su densidad, obtenemos un caudal volumétrico de 0.0096 m³/h. Con esta cantidad volumétrica producida a la hora, diariamente se necesitarán almacenar 0.230 m³.

Se optará por colocar un depósito de 10 m³, de forma que podamos almacenar en planta disolvente para algo menos de mes y medio de producción. Seguidamente se calculan las dimensiones de la unidad. Tomando 2 como la razón de esbeltez, se halla la altura y el diámetro del depósito:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (2 \cdot D)}{4} = \frac{\pi \cdot D^3}{2}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10}{\pi}} = 1.85 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 2; H = 2 \cdot D = 2 \cdot 1.85 = 3.7 \text{ m}$$

Para este cálculo hemos supuesto que el tanque tendrá forma cilíndrica, cosa que no es totalmente cierta ya que la cabeza y el fondo tendrán forma elipsoidal. Por este motivo vamos a tomar como diámetro de la unidad 2 m para poder compensar esa pérdida de volumen.

3.4.5. Dimensionamiento de instalaciones y servicios auxiliares

Anteriormente se han dimensionado los equipos necesarios en nuestro proceso. A continuación se estimarán, de forma razonada, las necesidades de espacio de cada una de las instalaciones de la planta, así como de los servicios auxiliares:

- ALMACÉN DE MATERIAS PRIMAS

*** Almacenamiento de productos inflamables o combustibles:**

En la planta se manejan dos productos que son inflamables o combustibles: el *n*-butano y el ftalato de dibutilo. Para el almacenamiento de productos inflamables o combustibles tenemos que aplicar la normativa correspondiente, el Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el “Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias”. Concretamente, la instrucción técnica complementaria número 1 de dicho Real Decreto (ITC MIE-APQ-1), titulada *Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles*, es la normativa de aplicación para estas dos sustancias.

Según aparece en su ficha de datos de seguridad, el *n*-butano es una sustancia extremadamente inflamable, con un punto de inflamación de -60 °C. De acuerdo con el artículo 4 de la ITC MIE-APQ-1, *Clasificación de productos*, el *n*-butano es un compuesto de clase A2, esto es, es un producto licuado cuya presión absoluta de vapor a 15 °C es superior a 1 bar (concretamente de 1.77 bar) y se almacena licuado a una temperatura superior a 0 °C. Este compuesto se almacena en ocho depósitos de 4.25 m de diámetro y 8 m de altura. En el cuadro II-5 de la normativa citada anteriormente, que reproducimos a continuación, se indican las distancias mínimas que han de existir entre las paredes de los recipientes de almacenamiento de los productos químicos:

CUADRO II-5

Distancia entre paredes de recipientes

| Clase de producto | Tipos de recipiente sobre los que se aplica la distancia | Distancia mínima (D = Dimensión según notas 1 y 6) |
|---------------------|---|--|
| A/A1 | Entre recipientes de subclase A1. | 1/2 de la suma de los diámetros de los recipientes. |
| | A recipientes para productos de las clases A2, B, C ó D. | D (mínimo: 15 metros). |
| A/A2 | Entre recipientes a presión para productos de la subclase A2. | 1/4 de la suma de los diámetros de los recipientes con un mínimo de 2 metros. |
| | A recipientes para productos de las clases B, C ó D. | D (mínimo: 15 metros). Nota 2. |
| B | A recipientes para productos de las clases B, C ó D. | 0,5 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 25 metros si es superior. |
| C | A recipientes para productos de las clases C ó D. | 0,3 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 17 metros si es superior. |
| D | A recipientes para productos de clase D. 0,25 D (mínimo: 1,5 metros). | Notas 3, 4 y 5. |
| Líquidos inestables | A recipientes para productos de cualquier clase. | D (mínimos: Los indicados arriba según su clasificación A1, A2, B, C ó D). |

Luego, según se indica en la normativa, la distancia mínima entre los distintos tanques de almacenamiento de *n*-butano será de 8.5 m.

Según aparece en su ficha de datos de seguridad, el ftalato de dibutilo es una sustancia combustible, con un punto de inflamación de 157 °C. De acuerdo con el artículo 4 de la ITC MIE-APQ-1, *Clasificación de productos*, el ftalato de dibutilo es un compuesto de clase D, esto es, es un producto cuyo punto de inflamación es superior a 100 °C. Este compuesto se almacena en dos pequeños depósitos de 2 m de diámetro y 3.7 m de altura. En el cuadro II-5 de la normativa citada anteriormente, que reproducimos más arriba, se indican las distancias mínimas que han de existir entre las paredes de los recipientes de almacenamiento de los productos químicos. Según este cuadro, la distancia mínima entre los tanques de almacenamiento de ftalato de dibutilo será de 1.5 m.

En la misma normativa señalada anteriormente, en su artículo 17 se recogen las *Distancias entre instalaciones en general*. En este artículo aparece el cuadro II-1 en el que se indican las distancias mínimas entre distintas instalaciones fijas de superficie en almacenamientos, que mostramos a continuación:

CUADRO II.1

Distancia en metros (11) entre instalaciones fijas de superficie en almacenamientos con capacidad superior a 50.000 m³

| | | | | | | | | | | | | |
|-----|-----------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|------------|------------|-----------|-----|---|--|
| 1 | (1) | | | | | | | | | | | |
| 2 | (3) 20 | (2) | | | | | | | | | | |
| 3.1 | 60 (4) 30 | (6) | | | | | | | | | | |
| 3.2 | 30 (4) 15 | (6) | (6) | | | | | | | | | |
| 3.3 | 30 (4) 15 | (6) | (6) | (6) | | | | | | | | |
| 3.4 | 10 (4) 10 | (6) | (6) | (6) | (6) | | | | | | | |
| 4.1 | 60 (5) 30 | (7) 30 | (7) 30 | (7) 30 | (7) 30 | (2) | | | | | | |
| 4.2 | 30 (5) 20 | (7) 30 | (7) 20 | (7) 15 | (7) 15 | (12) 30 | (2) | | | | | |
| 4.3 | 20 (5) 15 | (7) 25 | (7) 20 | (7) 15 | (7) 10 | (2) | (2) | (2) | | | | |
| 5 | 30 (3) 15 | 30 | 20 | 15 | 10 | 30 | 20 | 15 | (1) | | | |
| 6 | (1) 30 | 60 | 30 | 20 | 20 | 60 | 20 | 15 | 30 | (1) | | |
| 7 | (1) 20 | 60 | 30 | 20 | 15 | 40 | 20 | 15 | 20 | (8) | | |
| 8 | (1) 20 | 60 | 30 | 25 | 10 | 30 | 30 | 25 | 20 | 20 | | |
| (9) | (1) 15 | 30 | 20 | 15 | 10 | 30 | 20 | 15 | (9) 20 | (8) | | |
| 10 | (1) 20 | 60 | 30 | 25 | 10 | 60 | (10) 40 | (10) 20 | 20 | (8) | | |
| 11 | (1) 30 | 100 | 60 | 40 | 20 | 100 | 60 | 30 | 40 | (8) | | |
| | 1 | 2 | 3.1 | 3.2 | 3.3 | 3.4 | 4.1 | 4.2 | 4.3 | 5 | 6 | |

1. Unidades de proceso.
2. Estaciones de bombeo y compresores.
- 3.1 Recipientes de almacenamiento. Clase A (Paredes del tanque).
- 3.2 Recipientes de almacenamiento. Clase B (Paredes del tanque).
- 3.3 Recipientes de almacenamiento. Clase C (Paredes del tanque).
- 3.4 Recipientes de almacenamiento. Clase D (Paredes del tanque).
- 4.1 Cargaderos. Clase A.
- 4.2 Cargaderos. Clase B.
- 4.3 Cargaderos. Clases C y D.
5. Balsas separadoras.
6. Zonas de fuego abierto.
7. Edificios administrativos y sociales, laboratorios, talleres, almacenes y otros edificios independientes.
8. Estaciones de bombeo de agua contra incendios.
9. Vallado de la planta.
10. Límites de propiedades exteriores en las que pueda edificarse y vías de comunicación públicas.
11. Locales y establecimientos exteriores de pública concurrencia.

Al ser la capacidad de almacenamiento global de nuestro almacén inferior a 50000 m³, a las distancias señaladas anteriormente tenemos que aplicarle un coeficiente de reducción que se recoge en el cuadro II-2. Como nuestra capacidad de almacenamiento global está comprendida entre los 500 y los 1000 m³, el coeficiente de reducción a aplicar es de 0.65. De esta forma, podemos calcular las siguientes distancias:

- Los equipos de proceso deben situarse a 13 m de las estaciones de bombeo y compresores y a 40 m de los depósitos de almacenamiento de materias primas y de la zona de carga y descarga de las mismas.

- Las estaciones de bombeo y compresores han de situarse a 20 m de los tanques de almacenamiento de materias primas y de la zona de carga y descarga de las mismas, a 20 m de la sala de calderas, a 13 m del resto de edificios, a 10 m del vallado de la planta y a 13 m de los límites de las propiedades exteriores en las que se pueda edificar y vías de comunicación públicas.

- Los tanques de almacenamiento de materias primas deben situarse a 20 m de la zona de carga y descarga de las mismas, a 40 m de la sala de calderas y del resto de edificios, a 20 m del vallado de la planta y a 40 m de los límites de las propiedades exteriores en las que se pueda edificar y vías de comunicación públicas.

- La zona de carga y descarga de las materias primas ha de situarse a 40 m de la sala de calderas y a 26 m del resto de edificios, a 20 m del vallado de la planta y a 40 m de los límites de las propiedades exteriores en las que se pueda edificar y vías de comunicación públicas.

*** Almacenamiento de productos no inflamables:**

El único almacenamiento de productos no inflamables de que disponemos en la planta es el agua de proceso. Como ya calculamos anteriormente, ésta se almacenará en doce depósitos de 4.25 m de diámetro y 8 m de altura, dejando entre cada uno de ellos una distancia de 1.5 m, espacio suficiente para posibilitar el tránsito entre ellos y facilitar el acceso.

En total podríamos estimar el espacio para el almacenamiento de materias primas en una superficie de 1750 m².

• SECCIÓN DE PRODUCCIÓN

Esta zona albergará los equipos correspondientes a esta parte del proceso, que ya fueron dimensionados anteriormente. Se dejarán pasillos lo suficientemente grandes entre los equipos y entre éstos y las paredes como para que, en caso de avería o necesidad de reparación en algún momento, sea posible acceder a los equipos fácilmente. Éstos no estarán situados a menos de 5 m de distancia entre ellos. Calculamos que la superficie de esta sección debe ser de 2250 m².

- SECCIÓN DE SEPARACIÓN

Esta zona albergará los equipos correspondientes a esta parte del proceso, que ya fueron dimensionados anteriormente. Se dejarán pasillos lo suficientemente grandes entre los equipos y entre éstos y las paredes como para que, en caso de avería o necesidad de reparación en algún momento, sea posible acceder a los equipos fácilmente. Éstos no estarán situados a menos de 5 m de distancia entre ellos. Calculamos que la superficie de esta sección debe ser de 1750 m².

- SECCIÓN DE PURIFICACIÓN

Esta zona albergará los equipos correspondientes a esta parte del proceso, que ya fueron dimensionados anteriormente. Se dejarán pasillos lo suficientemente grandes entre los equipos y entre éstos y las paredes como para que, en caso de avería o necesidad de reparación en algún momento, sea posible acceder a los equipos fácilmente. Éstos no estarán situados a menos de 5 m de distancia entre ellos. Calculamos que la superficie de esta sección debe ser de 1750 m².

- ALMACÉN DE PRODUCTO TERMINADO

Según aparece en su ficha de datos de seguridad, el AM es una sustancia combustible, con un punto de inflamación de 102 °C. De acuerdo con el artículo 4 de la ITC MIE-APQ-1, *Clasificación de productos*, el AM es un compuesto de clase D, esto es, es un producto cuyo punto de inflamación es superior a 100 °C. Este compuesto se almacena en seis depósitos de 5.25 m de diámetro y 10 m de altura. En el cuadro II-5 de la normativa citada anteriormente, que reproducimos más arriba, se indican las distancias mínimas que han de existir entre las paredes de los recipientes de almacenamiento de los productos químicos. Según este cuadro, la distancia mínima entre los distintos tanques de almacenamiento de AM será de 1.5 m.

El almacén de producto terminado ocupará una superficie de 400 m².

- ALMACÉN DE RESIDUOS

En el almacén de residuos se van a guardar, a la espera de su retirada por una empresa especializada, tres compuestos distintos: los compuestos más ligeros que el AM, que se obtienen por la cabeza de la columna de destilación 2; la purga de ftalato de dibutilo y los cristales de ácido fumárico. Los dos primeros son líquidos, por lo que se almacenan en sus respectivos depósitos que, al ser compuestos inflamables y combustibles, especialmente los más ligeros que el AM, estarán separados por 2 m de distancia entre sí y respecto a las paredes. El ácido fumárico es un sólido que se irá echando en sacos. Éstos serán amontonados en el almacén hasta que sean retirados.

El almacén de residuos ocupará una superficie de 100 m².

- **EDIFICIO DE ADMINISTRACIÓN Y PERSONAL**

Este edificio albergará la recepción, que deberá ser amplia para causar una buena impresión a las visitas, los clientes, etc. (40 m²); el salón de usos múltiples, que contendrá una mesa grande para las reuniones y una pantalla de proyección para las visitas, las ponencias, etc. (60 m²); las oficinas, donde trabajarán los directivos de la planta y el personal administrativo (400 m²); los aseos, tanto masculinos como femeninos (50 m²); la sala de limpieza, donde se guardarán los carritos, los materiales y los productos necesarios para la limpieza de las instalaciones (10 m²) y el comedor, con sus correspondientes mesas, barra y electrodomésticos (200 m²). Todo ello hace un total de 760 m² de superficie. Este edificio lo haremos en dos plantas, por lo que la superficie de terreno necesaria será la mitad, 380 m².

- **VESTUARIOS Y SERVICIOS SANITARIOS**

En este edificio se encontrarán los vestuarios, tanto masculinos como femeninos, con sus correspondientes duchas, bancos para calzarse y descalzarse y taquillas (100 m²) y una sala para albergar los servicios sanitarios mínimos, que estará dotada con todo lo necesario para la atención de posibles heridos en caso de accidentes y realización de primeros auxilios mientras llegan los servicios sanitarios de la zona correspondiente (50 m²). Además, será aquí donde se pase la revisión periódica a los trabajadores de la planta. Su superficie total será de 150 m².

- **EDIFICIO DE CONTROL**

Este edificio contendrá la sala de control de la planta, donde se controlará la marcha del proceso (30 m²) y los laboratorios de control de calidad de la materia prima y del producto terminado (96 m²). Su superficie total será de 126 m².

- **EDIFICIO DE DISTRIBUCIÓN ELÉCTRICA**

Este edificio es el que contendrá el Centro de Transformación de la planta. Tendrá una superficie de 85 m².

- **MUELLE DE CARGA Y DESCARGA**

Va a ser rectangular de 4 m de ancho y 12 m de largo para cada camión que tenga que entrar a él, teniendo una superficie total de 290 m². Contendrá distintas bocas para la conexión de las mangueras de los camiones que permitirá la carga y descarga de los mismos. Estas bocas estarán conectadas mediante conducciones con los almacenes correspondientes. Haremos un muelle para la descarga de las materias primas y otro para la carga de los productos y los residuos.

- APARCAMIENTOS

Vamos a hacer 90 aparcamientos rectangulares, siendo 5 de ellos especiales para personas minusválidas, lo que ocupará una superficie de 2500 m².

- ACCESO A LA FÁBRICA

La planta contará con dos accesos contiguos pero independientes: uno de ellos para los camiones de carga y descarga de productos y el otro para el personal que trabaja en las instalaciones. El acceso para los camiones contará con una casetilla de vigilancia para controlar la entrada y salida de vehículos de las mismas. Pasado este control habrá dos básculas distintas, una para la entrada y otra para la salida, donde se controlará el peso de los camiones en ambos momentos. Contará además con una nueva casetilla donde se controlará y registrarán estas medidas. Además, la entrada del personal de la fábrica contará con una barrera de forma que sólo se permita el acceso al personal debidamente autorizado. Es decir, el acceso a la fábrica contará con una superficie total de 500 m².

- EDIFICIO DE MANTENIMIENTO Y TALLER

En este edificio se encontrará el taller. En él habrá un almacén con los recambios y piezas de repuesto más comunes de los equipos, y una zona de trabajo donde estará la maquinaria correspondiente para realizar las reparaciones y el mantenimiento de las instalaciones. Ocupará un área total de 150 m².

- SALA DE CALDERAS

Nuestro proceso de producción es lo suficientemente exotérmico como para cubrir sobradamente todas las necesidades de vapor de calefacción. Sin embargo, cuando se realiza la puesta en funcionamiento de la planta tras una parada por avería, mantenimiento, limpieza, etc. necesitamos una cierta cantidad de vapor de calefacción que el propio proceso no nos lo puede dar al encontrarse parado. Por ese motivo, necesitamos una caldera auxiliar que nos proporcione el calor de calefacción necesario para el arranque de la planta tras una parada.

A la vista de los datos obtenidos durante el dimensionamiento de los equipos, podemos decir que el consumo de vapor necesario en la instalación para su arranque es de 2500 kg/h de vapor saturado a 5 atm. Si suponemos que el agua entra a la caldera a temperatura ambiente, a unos 20 °C, en ella deberemos aportarle calor suficiente como para aumentar su temperatura hasta la de saturación a esa presión, 152.5 °C, y posteriormente debe producirse el cambio de estado. A continuación mostramos algunos datos que necesitamos para el cálculo:

$$C_{p_{\text{agua},85^{\circ}\text{C}}} = 4.2015 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$$

$$\lambda_{\text{agua},5\text{atm}} = 2113 \text{ kJ/kg}$$

Con estos datos, ya podemos proceder con el cálculo de la necesidad de calor a aportar:

$$Q = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua},85^{\circ}\text{C}}} \cdot (T_f - T_i) + m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{agua},5\text{atm}} ;$$

$$Q = 2500 \cdot 4.2015 \cdot (152.5 - 20) + 2500 \cdot 2113 = 6674247 \text{ kJ/h}$$

Suponemos un rendimiento de la caldera del 80 %. El combustible que pretendemos usar es biodiesel para que toda la fábrica trabaje de la forma más medioambientalmente respetuosa posible. Si se utiliza biodiesel de potencia calorífica superior de 41700 kJ/kg se necesitan:

$$\eta = \frac{Q}{m_{\text{comb}} \cdot PC_{\text{superior}}} ; m_{\text{comb}} = \frac{Q}{\eta \cdot PC_{\text{superior}}} = \frac{6674247}{0.80 \cdot 41700} = 200 \text{ kg/h}$$

Finalmente, si suponemos que el tiempo de funcionamiento de la caldera al cabo del año es de 16 horas, el combustible consumido anualmente es de 3200 kg.

La sala de calderas tendrá una superficie de 100 m² y en ella se encontrará la caldera y el depósito de almacenamiento del combustible de la misma. Este edificio será independiente de la planta debido al riesgo de manejo de este equipo. Sólo deberá estar expuesto el personal necesario para la operación de la caldera en los momentos que se requieran, siempre contando con la protección adecuada.

Fuera de esta sala de calderas pero anexa a ella se encontrará el incinerador. Este equipo será de tipo antorcha y en él se quemarán los gases de salida del proceso, procedentes del lavador de gases.

3.4.6. Implantación

A continuación se va a situar cada componente de la fábrica en el lugar más adecuado. Para ello será necesario realizar la matriz de actividades, el diagrama de interrelación de actividades y el diagrama de interrelación de espacios. A partir de los datos obtenidos de ellos, se elaborará el plano de implantación general que se adjunta.

3.4.6.1. Matriz de actividades

Se va a representar una matriz de actividades para conocer la conveniencia de la proximidad física entre las diferentes actividades que se van a llevar a cabo. Las actividades que nosotros vamos a considerar son:

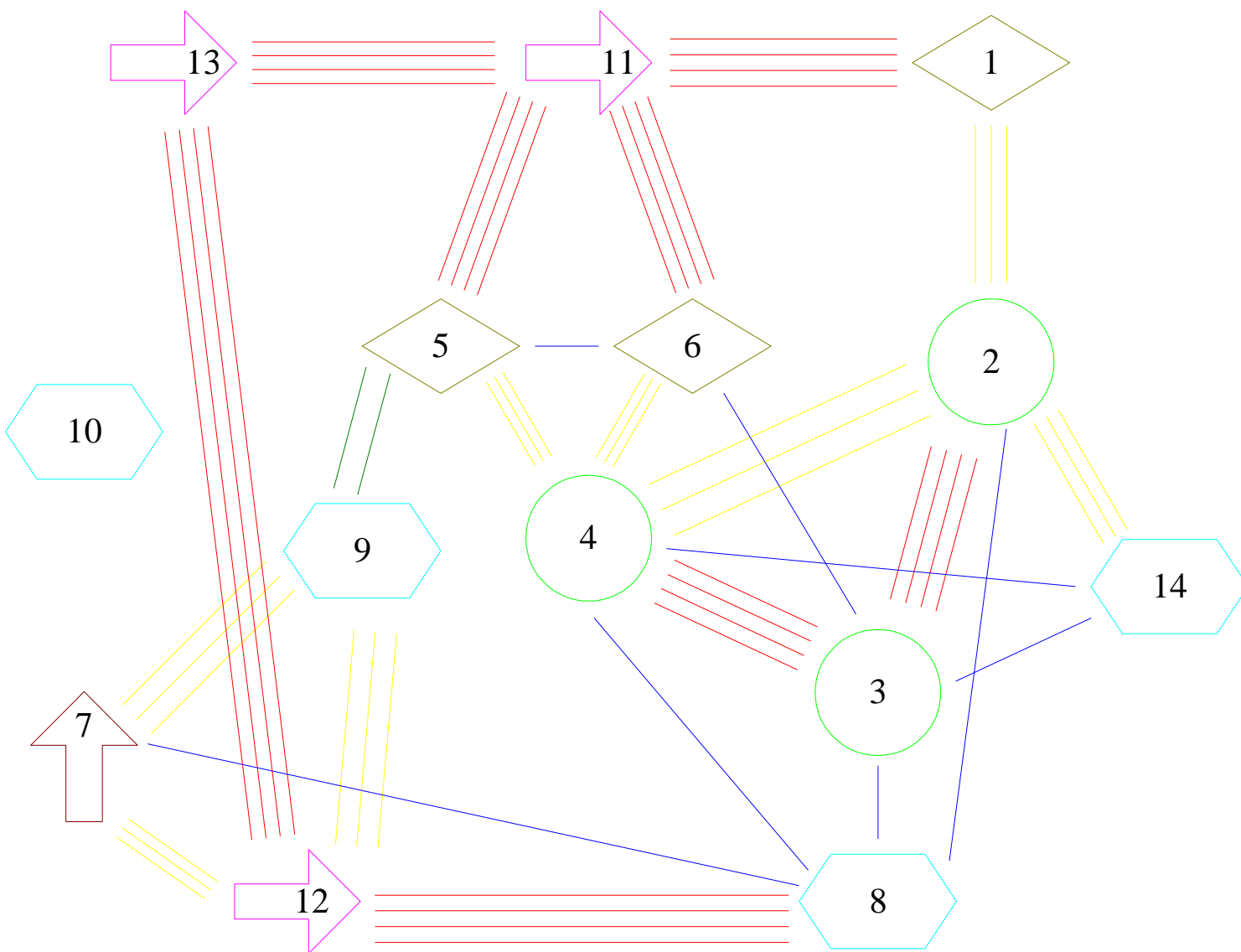
1. Almacén de materias primas.
2. Sección de producción.
3. Sección de separación.
4. Sección de purificación.
5. Almacén de producto terminado.
6. Almacén de residuos.
7. Edificio de administración y personal (albergará la recepción, el salón de usos múltiples, las oficinas, los aseos, la sala de limpieza y el comedor).
8. Vestuarios y servicios sanitarios.
9. Edificio de control (albergará la sala de control de la planta y los laboratorios de control de calidad).
10. Edificio de distribución eléctrica (albergará el Centro de Transformación de la planta).
11. Muelle de carga y descarga.
12. Aparcamientos.
13. Acceso a la fábrica.
14. Sala de calderas.

El edificio de mantenimiento y taller, al ser una actividad secundaria y menos relevante, se tendrá en cuenta en el plano de implantación, no en el diagrama de actividades.

La matriz de actividades es la siguiente:

3.4.6.2. Diagrama de interrelación de actividades

A continuación se va a elaborar el diagrama de interrelación de actividades según los criterios anteriormente indicados, lo que dará una idea de cómo se deben distribuir las actividades en la planta:

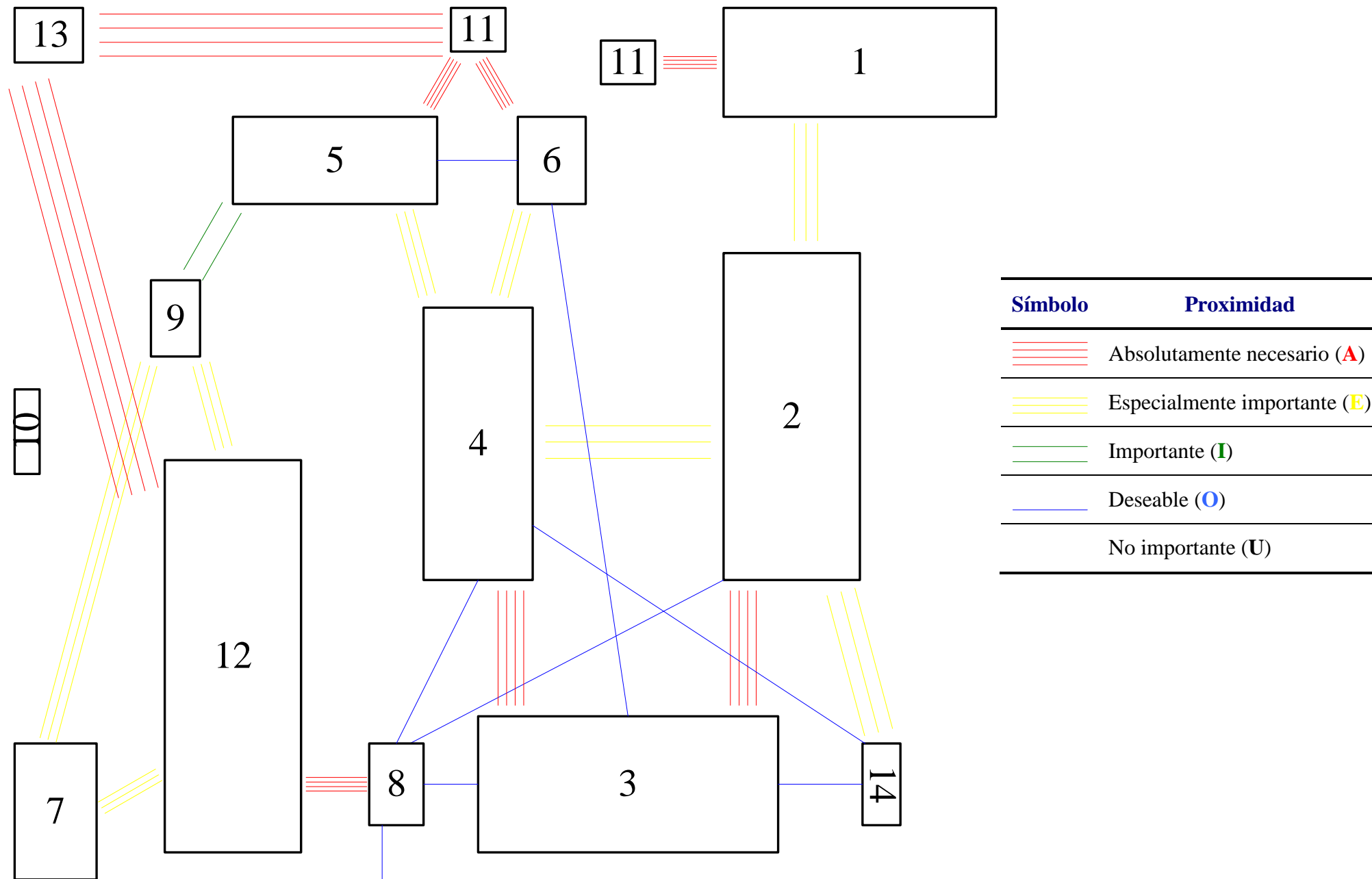


| Símbolo | Actividad |
|---------|----------------------------------|
| | Operación de fabricación |
| | Transporte, embarque y recepción |
| | Almacenaje |
| | Servicios |
| | Oficinas y otras actividades |

| Símbolo | Proximidad |
|---------|------------------------------|
| | Absolutamente necesario (A) |
| | Especialmente importante (E) |
| | Importante (I) |
| | Deseable (O) |
| | No importante (U) |

3.4.6.3. Diagrama de interrelación de espacios

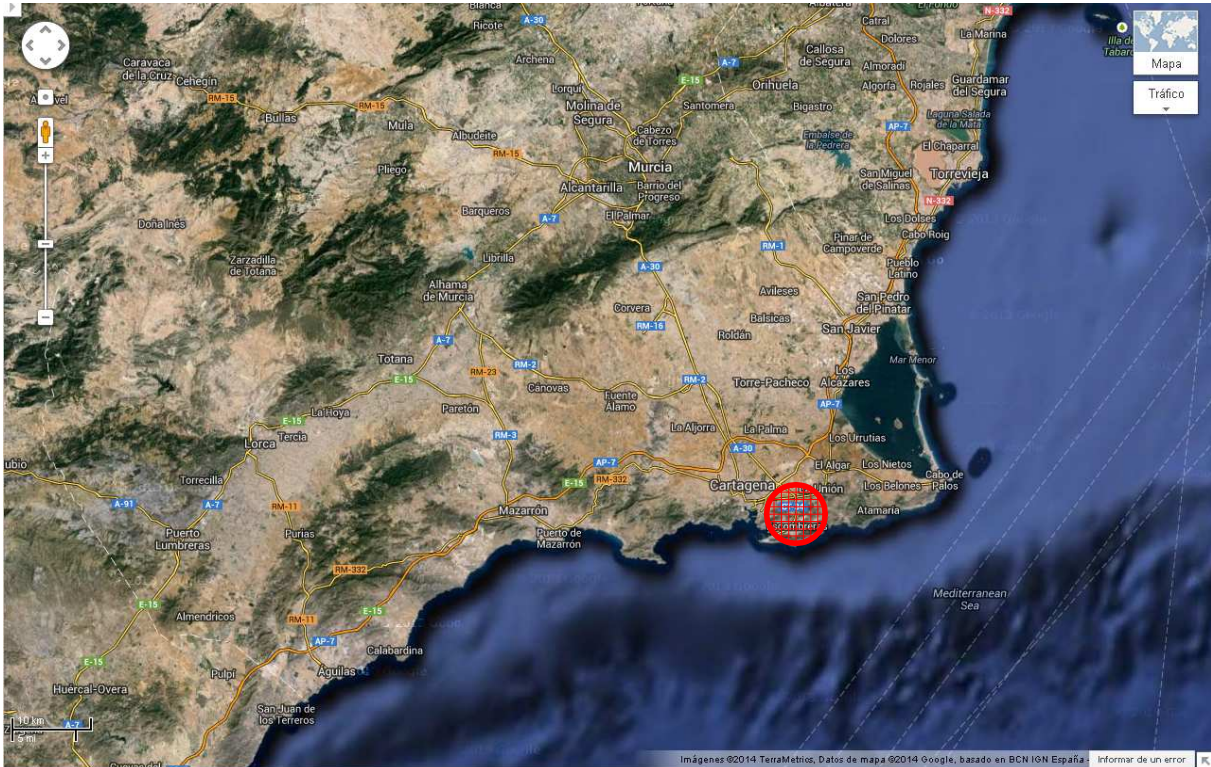
Una vez conocidas las necesidades de espacio, se representan las actividades de forma similar a lo realizado en el diagrama de interrelación de las mismas, pero en lugar de utilizar la simbología anterior, ahora se emplean rectángulos de sección proporcional al espacio necesario en la realidad. El diagrama quedaría como sigue:



3.4.6.4. Propuesta de emplazamiento de la planta

En la comarca de Cartagena existen diferentes polígonos industriales donde podríamos ubicar nuestra planta de producción: Cabezo Beaza, Los Camachos, Lo Bolarín, La Candelaria y Mazarrón. Siguiendo el criterio de situar nuestras instalaciones lo más cerca posible de la fuente de materias primas, la refinería de REPSOL en Cartagena, situaremos nuestra fábrica en el Valle de Escombreras. De esta forma disminuiríamos al máximo los costes de transporte de materia prima.

Figura 21. Localización del polígono industrial de Escombreras (Murcia).



Estudiando las ofertas de suelo industrial en el Valle de Escombreras se ha optado por una parcela de 40000 m², anexa a la refinería. Esta parcela dispone de red de alcantarillado, red de abastecimiento de agua y está muy bien comunicada al encontrarse a poco más de 100 m de la carretera CT-34, la autovía que comunica las autovías A-30 y CT-32, a su entrada en Cartagena, con Escombreras y la Refinería de Cartagena. La localización se muestra con más detalle en los planos correspondientes.

En cuanto al precio del suelo industrial en esta zona, debemos destacar que las grandes extensiones de terreno disponibles junto con el freno de la actividad económica que ha supuesto la crisis mundial que nos azota, ha empujado el precio de los solares a la baja. En concreto, la caída media del precio se sitúa en un 57 % desde el año 2007, cuando el precio llegó a situarse en 210 €/m². Aunque, según hemos podido averiguar, el área metropolitana de la capital murciana y el entorno de Cartagena son las zonas que poseen los precios más elevados, debido fundamentalmente a la sólida consolidación de su tejido industrial y al cada vez más escaso suelo industrial disponible. Actualmente, el precio de los terrenos en esta región oscila alrededor de los 90 € el metro cuadrado. Fuente: laverdad.es.

Figura 22. Parcela donde construiremos la planta de AM. Dirección General del Catastro (2014)



4. Estudio económico-financiero

4.1. Alternativa 1. Proceso de separación en medio acuoso

En este apartado se pretende estudiar la viabilidad económica de esta alternativa, describiéndose el modo de realizar la inversión y la evolución de los beneficios y de los gastos que genera la actividad propuesta.

Para ello calcularemos detalladamente los beneficios y los gastos y, finalmente, determinaremos la Tasa Interna de Retorno, T.I.R., que verificará la rentabilidad económica de esta planta de producción.

4.1.1. Estudio financiero

Su objetivo es calcular la inversión necesaria para poner en marcha la actividad.

4.1.1.1. Estimación de la inversión

La inversión total necesaria es la suma de dos términos:

$$\text{Inversión total} = \text{Capital fijo} + \text{Capital circulante}$$

Ambos se detallan a continuación:

- Capital fijo (CF):

El capital fijo es la cantidad de dinero necesaria para iniciar la actividad. Se calcula como la suma de varios conceptos:

- Costes de ensayos, informes y estudios previos (EIEP).
- Gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad (COG). Son los gastos de representación, escrituras, etc.
- Coste de los terrenos (T).
- Costes de ingeniería del proyecto y dirección de obra (IPDO).
- Presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP). Es a su vez la suma de varios conceptos:
 - Maquinaria (M).
 - Instalaciones (I).
 - Instalaciones provisionales (IP).

- Obra civil (OC).
- Costes de puesta en marcha (PM): coste desde el acta de recepción provisional hasta la puesta en actividad de la planta.
- Costes de licencias (L).
- Gastos imprevistos (GI).

Como muchos de estos conceptos se expresan como porcentaje del presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP), se comienza calculando éste.

◆ **Presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP):**

Se calcula como la suma de los siguientes términos:

$$PEMP = M + I + IP + OC$$

Por lo que es necesario conocer el valor de todos ellos:

a) Costes de maquinaria (M):

➤ **Caldera:**

Las características para estimar el coste son:

- Encendida con aceite/gas
- Hasta 10.3 bar de presión
- Vapor saturado
- Capacidad de 2500 kg/h
- Construida con acero al carbono

El coste es de 182681 €.

➤ **Columna de destilación 1 (por arrastre con vapor), D-101:**

El coste total de este inmovilizado es de 639237 €.

➤ **Columna de destilación 2, D-102:**

El coste total de este inmovilizado es de 428946 €.

➤ **Columna de destilación 3, D-103:**

El coste total de este inmovilizado es de 362039 €.

➤ **Columna de destilación 4, D-104:**

El coste total de este inmovilizado es de 314215 €.

➤ **Condensador parcial, C-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Condensador parcial
- Tubos verticales
- Tamaño pequeño
- Área de transmisión del calor: 400 m²

- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 327671 €.

➤ **Filtro, F-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Filtro de tambor rotatorio a vacío
- Área del filtro: 1.5 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316

El coste es de 98412 €.

➤ **Incinerador, INC-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Incinerador de llama directa
- Caudal de la corriente a incinerar: 33993 kg/h
- Peligrosidad de la corriente a incinerar: poco peligrosa
- Presión atmosférica

El coste es de 98931 €.

➤ **Intercambiador de calor 2, I-102:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño pequeño
- Área de transmisión del calor: 8.32 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 5184 €.

➤ **Intercambiador de calor 3, I-103:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño grande
- Área de transmisión del calor: 485 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 266432 €.

➤ **Intercambiador de calor 4, I-104:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño grande
- Área de transmisión del calor: 536 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 279169 €.

➤ **Intercambiador de calor 10, I-110:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño mediano
- Área de transmisión del calor: 127 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 136993 €.

➤ **Intercambiador de calor 11, I-111:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño mediano
- Área de transmisión del calor: 108 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 116925 €.

➤ **Lavador de gases, S-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Lavador de gases húmedo
- Caudal de fluido a tratar: 21820 m³/h
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 138103 €.

➤ **Reactor 1 (principal), R-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Reactor tubular de lecho fijo
- Refrigerado por una mezcla eutéctica de sales nítricas fundidas
- Agitado por un agitador de turbina de 500 kW de potencia
- Volumen total del equipo: 30 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 600 psi (41.3 bar) de presión

El coste es de 1151552 €.

➤ **Reactor 2 (secundario), R-102:**

Las características para estimar el coste son:

- Reactor continuo de mezcla perfecta
- Contiene serpentín interno para calentar la mezcla
- Agitado por un agitador de turbina de 200 kW de potencia
- Volumen total del equipo: 30 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 439931 €.

➤ **Soplante, COM-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Compresor de aire
- Centrífugo
- Hasta 125 psi (8.6 bar) de presión
- 1000 kW de potencia del compresor
- Construido con acero al carbono

El coste es de 238959 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de materia prima (*n*-butano), T-101:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 100 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 115740 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de agua, T-102:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 100 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-304
- Presión atmosférica

El coste es de 91896 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de disolvente (materia prima), T-103:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 10 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 57019 €.

➤ **Vaporizador, T-104:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 12.5 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica
- Cuenta con un serpentín interno, I-101:
 - Área de transmisión del calor: 14.6 m²
 - Construido con acero inoxidable AISI-316
 - Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 70422 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de producto intermedio, T-105:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 120 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

- Agitador de turbina
 - Potencia de agitación: 2000 kW
 - Construido con acero inoxidable AISI-316

El coste es de 291313 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de producto terminado (AM), T-106:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 200 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 125811 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de residuos, T-107:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 20 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 73087 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de residuos (disolvente), T-108:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 10 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 57019 €.

El coste total de la maquinaria se resume en la tabla 24:

Tabla 24. Coste total de la maquinaria.

| MAQUINARIA | | | |
|--|---------------------------|---------------------|-----------------|
| Equipo | Coste unitario (€/unidad) | Unidades necesarias | Coste total (€) |
| Caldera | 182681 | 1 | 182681 |
| Columna de destilación 1 | 639237 | 1 | 639237 |
| Columna de destilación 2 | 428946 | 1 | 428946 |
| Columna de destilación 3 | 362039 | 1 | 362039 |
| Columna de destilación 4 | 314215 | 1 | 314215 |
| Condensador parcial | 327671 | 1 | 327671 |
| Filtro | 98412 | 2 | 196824 |
| Incinerador | 98931 | 1 | 98931 |
| Intercambiador de calor 2 | 5184 | 1 | 5184 |
| Intercambiador de calor 3 | 266432 | 1 | 266432 |
| Intercambiador de calor 4 | 279169 | 1 | 279169 |
| Intercambiador de calor 10 | 136993 | 1 | 136993 |
| Intercambiador de calor 11 | 116925 | 1 | 116925 |
| Lavador de gases | 138103 | 1 | 138103 |
| Reactor 1 (principal) | 1151552 | 1 | 1151552 |
| Reactor 2 (secundario) | 439931 | 1 | 439931 |
| Soplante | 238959 | 1 | 238959 |
| Tanque de almacenamiento de materia prima (n-butano) | 115740 | 8 | 925920 |
| Tanque de almacenamiento de agua | 91896 | 12 | 1102752 |
| Tanque de almacenamiento de disolvente (materia prima) | 57019 | 2 | 114038 |
| Vaporizador | 70422 | 1 | 70422 |
| Tanque de almacenamiento de producto intermedio | 291313 | 1 | 291313 |
| Tanque de almacenamiento de producto terminado (AM) | 125811 | 6 | 754866 |
| Tanque de almacenamiento de residuos | 73087 | 1 | 73087 |
| Tanque de almacenamiento de residuos (disolvente) | 57019 | 1 | 57019 |
| TOTAL MAQUINARIA | | | 8713209 |

El total de la partida de maquinaria es de 8713209 €.

b) Costes de instalaciones (I):

Se calcularán como un porcentaje del coste total de la maquinaria:

- Red de abastecimiento de agua: Se estima como el 0.07 % de la maquinaria: 6099 €.
- Red de saneamiento: Se puede estimar como el 0.12 % de la maquinaria: 10456 €.
- Red eléctrica: Se estima como el 1 % de la maquinaria: 87132 €.
- Telefonía e Internet: Su valor asciende a 2250 €.

El coste total de las instalaciones se resume en la tabla 25:

Tabla 25. Coste total de las instalaciones.

| INSTALACIONES | |
|-------------------------------|---------------|
| Instalación | Coste (€) |
| Red de abastecimiento de agua | 6099 |
| Red de saneamiento | 10456 |
| Red eléctrica | 87132 |
| Telefonía e Internet | 2250 |
| TOTAL INSTALACIONES | 105937 |

El total de la partida de instalaciones es de 105937 €.

c) Costes de instalaciones provisionales (IP):

Se puede estimar como el 1 % del coste total de la maquinaria, en total: 87132 €.

Tabla 26. Coste total de las instalaciones provisionales.

| INSTALACIONES PROVISIONALES | |
|--|--------------|
| TOTAL INSTALACIONES PROVISIONALES | 87132 |

El total de la partida de instalaciones provisionales es de 87132 €.

d) Costes de obra civil (OC):

En esta partida se incluyen los costes de preparación del terreno (desbroce y urbanización), construcción del muro exterior, edificación y otros costes de infraestructura. Dichos costes se estiman a partir del precio unitario (€/m²) y las necesidades de superficie de diferentes tipos, a excepción de los de infraestructura, que se suponen el 1 % de los costes de edificación totales.

El coste total de la obra civil se resume en la tabla 27:

Tabla 27. Coste total de la obra civil.

| OBRA CIVIL | | | |
|---|----------------------------|------------------------------|----------------|
| Tipo de obra | Precio (€/m ²) | Superficie (m ²) | Coste (€) |
| Desbroce del terreno | 0.72 | 40000 | 28800 |
| Urbanización de la parcela | 50 | 40000 | 2000000 |
| Edificación nave de proceso | 210 | 5545 | 1164450 |
| Edificación almacenes | 210 | 2277 | 478170 |
| Edificación edificio de administración y personal | 450 | 758 | 341100 |
| Edificación vestuarios y servicios sanitarios | 450 | 172 | 77400 |
| Edificación edificio de control | 540 | 124 | 66960 |
| Edificación edificio de distribución eléctrica | 400 | 94 | 37600 |
| Edificación edificio de mantenimiento y taller | 325 | 186 | 60450 |
| Edificación sala de calderas | 325 | 105 | 34125 |
| Infraestructura (escaleras, pasillos, etc.) | | | 22603 |
| TOTAL OBRA CIVIL | | | 4311658 |

El total de la partida de obra civil es de 4311658 €.

e) Total del presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP):

Sumando las cuatro partidas anteriores se obtiene el coste total del presupuesto de ejecución material del proyecto, que asciende a 13217936 €.

◆ **Costes de ensayos, informes y estudios previos (EIEP):**

Se pueden suponer el 5 % del capital fijo con lo que se determinarán al final de este apartado.

◆ **Gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad (COG):**

Se estiman como el 8 % del capital fijo por lo que se determinarán al final de este apartado.

◆ **Coste de los terrenos (T):**

El coste del terreno en el Valle de Escombreras es de 90 €/m². El coste del terreno viene dado por la tabla 28:

Tabla 28. Coste del terreno.

| TERRENO | | |
|------------------------------|----------------------------|----------------|
| Superficie (m ²) | Precio (€/m ²) | Coste (€) |
| 40000 | 90 | 3600000 |
| TOTAL TERRENO | | 3600000 |

El total de la partida de terreno es de 3600000 €.

◆ **Costes de ingeniería del proyecto y dirección de obra (IPDO):**

Se pueden estimar como el 5 % del presupuesto de ejecución material del proyecto.

Tabla 29. Costes de ingeniería del proyecto y dirección de obra.

| INGENIERÍA DEL PROYECTO Y DIRECCIÓN DE OBRA | |
|--|---------------|
| TOTAL INGENIERÍA DEL PROYECTO Y DIRECCIÓN DE OBRA | 660897 |

El total de la partida de ingeniería del proyecto y dirección de obra es de 660897 €.

◆ **Costes de puesta en marcha (PM):**

La puesta en marcha se puede estimar como un 5 % del capital fijo por lo que se determinará al final de este apartado.

◆ **Costes de licencias (L):**

Los gastos para la consecución de licencias, etc. oscilan entre un 1 % y un 2 % del presupuesto de ejecución material del proyecto; en este caso se estimarán como un 1.5 %.

Tabla 30. Costes de licencias.

| LICENCIAS | |
|------------------------|---------------|
| TOTAL LICENCIAS | 198269 |

El total de la partida de licencias es de 198269 €.

◆ **Gastos imprevistos (GI):**

Se pueden estimar con un porcentaje de entre un 2 % y un 10 % de los costes de maquinaria. En este caso se tomará un 6 % de los mismos.

Tabla 31. Gastos imprevistos.

| GASTOS IMPREVISTOS | |
|---------------------------------|---------------|
| TOTAL GASTOS IMPREVISTOS | 522793 |

El total de la partida de gastos imprevistos es de 522793 €.

◆ **Capital fijo total (CF):**

Su valor se puede calcular como la suma de todos los costes evaluados anteriormente:

$$CF = PEMP + EIEP + COG + T + IPDO + PM + L + GI$$

Sustituyendo aquellas partidas que se calculan a partir del capital fijo por el porcentaje respecto a éste:

$$CF = PEMP + 0.05 \cdot CF + 0.08 \cdot CF + T + IPDO + 0.05 \cdot CF + L + GI$$

Despejando el capital fijo:

$$CF = \frac{PEMP + T + IPDO + L + GI}{1 - 0.05 - 0.08 - 0.05}$$

El capital fijo tiene un valor de 22194993 €.

A partir de este valor se obtienen las partidas que quedaban por calcular:

Tabla 32. Costes de ensayos, informes y estudios previos.

| ENSAYOS, INFORMES Y ESTUDIOS PREVIOS | |
|---|----------------|
| TOTAL ENSAYOS, INFORMES Y ESTUDIOS PREVIOS | 1109750 |

Tabla 33. Gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad.

| | |
|--|----------------|
| GASTOS DE CONSTITUCIÓN, ORGANIZACIÓN Y GESTIÓN DE LA PLANTA HASTA EL INICIO DE LA ACTIVIDAD | |
| TOTAL GASTOS DE CONSTITUCIÓN, ORGANIZACIÓN Y GESTIÓN HASTA EL INICIO DE LA ACTIVIDAD | 1775599 |

Tabla 34. Costes de puesta en marcha.

| | |
|-------------------------------|----------------|
| PUESTA EN MARCHA | |
| TOTAL PUESTA EN MARCHA | 1109750 |

- Financiación del capital fijo:

El proyecto se financiará mediante la aportación propia del promotor, un préstamo bancario a largo plazo y subvenciones. La cantidad aportada por cada fuente se detalla a continuación:

- Subvenciones: constituyen el 20 % del capital fijo: 4438999 €.
- Aportación propia del promotor: el 25 % del capital fijo: 5548748 €.
- Préstamo bancario a largo plazo: con él se financiará el resto del capital fijo: 12207246 €.

El préstamo es de tipo hipotecario y se devuelve en diez años con dos años de carencia. Las inversiones se harían en un año cero y en los dos años siguientes no hay que devolver el préstamo, sólo se pagan intereses. Por tanto, la cantidad anual que hay que devolver se calcula dividiendo el importe total del mismo entre los ocho años de pago, es decir, 1525906 € anuales.

La garantía real de cobrar el préstamo por parte del banco es alta, por lo que los intereses son moderados; en este caso el interés es del 5 % y se calcula sobre el total de la deuda. Además hay que pagar comisiones de apertura y cancelación que suponen un 1.5 % del importe total del préstamo, es decir, 183109 € cada una de ellas.

En la tabla 35 se indican claramente los pagos anuales que se requieren:

Tabla 35. Pagos anuales del préstamo hipotecario para la financiación del CF.

| Año | Devolución (€) | Deuda (€) | Interés anual (€) | Comisiones (€) | Pago total (€) |
|------------|-----------------------|------------------|--------------------------|-----------------------|-----------------------|
| 1 | 0 | 12207246 | 610362 | 183109 | 793471 |
| 2 | 0 | 12207246 | 610362 | 0 | 610362 |
| 3 | 1525906 | 12207246 | 610362 | 0 | 2136268 |
| 4 | 1525906 | 10681340 | 534067 | 0 | 2059973 |
| 5 | 1525906 | 9155435 | 457772 | 0 | 1983677 |
| 6 | 1525906 | 7629529 | 381476 | 0 | 1907382 |
| 7 | 1525906 | 6103623 | 305181 | 0 | 1831087 |
| 8 | 1525906 | 4577717 | 228886 | 0 | 1754792 |
| 9 | 1525906 | 3051812 | 152591 | 0 | 1678496 |
| 10 | 1525906 | 1525906 | 76295 | 183109 | 1785310 |

- Capital circulante (CC):

El capital circulante es la cantidad de dinero en efectivo necesaria para el correcto funcionamiento de la actividad. El primer año se financiará con un préstamo a corto plazo; en los siguientes años ya se dispondrá de dinero en efectivo al estar la actividad en marcha.

El capital circulante se calcula partiendo de un estado ideal de funcionamiento en el que la producción es instantánea, no hay stock de materias primas ni de producto terminado, los pagos no son aplazados, etc. En este estado no hay capital circulante. Para estimar el mismo habrá que considerar todos estos aspectos hasta llegar al estado real de funcionamiento.

Los conceptos a estimar son:

* El activo circulante (AC). Se compone de:

- Dinero en bancos, cajas, etc.
- Dinero que hay que aportar al no ser los pagos de los clientes al contado.
- Dinero equivalente al stock de materias primas y auxiliares que hay que comprar para hacer frente a imprevistos y poder funcionar en continuo. Constituye una compra adicional que requiere efectivo.

- Dinero equivalente al stock de productos terminados. Es necesario para garantizar el suministro en caso de que las ventas varíen y de repente aumenten. Es un producto que ha costado dinero producir y ese dinero se tiene que aportar.

* El pasivo circulante (PC). Se compone de:

- Proveedores. Debido a que los pagos a los proveedores de materias primas y otros no se hacen al contado, no es un dinero que necesitemos aportar inicialmente.

El capital circulante se calcula como la diferencia entre el activo circulante y el pasivo circulante:

$$CC = AC - PC$$

A continuación se va a estudiar cada uno de estos términos para poder calcular el capital circulante en el primer año de funcionamiento de la instalación.

Para el cálculo de algunos de esos términos habrá que tener en cuenta que la planta no arrancará al 100 % de la capacidad de producción para la que ha sido proyectada. El primer año fabricaremos el 70 % de la capacidad proyectada y la iremos aumentando un 10 % cada año hasta llegar al 100 % de su capacidad de producción al cuarto año de funcionamiento.

- ◆ **Dinero en bancos, cajas, etc.:**

Este dinero se puede estimar como el 2 % del capital fijo. En este caso 443900 €.

◆ **Pagos de los clientes:**

Habitualmente, los clientes no pagan en el momento en el que adquieren el producto. Se va a suponer que los clientes van a pagar cada dos meses. Por tanto, el dinero que habría que aportar sería el correspondiente al primer pago, que podemos calcular como:

$$\text{Primer pago de los clientes} = \text{Producción anual} \cdot \text{Precio del producto} \cdot \frac{2}{12}$$

La producción anual es de 10000 toneladas de AM y el precio del producto es de 2895 €/tonelada, con lo que el primer pago de los clientes será de 4825000 €.

◆ **Stock de materias primas y auxiliares:**

Es necesario tener una reserva de materias primas para poder funcionar en continuo. En este caso, se almacenarán cantidades suficientes de materia prima como para mantener la producción durante 15 días. A continuación calculamos el valor de este stock.

Tabla 36. Stock de materias primas y auxiliares.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | |
|--|-----------------------|--------------|------------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| n-butano | 454.68 | 975.46 | 443519.04 |
| Agua | 18000.00 | 2.00 | 36000.00 |
| o-xileno | 5.06 | 839.70 | 4247.38 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | 483766.42 |

Sin embargo, estas cantidades en stock serán necesarias cuando se esté fabricando al 100 % de la capacidad de producción. Al principio, el primer año, se comienza produciendo al 70 % de la capacidad de producción, con lo que el stock que habría que comprar sería el 70 % del arriba indicado. Aplicando dicho porcentaje se obtiene:

Tabla 37. Stock de materias primas y auxiliares para el primer año.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | |
|--|-----------------------|--------------|------------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| n-butano | 318.27 | 975.46 | 310463.33 |
| Agua | 12600.00 | 2.00 | 25200.00 |
| o-xileno | 3.54 | 839.70 | 2973.17 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | 338636.49 |

Este concepto tiene un coste, por tanto, de 338636 €.

◆ **Stock de productos terminados:**

Es una reserva de AM para garantizar el suministro en caso de que las ventas aumenten en algún momento.

La cantidad de producto en stock será la equivalente a la producida en 15 días, 450 toneladas. Sin embargo, al no empezar fabricando al 100 % de la capacidad de producción, el primer año no se fabricará el 100 % del stock sino el 70 % del mismo, 315 toneladas. Se tiene, por tanto, que aportar el dinero necesario para la producción de esta cantidad de AM.

El stock se valora de la siguiente forma:

$$\text{Stock de productos terminados} = (\text{Costes de fabricación} + \text{Costes de estructura} + \text{Costes financieros}) \cdot \frac{\text{Cantidad del stock}}{\text{Cantidad producida anualmente}}$$

Para calcularlo se necesita conocer el coste de producción del mismo. Por ello, en primer lugar se determinarán los costes de producción del AM: los costes de fabricación, de estructura y financieros:

a) Costes de fabricación:

- Costes de materias primas y auxiliares (MPA):

La cantidad de dinero gastada en adquirir las materias primas consumidas durante un año de producción se detalla en la tabla 38:

Tabla 38. Costes de materias primas y auxiliares.

| MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | |
|---|------------------|--------------|--------------------|
| Sustancia | Cantidad (t/año) | Precio (€/t) | Coste (€/año) |
| <i>n</i> -butano | 10124.13 | 975.46 | 9875690.56 |
| Agua | 400800.00 | 2.00 | 801600.00 |
| <i>o</i> -xileno | 43.51 | 839.70 | 36537.54 |
| TOTAL MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | 10713828.10 |

La cantidad de *o*-xileno necesaria incluye una carga inicial del circuito con *o*-xileno fresco.

El coste total de las materias primas y auxiliares asciende a 10713828 €.

- Costes de combustible (CMB):

Se utilizará biodiesel, dado que la fábrica debe trabajar de la forma más respetuosa posible con el medioambiente.

Tabla 39. Costes de combustible.

| BIODIÉSEL | | |
|------------------------|--------------|----------------|
| Consumo (t/año) | Precio (€/t) | Coste (€/año) |
| 3.20 | 800.00 | 2560.00 |
| TOTAL BIODIÉSEL | | 2560.00 |

El coste anual del combustible es de 2560 €.

- Costes de mano de obra (MO):

A continuación se detalla el personal necesario y su sueldo anual:

Tabla 40. Costes de mano de obra.

| MANO DE OBRA | | | |
|--|-----------------|----------------|----------------|
| Puesto | Nº de empleados | Sueldo (€/año) | Coste (€/año) |
| Director general | 1 | 44800 | 44800 |
| Ingeniero de proceso | 1 | 36400 | 36400 |
| Químico | 1 | 36400 | 36400 |
| Responsable de calidad, seguridad y medio ambiente | 1 | 36400 | 36400 |
| Administrativo de gestión, compra y venta | 2 | 28000 | 56000 |
| Contable | 1 | 28000 | 28000 |
| Secretario | 1 | 28000 | 28000 |
| Técnico de laboratorio | 2 | 25200 | 50400 |
| Técnico de control e instrumentación | 6 | 25200 | 151200 |
| Encargado de abastecimiento y almacén | 1 | 16800 | 16800 |
| Personal de mantenimiento | 9 | 21000 | 189000 |
| Operarios | 66 | 16800 | 1108800 |
| Personal de limpieza | 2 | 8400 | 16800 |
| Vigilante | 3 | 15200 | 45600 |
| Médico | 3 | 30800 | 92400 |
| TOTAL MANO DE OBRA | | | 1937000 |

El coste anual de la mano de obra es de 1937000 €.

- Costes de electricidad (E):

El consumo eléctrico de los equipos implica los siguientes gastos:

Tabla 41. Costes de electricidad.

| ELECTRICIDAD | | | |
|---|-------------------------|---------------|---------------------|
| Equipo | Consumo total (kWh/año) | Coste (€/kWh) | Coste total (€/año) |
| Soplante | 7959888 | 0.09 | 688928.31 |
| Reactor 1 (principal) | 3927840 | 0.09 | 339954.55 |
| Reactor 2 (secundario) | 1619232 | 0.09 | 140144.53 |
| Tanque de almacenamiento de producto intermedio | 16056048 | 0.09 | 1389650.95 |
| TOTAL ELECTRICIDAD | | | 2558678.34 |

Los costes totales de electricidad son de 2558678 €

- Costes de amortización (A):

La amortización es un coste ficticio que se introduce para considerar la pérdida de valor de los elementos del activo. Este coste se calcula como un porcentaje del coste del activo correspondiente; los porcentajes se toman de las tablas del Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que se aprueba el “Reglamento del Impuesto sobre Sociedades”. En estas tablas aparece el porcentaje máximo aplicable.

En la tabla 42 se detallan los costes de amortización:

Tabla 42. Costes de amortización.

| AMORTIZACIÓN | | | |
|--|------------------------------|-----------|------------------|
| Maquinaria | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Maquinaria | 8 % | 8713209 | 615501 |
| Instalaciones | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Red de abastecimiento de agua | 2.5 % | 6099 | 135 |
| Red de saneamiento | 5 % | 10456 | 462 |
| Red eléctrica | 6 % | 87132 | 4616 |
| Telefonía e Internet | 8 % | 2250 | 180 |
| Instalaciones provisionales | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Instalaciones provisionales | 2 % | 87132 | 1539 |
| Obra civil | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Edificio de administración y personal | 2 % | 341100 | 6822 |
| Resto de obra civil | 3 % | 3970558 | 119117 |
| Activo inmaterial | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Ensayos, informes y estudios previos | 2 % | 1109750 | 20767 |
| Gastos de constitución, organización y gestión | 2 % | 1775599 | 33228 |
| Ingeniería del proyecto y dirección de obra | 2 % | 660897 | 12176 |
| Puesta en marcha | 2 % | 1109750 | 20767 |
| Licencias | 2 % | 198269 | 3653 |
| Gastos imprevistos | 2 % | 522793 | 9233 |
| TOTAL AMORTIZACIÓN | | | 938362 |

Los costes totales correspondientes a la amortización son de 938362 €.

- Total costes de fabricación:

Los costes de fabricación se obtienen a partir de la suma de los cinco términos expuestos anteriormente:

$$\text{Costes de fabricación} = \text{MPA} + \text{CMB} + \text{MO} + \text{E} + \text{A}$$

El total de los costes de fabricación es de 16150429 €.

b) Costes de estructura:

Los costes de estructura son aquellos que no están directamente relacionados con la fabricación del producto.

Los costes de laboratorio se estiman como el 14 % de los costes de mano de obra; los costes de suministro como el 2 % del capital fijo; los de administración como el 1 % de los costes de fabricación; y los de investigación como el 1 % de los ingresos totales (ventas netas) del primer año (que es cuando se produce el stock).

Tabla 43. Costes de estructura.

| COSTES DE ESTRUCTURA | |
|-----------------------------------|----------------|
| Concepto | Coste (€) |
| Administración | 161504 |
| Investigación | 161524 |
| Laboratorio | 271180 |
| Limpieza | 50000 |
| Seguridad personal | 175000 |
| Seguro de responsabilidad civil | 45000 |
| Suministros | 443900 |
| TOTAL COSTES DE ESTRUCTURA | 1308108 |

El total de los costes de estructura es de 1308108 €.

c) Costes financieros:

Este concepto engloba los intereses de los préstamos para financiar el capital fijo (a largo plazo) y el capital circulante (a corto plazo).

Como el capital circulante se calcula para el primer año hay que considerar los intereses de éste; en el caso del préstamo a largo plazo, el año 1 los intereses y las comisiones suman un total de 793471 €. En el caso del préstamo a corto plazo, los intereses son del 8 % (como se explicará posteriormente) sobre el total de la deuda; el primer año la deuda será el total del capital circulante y estos gastos son: $0.08 \cdot CC$. Por tanto:

Tabla 44. Costes financieros.

| COSTES FINANCIEROS | |
|---------------------------------|--|
| Concepto | Coste (€) |
| Préstamo a largo plazo | 793471 |
| Préstamo a corto plazo | $0.08 \cdot CC$ |
| TOTAL COSTES FINANCIEROS | $793471 + 0.08 \cdot CC$ |

d) Total del stock de productos terminados:

Como se vio anteriormente:

$$\text{Stock de productos terminados} = (\text{Costes de fabricación} + \text{Costes de estructura} + \text{Costes financieros}) \cdot \frac{\text{Cantidad del stock}}{\text{Cantidad producida anualmente}}$$

Sustituyendo los términos de la ecuación anterior por su valor real y teniendo en cuenta el porcentaje del 70 % se obtiene:

$$\text{Stock de productos terminados} = (16150429 + 1308108 + 793471 + 0.08 \cdot \text{Capital Circulante}) \cdot \frac{315}{10000}, \text{€}$$

Y despejando se obtiene:

$$\text{Stock de productos terminados} = 574938 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Capital Circulante}$$

◆ Proveedores:

Los pagos a los proveedores no se hacen al contado, por lo que no es un dinero que sea necesario aportar inicialmente. Se supone que el pago a los proveedores de materias primas y auxiliares se hace cada seis meses. Por tanto el dinero que no es necesario aportar en efectivo sería el correspondiente al primer pago:

$$\text{Proveedores} = \text{Costes de materias primas} \cdot \frac{1}{6}$$

Este concepto tiene un valor de 1785638 €.

◆ Capital circulante total (CC):

Todos los conceptos que forman parte del capital circulante y que se han ido evaluando en este apartado, se resumen a continuación en la tabla 45:

Tabla 45. Capital circulante.

| ACTIVO CIRCULANTE | |
|--|--|
| Caja - Bancos (€) | 443900 |
| Clientes (€) | 4825000 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 338636 |
| Stock de productos terminados, sin intereses (€) | $574938 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{CC}$ |
| TOTAL ACTIVO CIRCULANTE (AC) | $6182475 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{CC}$ |
| PASIVO CIRCULANTE | |
| Proveedores (€) | 1785638 |
| TOTAL PASIVO CIRCULANTE (PC) | 1785638 |
| CAPITAL CIRCULANTE (CC) | $4396837 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{CC}$ |

El capital circulante total se obtiene como la diferencia entre el activo y el pasivo circulante:

$$CC = AC - PC$$

Sustituyendo queda:

$$CC = 4396837 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot CC$$

Se despeja el capital circulante, obteniéndose un valor de 4407945 €.

El stock de producto terminado tendrá un valor de 586046 €.

La tabla anterior con los valores definitivos será:

Tabla 46. Capital circulante una vez calculado éste.

| ACTIVO CIRCULANTE | |
|--|----------------|
| Caja - Bancos (€) | 443900 |
| Clientes (€) | 4825000 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 338636 |
| Stock de productos terminados, con intereses (€) | 586046 |
| TOTAL ACTIVO CIRCULANTE (AC) | 6193583 |
| PASIVO CIRCULANTE | |
| Proveedores (€) | 1785638 |
| TOTAL PASIVO CIRCULANTE (PC) | 1785638 |
| CAPITAL CIRCULANTE (CC) | 4407945 |

- Financiación del capital circulante:

A diferencia de la financiación del capital fijo, el capital circulante no se financia con un préstamo hipotecario a largo plazo; ello hace que el riesgo que asume el banco sea mayor y, por ello, los intereses son mayores también: el 8 % sobre el total de la deuda. Tampoco tiene periodo de carencia. No hay comisiones de apertura ni de cierre.

Por tanto, el préstamo del capital circulante se intenta devolver lo antes posible. Para determinar el tiempo necesario para pagarlo hay que recurrir a un cálculo iterativo; en primer lugar se supone que se devuelve en un año. Los costes correspondientes a los intereses se añaden en la cuenta de resultados y los correspondientes a la devolución en la cuenta de tesorería. Si la caja final (posteriormente se verá cómo se calcula) del primer año es positiva y superior al 3 % del capital fijo, entonces es posible la devolución en un año. Si no es así, se supone que se devuelve en dos, tres, etc. hasta que se cumpla la condición dicha.

Haciendo esto, se obtiene que el préstamo se tiene que devolver en tres años (la devolución por año se obtiene dividiendo el importe total del préstamo, el capital circulante, entre tres: 1469315 €).

En la tabla 47 se recogen los pagos anuales:

Tabla 47. Pagos anuales del préstamo hipotecario para la financiación del CC.

| Año | Devolución (€) | Deuda (€) | Interés anual (€) | Pago total (€) |
|-----|----------------|-----------|-------------------|----------------|
| 1 | 1469315 | 4407945 | 352636 | 1821950 |
| 2 | 1469315 | 2938630 | 235090 | 1704405 |
| 3 | 1469315 | 1469315 | 117545 | 1586860 |

4.1.1.2. Inversión total necesaria

La inversión total necesaria se calcula como la suma del capital fijo y del capital circulante:

$$\text{Inversión total} = 26602938 \text{ €}$$

4.1.2. Estudio económico

Su objetivo es analizar los ingresos y los gastos de la planta durante su vida útil, esto es, hallar los beneficios de la misma para, de esta forma, determinar la viabilidad económica del proyecto.

4.1.2.1. Cuenta de resultados

En ella se determina el beneficio que se espera obtener con la actividad productiva. Se compone de:

- Análisis de ingresos.
- Análisis de gastos.

- Análisis de ingresos:

Los ingresos se generan mediante las ventas de producto. Se estudian a continuación, considerando los 10 primeros años de actividad:

- ◆ **Ventas brutas:**

Son la cantidad de producto vendida al precio unitario.

- * **Año 1:**

El primer año no se alcanza la capacidad de producción nominal, sino el 70 % de la misma.

$$\text{Cantidad producida} = 0.70 \cdot \text{Capacidad de producción}$$

La cantidad producida en el año 1 es de 7000 toneladas.

Además, el primer año se produce el 70 % del stock de productos terminados (como ya se dijo con anterioridad): 315 toneladas. Sin embargo, el stock de productos no se vende, por lo que, para determinar la cantidad vendida hay que restar a la producción anual el correspondiente stock.

$$\text{Cantidad vendida} = \text{Cantidad producida} - \text{Stock de producto terminado}$$

La cantidad vendida en el año 1 es de 6685 toneladas.

Las ventas brutas se obtienen multiplicando la cantidad vendida por el precio de venta unitario: 2895 €/tonelada.

$$\text{Ventas brutas} = \text{Cantidad vendida} \cdot \text{Precio de venta}$$

El importe de estas ventas es de 19353075 €.

* Año 2:

En este año se produce el 80 % de la capacidad de producción: 8000 toneladas a las que habrá que restar la cantidad destinada a producir el stock en este año. Esa cantidad es de 45 toneladas, el 10 % de la cantidad final en stock. La cantidad vendida en el año 2 es de 7955 toneladas.

Las ventas brutas se obtienen multiplicando la cantidad vendida por el precio de venta unitario actualizado; si se supone que los precios se actualizan un 2.5 % cada año, entonces el precio de venta actualizado se obtiene por la siguiente ecuación:

$$\text{Precio de venta actualizado} = \text{Precio de venta anterior} \cdot 1.025$$

El precio del producto en el año 2 es de 2967.38 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 23605468 €.

* Año 3:

Se produce el 90 % de la capacidad de producción: 9000 toneladas a las que habrá que restar la cantidad destinada a producir el stock en este año. Esa cantidad es de 45 toneladas, el 10 % de la cantidad final en stock. La cantidad vendida en el año 3 es de 8955 toneladas.

El precio de venta actualizado es de 3041.56 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 27237164 €.

* Año 4:

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas a las que habrá que restar la cantidad destinada a producir el stock en este año. Esa cantidad es de 45 toneladas, el 10 % de la cantidad final en stock. La cantidad vendida en el año 4 es de 9955 toneladas.

El precio de venta actualizado es de 3117.60 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 31035692 €.

*** Año 5:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida dado que ya se ha producido todo el stock. En este año, todo lo que se produce, se vende. El precio de venta actualizado es de 3195.54 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 31955383 €.

*** Año 6:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3275.43 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 32754268 €.

*** Año 7:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3357.31 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 33573124 €.

*** Año 8:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3441.25 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 34412453 €.

*** Año 9:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3527.28 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 35272764 €.

*** Año 10:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3615.46 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 36154583 €.

En la tabla 48 se recogen las ventas brutas durante los 10 primeros años:

Tabla 48. Ventas brutas.

| VENTAS BRUTAS | | | | | |
|---------------|----------------------|----------------------|----------------------|--------------|-------------------|
| Año | Producción anual (t) | Cantidad a stock (t) | Cantidad vendida (t) | Precio (€/t) | Ventas brutas (€) |
| 1 | 7000 | 315 | 6685 | 2895.00 | 19353075 |
| 2 | 8000 | 45 | 7955 | 2967.38 | 23605468 |
| 3 | 9000 | 45 | 8955 | 3041.56 | 27237164 |
| 4 | 10000 | 45 | 9955 | 3117.60 | 31035692 |
| 5 | 10000 | 0 | 10000 | 3195.54 | 31955383 |
| 6 | 10000 | 0 | 10000 | 3275.43 | 32754268 |
| 7 | 10000 | 0 | 10000 | 3357.31 | 33573124 |
| 8 | 10000 | 0 | 10000 | 3441.25 | 34412453 |
| 9 | 10000 | 0 | 10000 | 3527.28 | 35272764 |
| 10 | 10000 | 0 | 10000 | 3615.46 | 36154583 |

◆ **Ventas netas:**

Las ventas netas son el resultado de restar a las ventas brutas los costes de comercialización imputables a las mismas (descuentos, publicidad y seguros comerciales) y de sumar el concepto de variación de existencias.

$$\text{Ventas netas} = \text{Ventas brutas} - \text{Costes de comercialización} + \text{Variación de existencias}$$

a) Variación de existencias:

El concepto de variación de existencias engloba el stock de materias primas y auxiliares y el stock de producto terminado.

*** Stock de materias primas y auxiliares:**

El stock de materias primas y auxiliares se añade porque éste va a venir reflejado en los gastos (la persona que lleva la contabilidad apunta el gasto total en materias primas, sin diferenciar si son para stock o no). El objetivo de la cuenta de resultados es calcular el beneficio real que se pretende obtener. Si se está añadiendo un gasto de materias primas y auxiliares que se van a almacenar sin dar lugar a beneficio, el resultado final estaría distorsionado. Para que el beneficio sea real hay que sumar el stock también en los ingresos.

Para evaluar el stock de materias primas y auxiliares en los años 1, 2, 3 y 4 se calcula en primer lugar la cantidad de stock para cada materia prima, que será el 10 % de la cantidad del stock total que se quiere producir (como se dijo, la cantidad en stock del año 1 era el 70 % del stock total y se va aumentando un 10 % en los años siguientes). Además habrá que multiplicar esa cantidad por el precio actualizado (multiplicando el precio del año anterior por 1.025). El resultado se aprecia con claridad en las tablas 49, 50, 51 y 52:

Tabla 49. Stock de materias primas y auxiliares para el año 1.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | |
|--|-----------------------|--------------|------------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 318.27 | 975.46 | 310463.33 |
| Agua | 12600.00 | 2.00 | 25200.00 |
| <i>o</i> -xileno | 3.54 | 839.70 | 2973.17 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | 338636.49 |

Tabla 50. Stock de materias primas y auxiliares para el año 2.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 2 | | | |
|--|-----------------------|--------------|-----------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 45.47 | 999.85 | 45460.70 |
| Agua | 1800.00 | 2.05 | 3690.00 |
| <i>o</i> -xileno | 0.51 | 860.70 | 435.36 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 2 | | | 49586.06 |

Tabla 51. Stock de materias primas y auxiliares para el año 3.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 3 | | | |
|--|-----------------------|--------------|-----------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 45.47 | 999.85 | 45460.70 |
| Agua | 1800.00 | 2.05 | 3690.00 |
| <i>o</i> -xileno | 0.51 | 860.70 | 435.36 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 3 | | | 49586.06 |

Tabla 52. Stock de materias primas y auxiliares para el año 4.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 4 | | | |
|--|-----------------------|--------------|-----------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 45.47 | 1050.46 | 47762.15 |
| Agua | 1800.00 | 2.15 | 3876.81 |
| <i>o</i> -xileno | 0.51 | 904.27 | 457.40 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 4 | | | 52096.35 |

A partir del quinto año de funcionamiento de la planta sólo tendremos que adquirir las materias primas y auxiliares necesarias para la producción, porque se habrá alcanzado ya el nivel de stock proyectado.

*** Stock de producto terminado:**

En cuanto al stock de producto terminado, no se tiene en cuenta en la cantidad vendida porque realmente no se vende. Pero fabricarlo supone unos costes de producción que no se van a diferenciar en la contabilidad de aquéllos empleados en fabricar producto que sí se vende (y, por tanto, el beneficio se estaría reduciendo). Por ello, lo que se hace es aumentar los ingresos sumando el stock valorado como si se hubiese vendido. Así el beneficio queda inalterado.

La cantidad en stock va aumentando un 10 % desde el año 1 y para valorarlo se multiplica esa cantidad por el precio de venta unitario actualizado:

$$\text{Stock de producto terminado} = \text{Cantidad en stock} \cdot \text{Precio de venta}$$

Los valores obtenidos los podemos apreciar en la tabla 53:

Tabla 53. Stock de producto terminado para los cuatro primeros años.

| STOCK DE PRODUCTO TERMINADO | | | |
|-----------------------------|-----------------------------------|-----------------------|-----------|
| Año | Cantidad producida para stock (t) | Precio de venta (€/t) | Coste (€) |
| 1 | 315 | 2895.00 | 911925 |
| 2 | 45 | 2967.38 | 133532 |
| 3 | 45 | 3041.56 | 136870 |
| 4 | 45 | 3117.60 | 140292 |

*** Variación de existencias total:**

Sumando el coste del stock de materias primas y auxiliares y del stock de producto terminado se obtiene la variación de existencias, como se puede observar en la tabla 54:

Tabla 54. Variación de existencias.

| VARIACIÓN DE EXISTENCIAS | | | |
|--------------------------|---|---------------------------------|------------------------------|
| Año | Stock de materias primas y auxiliares (€) | Stock de producto terminado (€) | Variación de existencias (€) |
| 1 | 338636 | 911925 | 1250561 |
| 2 | 49586 | 133532 | 183118 |
| 3 | 50826 | 136870 | 187696 |
| 4 | 52096 | 140292 | 192388 |

La variación de existencias a partir de año 5 tiene un valor de 0 € ya que se han completado los stocks de materias primas y auxiliares y de producto terminado.

b) Costes de comercialización:

Son los costes relacionados con la venta del producto. Se componen de:

*** Descuentos:**

Los primeros años hay que intensificar los costes de comercialización para que se establezcan las líneas de ventas. Por este motivo, los dos primeros años los gastos de descuentos van a suponer el 8 % de las ventas brutas. A partir de entonces, los costes para promocionar el producto se estabilizan con un valor menor que el de los primeros años, de forma que se va a gastar en descuentos un 6 % de las ventas brutas.

*** Publicidad:**

Los primeros años hay que intensificar los costes de comercialización para que se establezcan las líneas de ventas. Por este motivo, los dos primeros años los gastos de publicidad van a suponer el 10 % de las ventas brutas. A partir de entonces, los costes para promocionar el producto se estabilizan con un valor menor que el de los primeros años, de forma que se va a gastar en publicidad un 5 % de las ventas brutas.

*** Seguros comerciales:**

Los costes de los seguros comerciales se establecen siempre como el 5 % de las ventas brutas.

La tabla 55 muestra numéricamente los gastos que suponen los costes de comercialización:

Tabla 55. Costes de comercialización.

| COSTES DE COMERCIALIZACIÓN | | | | |
|----------------------------|----------------|----------------|-------------------------|--------------------------------|
| Año | Descuentos (€) | Publicidad (€) | Seguros comerciales (€) | Costes de comercialización (€) |
| 1 | 1548246 | 1935308 | 967654 | 4451207 |
| 2 | 1888437 | 2360547 | 1180273 | 5429258 |
| 3 | 1634230 | 1361858 | 1361858 | 4357946 |
| 4 | 1862142 | 1551785 | 1551785 | 4965711 |
| 5 | 1917323 | 1597769 | 1597769 | 5112861 |
| 6 | 1965256 | 1637713 | 1637713 | 5240683 |
| 7 | 2014387 | 1678656 | 1678656 | 5371700 |
| 8 | 2064747 | 1720623 | 1720623 | 5505992 |
| 9 | 2116366 | 1763638 | 1763638 | 5643642 |
| 10 | 2169275 | 1807729 | 1807729 | 5784733 |

c) Ventas netas totales:

Como ya se dijo anteriormente, las ventas netas totales se calculan restando a las ventas brutas los costes de comercialización y sumando la variación de existencias. A continuación, en la tabla 56 se resumen las ventas netas anuales:

Tabla 56. Ventas netas.

| VENTAS NETAS | |
|--------------|------------------|
| Año | Ventas netas (€) |
| 1 | 16152429 |
| 2 | 18359328 |
| 3 | 23066914 |
| 4 | 26262369 |
| 5 | 26842522 |
| 6 | 27513585 |
| 7 | 28201425 |
| 8 | 28906460 |
| 9 | 29629122 |
| 10 | 30369850 |

- Análisis de gastos:

Se evaluarán los costes de fabricación y los de estructura. Se estudian a continuación, considerando los 10 primeros años de actividad:

- ◆ **Costes de fabricación:**

Hay varios costes de fabricación:

- a) Materias primas y auxiliares:**

Como en el primer año sólo se produce al 70 % de la capacidad de producción de la planta, las necesidades de materias primas y auxiliares también constituirán el 70 % de las necesidades totales para la máxima capacidad de producción. Este porcentaje irá aumentando un 10 % cada año hasta llegar al cuarto año, en el que se alcanza el 100 % de la capacidad de producción. Además, los costes originados por la compra de las materias primas y auxiliares variarán cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 57 recogemos los costes de las materias primas y auxiliares durante los diez primeros años:

Tabla 57. Costes de materias primas y auxiliares.

| COSTES DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | |
|--|-------------------------------|-----------|
| Año | % de la producción proyectada | Coste (€) |
| 1 | 70 | 7499680 |
| 2 | 80 | 8785339 |
| 3 | 90 | 10130594 |
| 4 | 100 | 11537621 |
| 5 | 100 | 11826062 |
| 6 | 100 | 12121713 |
| 7 | 100 | 12424756 |
| 8 | 100 | 12735375 |
| 9 | 100 | 13053759 |
| 10 | 100 | 13380103 |

b) Combustible:

Al igual que ocurría con las materias primas y auxiliares, las necesidades de combustible el primer año constituirán el 70 % de las necesidades totales para la máxima capacidad de producción. Este porcentaje irá aumentando un 10 % cada año hasta llegar al cuarto año, en el que se alcanza el 100 % de la capacidad de producción. Además, los costes originados por la compra del combustible variarán cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 58 recogemos los costes de combustible durante los diez primeros años:

Tabla 58. Costes de combustible.

| COSTES DE COMBUSTIBLE | | |
|-----------------------|-------------------------------|-----------|
| Año | % de la producción proyectada | Coste (€) |
| 1 | 70 | 1792 |
| 2 | 80 | 2099 |
| 3 | 90 | 2421 |
| 4 | 100 | 2757 |
| 5 | 100 | 2826 |
| 6 | 100 | 2896 |
| 7 | 100 | 2969 |
| 8 | 100 | 3043 |
| 9 | 100 | 3119 |
| 10 | 100 | 3197 |

c) Mano de obra:

Los costes de mano de obra corresponden a los salarios del personal que trabaja en la planta. Desde el inicio de la actividad se contratará a los trabajadores necesarios, por lo que este coste no aumentará con la capacidad de producción, aunque sí que lo

hará con la actualización de salarios un 2.5 % anual. En la tabla 59 recogemos los costes de mano de obra durante los diez primeros años:

Tabla 59. Costes de mano de obra.

| COSTES DE MANO DE OBRA | |
|------------------------|-----------|
| Año | Coste (€) |
| 1 | 1937000 |
| 2 | 1985425 |
| 3 | 2035061 |
| 4 | 2085937 |
| 5 | 2138086 |
| 6 | 2191538 |
| 7 | 2246326 |
| 8 | 2302484 |
| 9 | 2360046 |
| 10 | 2419048 |

d) Electricidad:

Al igual que ocurría con las materias primas y auxiliares, las necesidades de electricidad el primer año constituirán el 70 % de las necesidades totales para la máxima capacidad de producción. Este porcentaje irá aumentando un 10 % cada año hasta llegar al cuarto año, en el que se alcanza el 100 % de la capacidad de producción. Además es necesario sumar una cantidad correspondiente al consumo fijo (ordenadores, alumbrado, etc.), independientemente de la producción, y que se puede evaluar como 45 kWh/m² edificado. Asimismo, los costes originados por el consumo eléctrico variarán cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 60 recogemos los costes de electricidad durante los diez primeros años:

Tabla 60. Costes de electricidad.

| COSTES DE ELECTRICIDAD | | | | |
|------------------------|-------------------------------|--|----------------------------------|------------------------------------|
| Año | % de la producción proyectada | Consumo de electricidad de equipos (€) | Consumo de electricidad fijo (€) | Coste total de la electricidad (€) |
| 1 | 70 | 1791075 | 36069 | 1827144 |
| 2 | 80 | 2098116 | 36971 | 2135087 |
| 3 | 90 | 2419390 | 37895 | 2457286 |
| 4 | 100 | 2755417 | 38843 | 2794259 |
| 5 | 100 | 2824302 | 39814 | 2864116 |
| 6 | 100 | 2894910 | 40809 | 2935719 |
| 7 | 100 | 2967282 | 41829 | 3009112 |
| 8 | 100 | 3041464 | 42875 | 3084340 |
| 9 | 100 | 3117501 | 43947 | 3161448 |
| 10 | 100 | 3195439 | 45046 | 3240484 |

e) Mantenimiento:

Se consideran aquí los gastos originados por la conservación, revisión, sustitución o reparación periódica de los equipos, pero no se tienen en cuenta los gastos derivados de suministros ni amortizaciones.

Se toman como costes de mantenimiento el 10 % del coste de los equipos, y su valor variará cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 61 recogemos los costes de mantenimiento durante los diez primeros años:

Tabla 61. Costes de mantenimiento.

| COSTES DE MANTENIMIENTO | |
|-------------------------|-----------|
| Año | Coste (€) |
| 1 | 871321 |
| 2 | 893104 |
| 3 | 915432 |
| 4 | 938317 |
| 5 | 961775 |
| 6 | 985820 |
| 7 | 1010465 |
| 8 | 1035727 |
| 9 | 1061620 |
| 10 | 1088160 |

f) Amortización directa:

La amortización directa es un coste ficticio originado por la pérdida de valor de los equipos y las instalaciones y que no se actualiza con el tiempo. Por tanto, tiene el mismo valor todos los años, valor que ya se calculó anteriormente y que asciende a 938362 €.

g) Costes de fabricación totales:

Se obtienen como la suma de los costes de materias primas y auxiliares, combustible, mano de obra, electricidad, mantenimiento y amortización vistos anteriormente. En la tabla 62 mostramos el valor de estos costes de fabricación:

Tabla 62. Costes de fabricación.

| COSTES DE FABRICACIÓN | |
|-----------------------|---------------------------|
| Año | Costes de fabricación (€) |
| 1 | 13075299 |
| 2 | 14739417 |
| 3 | 16479155 |
| 4 | 18297254 |
| 5 | 18731226 |
| 6 | 19176048 |
| 7 | 19631990 |
| 8 | 20099331 |
| 9 | 20578355 |
| 10 | 21069355 |

◆ **Costes de estructura:**

Se componen de:

a) Costes de laboratorio:

Los costes de laboratorio se evalúan cada año como el 14 % de los costes de mano de obra del mismo año. No es necesario actualizar el coste dado que ya se ha actualizado en la mano de obra. En la tabla 63 recogemos los costes de laboratorio durante los diez primeros años:

Tabla 63. Costes de laboratorio.

| COSTES DE LABORATORIO | |
|-----------------------|---------------------------|
| Año | Costes de laboratorio (€) |
| 1 | 271180 |
| 2 | 277960 |
| 3 | 284908 |
| 4 | 292031 |
| 5 | 299332 |
| 6 | 306815 |
| 7 | 314486 |
| 8 | 322348 |
| 9 | 330406 |
| 10 | 338667 |

b) Costes de suministros:

Los costes de suministros se evalúan como el 2 % del capital fijo para el primer año, y para el resto se van actualizando los precios a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 64 recogemos los costes de suministros durante los diez primeros años:

Tabla 64. Costes de suministros.

| COSTES DE SUMINISTROS | |
|-----------------------|---------------------------|
| Año | Costes de suministros (€) |
| 1 | 443900 |
| 2 | 454997 |
| 3 | 466372 |
| 4 | 478032 |
| 5 | 489982 |
| 6 | 502232 |
| 7 | 514788 |
| 8 | 527657 |
| 9 | 540849 |
| 10 | 554370 |

c) Costes de seguridad personal:

Se tomará un precio contratado con la empresa de seguridad que para el primer año se estima en 175000 €. Para el resto de los años se va actualizando a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 65 recogemos los costes de seguridad personal durante los diez primeros años:

Tabla 65. Costes de seguridad personal.

| COSTES DE SEGURIDAD PERSONAL | |
|------------------------------|----------------------------------|
| Año | Costes de seguridad personal (€) |
| 1 | 175000 |
| 2 | 179375 |
| 3 | 183859 |
| 4 | 188456 |
| 5 | 193167 |
| 6 | 197996 |
| 7 | 202946 |
| 8 | 208020 |
| 9 | 213221 |
| 10 | 218551 |

d) Costes de limpieza:

Se tomará un precio contratado con la empresa de limpieza que para el primer año se estima en 50000 €. Para el resto de los años se va actualizando a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 66 recogemos los costes de limpieza durante los diez primeros años:

Tabla 66. Costes de limpieza.

| COSTES DE LIMPIEZA | |
|--------------------|------------------------|
| Año | Costes de limpieza (€) |
| 1 | 50000 |
| 2 | 51250 |
| 3 | 52531 |
| 4 | 53845 |
| 5 | 55191 |
| 6 | 56570 |
| 7 | 57985 |
| 8 | 59434 |
| 9 | 60920 |
| 10 | 62443 |

e) Costes de administración:

Se estiman cada año como el 1 % de los costes de fabricación del mismo año. En la tabla 67 recogemos los costes de administración durante los diez primeros años:

Tabla 67. Costes de administración.

| COSTES DE ADMINISTRACIÓN | |
|--------------------------|------------------------------|
| Año | Costes de administración (€) |
| 1 | 130753 |
| 2 | 147394 |
| 3 | 164792 |
| 4 | 182973 |
| 5 | 187312 |
| 6 | 191760 |
| 7 | 196320 |
| 8 | 200993 |
| 9 | 205784 |
| 10 | 210694 |

f) Costes de investigación:

Se estima que cada año se invertirá en investigación el 1 % de las ventas netas del año correspondiente. En la tabla 68 recogemos los costes de investigación durante los diez primeros años:

Tabla 68. Costes de investigación.

| COSTES DE INVESTIGACIÓN | |
|-------------------------|-----------------------------|
| Año | Costes de investigación (€) |
| 1 | 161524 |
| 2 | 183593 |
| 3 | 230669 |
| 4 | 262624 |
| 5 | 268425 |
| 6 | 275136 |
| 7 | 282014 |
| 8 | 289065 |
| 9 | 296291 |
| 10 | 303698 |

g) Costes del seguro de responsabilidad civil:

Se tomará un precio contratado con la empresa aseguradora que para el primer año se estima en 45000 €. Para el resto de los años se va actualizando a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 69 recogemos los costes del seguro de responsabilidad civil durante los diez primeros años:

Tabla 69. Costes del seguro de responsabilidad civil.

| COSTES DEL SEGURO DE RESPONSABILIDAD CIVIL | |
|--|---|
| Año | Costes del seguro de responsabilidad civil(€) |
| 1 | 45000 |
| 2 | 46125 |
| 3 | 47278 |
| 4 | 48460 |
| 5 | 49672 |
| 6 | 50913 |
| 7 | 52186 |
| 8 | 53491 |
| 9 | 54828 |
| 10 | 56199 |

h) Costes de amortización indirecta:

Los costes de amortización indirecta serán un 10 % de los gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad, de los

gastos de puesta en marcha y de los gastos de ensayos, informes y estudios previos. Al igual que sucedía con la amortización directa, este coste no se actualiza con el tiempo. Por tanto, tiene el mismo valor todos los años, valor que asciende a 399510 €.

i) Costes de estructura totales:

El valor durante los diez primeros años de producción de todos los costes de estructura expuestos anteriormente aparecen recogidos en la tabla 70:

Tabla 70. Costes de estructura.

| COSTES DE ESTRUCTURA | |
|----------------------|--------------------------|
| Año | Costes de estructura (€) |
| 1 | 1676867 |
| 2 | 1740204 |
| 3 | 1829920 |
| 4 | 1905929 |
| 5 | 1942591 |
| 6 | 1980934 |
| 7 | 2020235 |
| 8 | 2060518 |
| 9 | 2101809 |
| 10 | 2144132 |

◆ Gastos financieros:

Los gastos financieros son los derivados del pago de los intereses de los préstamos tanto a corto como a largo plazo para financiar el capital circulante y el capital fijo respectivamente. En el caso del préstamo a largo plazo también hay que considerar las comisiones de apertura y de cancelación del mismo. En la tabla 71 recogemos todos los gastos financieros:

Tabla 71. Gastos financieros.

| GASTOS FINANCIEROS | | | |
|--------------------|----------------------------|----------------------------|------------------------|
| Año | Préstamo a corto plazo (€) | Préstamo a largo plazo (€) | Gastos financieros (€) |
| 1 | 352636 | 793471 | 1146107 |
| 2 | 235090 | 610362 | 845453 |
| 3 | 117545 | 610362 | 727907 |
| 4 | 0 | 534067 | 534067 |
| 5 | 0 | 457772 | 457772 |
| 6 | 0 | 381476 | 381476 |
| 7 | 0 | 305181 | 305181 |
| 8 | 0 | 228886 | 228886 |
| 9 | 0 | 152591 | 152591 |
| 10 | 0 | 259404 | 259404 |

- Resultados de la cuenta de resultados:

Son los siguientes:

◆ **Margen de ventas:**

Viene dado por:

$$\text{Margen de ventas} = \text{Ventas netas} - \text{Costes de fabricación} - \text{Stock de materias primas}$$

Los resultados para cada año se muestran en la tabla 72:

Tabla 72. Margen de ventas.

| MARGEN DE VENTAS | |
|------------------|----------------------|
| Año | Margen de ventas (€) |
| 1 | 2738494 |
| 2 | 3485846 |
| 3 | 6536933 |
| 4 | 7913019 |
| 5 | 8111295 |
| 6 | 8337537 |
| 7 | 8569434 |
| 8 | 8807129 |
| 9 | 9050767 |
| 10 | 9300495 |

◆ **Resultado operativo:**

Se obtiene por:

$$\text{Resultado operativo} = \text{Margen de ventas} - \text{Costes de estructura}$$

Los resultados para cada año se muestran en la tabla 73:

Tabla 73. Resultado operativo.

| RESULTADO OPERATIVO | |
|---------------------|-------------------------|
| Año | Resultado operativo (€) |
| 1 | 1061627 |
| 2 | 1745641 |
| 3 | 4707013 |
| 4 | 6007089 |
| 5 | 6168704 |
| 6 | 6356603 |
| 7 | 6549200 |
| 8 | 6746611 |
| 9 | 6948958 |
| 10 | 7156363 |

◆ **Resultado antes de impuestos:**

Se obtiene por:

$$\text{Resultado antes de impuestos} = \text{Resultado operativo} - \text{Gastos financieros}$$

Los resultados para cada año se muestran en la tabla 74:

Tabla 74. Resultado antes de impuestos.

| RESULTADO ANTES DE IMPUESTOS | |
|------------------------------|----------------------------------|
| Año | Resultado antes de impuestos (€) |
| 1 | -84480 |
| 2 | 900189 |
| 3 | 3979106 |
| 4 | 5473022 |
| 5 | 5710933 |
| 6 | 5975127 |
| 7 | 6244019 |
| 8 | 6517725 |
| 9 | 6796367 |
| 10 | 6896959 |

Si el resultado antes de impuestos es negativo, tal y como sucede en el año 1, decimos que ese año hay pérdidas y, por tanto, no se pagan ningunos impuestos. Además, este resultado antes de impuestos debe incluirse como un gasto al año siguiente, como un pago más que hay que realizar.

◆ **Beneficio disponible:**

Se obtiene a partir de la expresión:

$$\text{Beneficio disponible} = \text{Resultado antes de impuestos} - \text{Impuestos}$$

Como la empresa será una Sociedad Anónima (S.A.) el impuesto aplicable viene dado por el 30 % del resultado antes de impuestos. En la tabla 75 se han reflejado tanto los impuestos anuales como el beneficio disponible:

Tabla 75. Beneficio disponible.

| BENEFICIO DISPONIBLE | | |
|----------------------|---------------|--------------------------|
| Año | Impuestos (€) | Beneficio disponible (€) |
| 1 | 0 | 0 |
| 2 | 270057 | 630132 |
| 3 | 1193732 | 2735374 |
| 4 | 1641907 | 3831116 |
| 5 | 1713280 | 3997653 |
| 6 | 1792538 | 4182589 |
| 7 | 1873206 | 4370813 |
| 8 | 1955318 | 4562408 |
| 9 | 2038910 | 4757457 |
| 10 | 2069088 | 4827871 |

◆ **Fondo de beneficio:**

Es el beneficio acumulado durante los distintos años de funcionamiento de la planta. Los resultados para cada año se muestran en la tabla 76:

Tabla 76. Fondo de beneficio.

| FONDO DE BENEFICIO | |
|--------------------|------------------------|
| Año | Fondo de beneficio (€) |
| 1 | 0 |
| 2 | 630132 |
| 3 | 3415506 |
| 4 | 7246622 |
| 5 | 11244274 |
| 6 | 15426863 |
| 7 | 19797676 |
| 8 | 24360084 |
| 9 | 29117541 |
| 10 | 33945412 |

A continuación, en la tabla 77 se incluye la cuenta de resultados de la actividad:

Tabla 77. Cuenta de resultados.

| | INGRESOS | | | | | | | | | |
|---|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| VENTAS BRUTAS (€) | 19353075 | 23605468 | 27237164 | 31035692 | 31955383 | 32754268 | 33573124 | 34412453 | 35272764 | 36154583 |
| VARIACIÓN DE EXISTENCIAS (€) | 1250561 | 183118 | 187696 | 192388 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 338636 | 49586 | 50826 | 52096 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Stock de producto terminado (€) | 911925 | 133532 | 136870 | 140292 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| COSTES DE COMERCIALIZACIÓN (€) | 4451207 | 5429258 | 4357946 | 4965711 | 5112861 | 5240683 | 5371700 | 5505992 | 5643642 | 5784733 |
| Descuentos (€) | 1548246 | 1888437 | 1634230 | 1862142 | 1917323 | 1965256 | 2014387 | 2064747 | 2116366 | 2169275 |
| Publicidad (€) | 1935308 | 2360547 | 1361858 | 1551785 | 1597769 | 1637713 | 1678656 | 1720623 | 1763638 | 1807729 |
| Seguros comerciales (€) | 967654 | 1180273 | 1361858 | 1551785 | 1597769 | 1637713 | 1678656 | 1720623 | 1763638 | 1807729 |
| VENTAS NETAS (€) | 16152429 | 18359328 | 23066914 | 26262369 | 26842522 | 27513585 | 28201425 | 28906460 | 29629122 | 30369850 |
| | GASTOS | | | | | | | | | |
| COSTES DE FABRICACIÓN (€) | 13075299 | 14739417 | 16479155 | 18297254 | 18731226 | 19176048 | 19631990 | 20099331 | 20578355 | 21069355 |
| Materias primas y auxiliares (€) | 7499680 | 8785339 | 10130594 | 11537621 | 11826062 | 12121713 | 12424756 | 12735375 | 13053759 | 13380103 |
| Combustible (€) | 1792 | 2099 | 2421 | 2757 | 2826 | 2896 | 2969 | 3043 | 3119 | 3197 |
| Mano de obra (€) | 1937000 | 1985425 | 2035061 | 2085937 | 2138086 | 2191538 | 2246326 | 2302484 | 2360046 | 2419048 |
| Electricidad (€) | 1827144 | 2135087 | 2457286 | 2794259 | 2864116 | 2935719 | 3009112 | 3084340 | 3161448 | 3240484 |
| Mantenimiento (€) | 871321 | 893104 | 915432 | 938317 | 961775 | 985820 | 1010465 | 1035727 | 1061620 | 1088160 |
| Amortización directa (€) | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 | 938362 |
| VARIACIÓN DE EXISTENCIAS (€) | 338636 | 49586 | 50826 | 52096 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 338636 | 49586 | 50826 | 52096 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| MARGEN DE VENTAS (€) | 2738494 | 3485846 | 6536933 | 7913019 | 8111295 | 8337537 | 8569434 | 8807129 | 9050767 | 9300495 |

| | | | | | | | | | | |
|---|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| COSTES DE ESTRUCTURA (€) | 1676867 | 1740204 | 1829920 | 1905929 | 1942591 | 1980934 | 2020235 | 2060518 | 2101809 | 2144132 |
| Laboratorio (€) | 271180 | 277960 | 284908 | 292031 | 299332 | 306815 | 314486 | 322348 | 330406 | 338667 |
| Suministros (€) | 443900 | 454997 | 466372 | 478032 | 489982 | 502232 | 514788 | 527657 | 540849 | 554370 |
| Seguridad personal (€) | 175000 | 179375 | 183859 | 188456 | 193167 | 197996 | 202946 | 208020 | 213221 | 218551 |
| Limpieza (€) | 50000 | 51250 | 52531 | 53845 | 55191 | 56570 | 57985 | 59434 | 60920 | 62443 |
| Administración (€) | 130753 | 147394 | 164792 | 182973 | 187312 | 191760 | 196320 | 200993 | 205784 | 210694 |
| Investigación (€) | 161524 | 183593 | 230669 | 262624 | 268425 | 275136 | 282014 | 289065 | 296291 | 303698 |
| Seguro de responsabilidad civil (€) | 45000 | 46125 | 47278 | 48460 | 49672 | 50913 | 52186 | 53491 | 54828 | 56199 |
| Amortización indirecta (€) | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 | 399510 |
| RESULTADO OPERATIVO (€) | 1061627 | 1745641 | 4707013 | 6007089 | 6168704 | 6356603 | 6549200 | 6746611 | 6948958 | 7156363 |
| GASTOS FINANCIEROS (€) | 1146107 | 845453 | 727907 | 534067 | 457772 | 381476 | 305181 | 228886 | 152591 | 259404 |
| Préstamo a corto plazo (€) | 352636 | 235090 | 117545 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Préstamo a largo plazo (€) | 793471 | 610362 | 610362 | 534067 | 457772 | 381476 | 305181 | 228886 | 152591 | 259404 |
| RESULTADO ANTES DE IMPUESTOS (€) | -84480 | 900189 | 3979106 | 5473022 | 5710933 | 5975127 | 6244019 | 6517725 | 6796367 | 6896959 |
| IMPUESTOS (€) | 0 | 270057 | 1193732 | 1641907 | 1713280 | 1792538 | 1873206 | 1955318 | 2038910 | 2069088 |
| BENEFICIO DISPONIBLE (€) | 0 | 630132 | 2785374 | 3831116 | 3997653 | 4182589 | 4370813 | 4562408 | 4757457 | 4827871 |
| FONDO DE BENEFICIO (€) | 0 | 630132 | 3415506 | 7246622 | 11244274 | 15426863 | 19797676 | 24360084 | 29117541 | 33945412 |

4.1.2.2. Plan de tesorería

El plan de tesorería tiene por objeto determinar los movimientos de dinero físico, ingresos y pagos, cuya diferencia supone el dinero en efectivo del que realmente se dispone. Es necesario realizarlo ya que la cuenta de resultados no incluye los préstamos. De esta manera se comprueba si el proyecto es viable desde el punto de vista financiero.

Aunque es similar a la cuenta de resultados, el plan de tesorería incluye un año 0 en el que se supone que se hacen las inversiones necesarias, pero todavía no ha comenzado la actividad. Por otra parte no incluye la amortización como gasto, dado que ésta constituye un gasto ficticio que no supone dinero en efectivo. Finalmente, mientras que en la cuenta de resultados no se tenía en cuenta la forma de pago (ni de los clientes ni a los proveedores), en el plan de tesorería sí es necesario tenerlos en cuenta.

- Ingresos:

Los ingresos pueden proceder de las siguientes fuentes:

- ◆ **Explotación:**

En el año 0 no hay ingresos por explotación dado que la actividad no ha comenzado todavía.

En el resto de años los ingresos por explotación se corresponden con las ventas brutas calculadas en la cuenta de resultados.

- ◆ **Patrimoniales:**

En el año 0 los ingresos correspondientes al patrimonio son la suma de la aportación propia del promotor y de las subvenciones, que se suponen que están disponibles desde el año 0.

Como se ha dicho, los ingresos correspondientes al patrimonio se hacen en el año 0 y, por tanto, durante el resto de años no se ingresa nada por este concepto.

- ◆ **Exigible:**

El exigible es el dinero que hay que devolver por cada uno de los préstamos.

En el año 0 se ingresan como exigibles los préstamos a corto y a largo plazo.

Durante el resto de años se van indicando las devoluciones tanto en el préstamo a corto plazo como en el préstamo a largo plazo (calculadas en el plan de ingresos y pagos de la inversión). Se indican con signo negativo puesto que el exigible está sufriendo una disminución.

◆ Clientes:

La cuenta de resultados no tiene en cuenta la forma de pago; en el caso del plan de tesorería sí, incluyéndose los pagos aplazados de los clientes. Se indican en forma de incremento o disminución con respecto al año anterior.

La cuenta inicial de clientes de cada año será la cuenta final del anterior, calculándose ésta como sigue si se supone que los clientes pagan cada dos meses:

$$\text{Clientes final} = \text{Producción anual} \cdot \text{Precio del producto} \cdot \frac{2}{12}$$

• Pagos:

Los pagos a realizar son los siguientes:

◆ Costes de ventas:

En el año 0 no se vende nada porque la actividad todavía no ha comenzado, por lo que no existen costes de ventas.

Durante el resto de años se incluyen dentro de los costes de ventas:

- Costes de comercialización: obtenidos en la cuenta de resultados para cada año.
- Costes de fabricación: serían los correspondientes al mismo año en la cuenta de resultados pero eliminando los costes de amortización directa.
- Costes de estructura: serían los correspondientes al mismo año en la cuenta de resultados pero eliminando los costes de amortización indirecta.
- Costes financieros: son los mismos que los obtenidos en la cuenta de resultados.

◆ Inversiones:

En el año 0 las inversiones las constituye el inmovilizado (el capital fijo).

Durante los cuatro primeros años de producción se incluyen dentro de las inversiones las existencias (el stock de materias primas y auxiliares).

◆ Otros:

En el año 0 no hay pagos por este concepto.

Durante el resto de años es necesario considerar:

- Impuestos: se incluyen los impuestos del año anterior, dado que los impuestos siempre se pagan al año siguiente.
- Proveedores: al igual que ocurría con los clientes, se indican en forma de incremento o disminución con respecto al año anterior.

La cuenta inicial de proveedores de cada año será la cuenta final del anterior, calculándose ésta como sigue si se supone que se paga a los proveedores cada dos meses:

$$\text{Proveedores final} = \text{Costes de materias primas y auxiliares} \cdot \frac{2}{12}$$

- Caja:

Para calcular los movimientos de dinero se calculan los siguientes términos:

◆ **Caja inicial:**

Será el dinero que se tiene al principio de cada año; en el año 0 no se tendrá nada y para el resto de los años será la caja final del año anterior.

◆ **Caja periodo:**

Se calcula como la diferencia entre los ingresos y los pagos del año correspondiente.

◆ **Caja final:**

Se calcula como la suma de la caja inicial y la caja periodo de un año. Será el dinero que se tiene en caja al final de año y supone, por tanto, la caja inicial del año siguiente.

La caja final de un año no puede ser negativa porque, de ser así, nos estaría indicando que no se dispone de dinero para hacer frente a los pagos.

A continuación, en la tabla 78 se incluye el plan de tesorería de la actividad:

Tabla 78. Plan de tesorería.

| | INGRESOS | | | | | | | | | | |
|-----------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| EXPLOTACIÓN (€) | 0 | 19353075 | 23605468 | 27237164 | 31035692 | 31955383 | 32754268 | 33573124 | 34412453 | 35272764 | 36154583 |
| PATRIMONIALES (€) | 9987747 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| EXIGIBLE A CORTO PLAZO (€) | 4407945 | -1469315 | -1469315 | -1469315 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| EXIGIBLE A LARGO PLAZO (€) | 12207246 | 0 | 0 | -1525906 | -1525906 | -1525906 | -1525906 | -1525906 | -1525906 | -1525906 | -1525906 |
| CLIENTES INICIAL (€) | 0 | 0 | 3377500 | 3956500 | 4562339 | 5195997 | 5325897 | 5459045 | 5595521 | 5735409 | 5878794 |
| CLIENTES FINAL (€) | 0 | -3377500 | -3956500 | -4562339 | -5195997 | -5325897 | -5459045 | -5595521 | -5735409 | -5878794 | -6025764 |
| TOTAL INGRESOS (€) | 26602938 | 14506260 | 21557153 | 23636105 | 28876128 | 30299577 | 31095215 | 31910743 | 32746659 | 33603473 | 34481707 |
| | PAGOS | | | | | | | | | | |
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| COSTES DE VENTAS (€) | 0 | 19011608 | 21416459 | 22057056 | 24365089 | 24906578 | 25441269 | 25991234 | 26556855 | 27138524 | 27919752 |
| Costes de comercialización (€) | 0 | 4451207 | 5429258 | 4357946 | 4965711 | 5112861 | 5240683 | 5371700 | 5505992 | 5643642 | 5784733 |
| Costes de fabricación (€) | 0 | 12136937 | 13801054 | 15540792 | 17358892 | 17792864 | 18237686 | 18693628 | 19160968 | 19639993 | 20130992 |
| Costes de estructura (€) | 0 | 1277357 | 1340694 | 1430410 | 1506419 | 1543081 | 1581424 | 1620725 | 1661008 | 1702299 | 1744622 |
| Gastos financieros (€) | 0 | 1146107 | 845453 | 727907 | 534067 | 457772 | 381476 | 305181 | 228886 | 152591 | 259404 |
| INVERSIONES (€) | 22194993 | 338636 | 49586 | 50826 | 52096 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Inmovilizado (€) | 22194993 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Existencias (€) | 0 | 338636 | 49586 | 50826 | 52096 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| IMPUESTOS (€) | 0 | 0 | 0 | 270057 | 1193732 | 1641907 | 1713280 | 1792538 | 1873206 | 1955318 | 2038910 |
| PROVEEDORES INICIAL (€) | 0 | 0 | 1249947 | 1464223 | 1688432 | 1922937 | 1971010 | 2020286 | 2070793 | 2122562 | 2175627 |
| PROVEEDORES FINAL (€) | 0 | -1249947 | -1464223 | -1688432 | -1922937 | -1971010 | -2020286 | -2070793 | -2122562 | -2175627 | -2230017 |
| TOTAL PAGOS (€) | 22194993 | 18100298 | 21251769 | 22153730 | 25376412 | 26500412 | 27105273 | 27733264 | 28378291 | 29040778 | 29904271 |

| PLAN DE TESORERÍA | | | | | | | | | | | |
|-------------------|---------|----------|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|----------|----------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| CAJA INICIAL (€) | 0 | 4407945 | 813907 | 1119292 | 2601667 | 6101382 | 9900548 | 13890489 | 18067967 | 22436335 | 26999030 |
| CAJA PERIODO (€) | 4407945 | -3594037 | 305385 | 1482375 | 3499715 | 3799166 | 3989941 | 4177478 | 4368368 | 4562695 | 4577436 |
| CAJA FINAL (€) | 4407945 | 813907 | 1119292 | 2601667 | 6101382 | 9900548 | 13890489 | 18067967 | 22436335 | 26999030 | 31576467 |

4.1.2.3. Balance

El balance es un documento contable que permite dar una idea de la situación patrimonial en que se encuentra una empresa. Se trata de un documento que se hace a lo largo de los años considerando que hay acumulación. Consta de dos partidas:

- Activo: relación de aquello que posee la empresa.
- Pasivo: en él se indican el origen y la procedencia de lo que posee la empresa o el destino de parte de ello.

Para comprobar que el balance está bien hecho, la diferencia entre el activo y el pasivo debe ser cero, o dicho de otra forma, ambas partidas deben ser iguales.

- Activo:

El activo es el patrimonio que posee la empresa. Lo que posee la empresa se puede agrupar de la siguiente forma:

- ◆ **Inmovilizado:**

Es el capital fijo, tanto el material (terrenos, obra civil, maquinaria, instalaciones y vehículos) como el inmaterial (proyecto y dirección de obra, licencias) y otros (gastos de constitución, puesta en marcha, gastos imprevistos).

En el año 0 el inmovilizado es, en definitiva, el capital fijo.

Para el resto de años, al tratarse de inmovilizado, no va a cambiar con los años y como en el balance se considera acumulación, entonces tiene el mismo valor el resto de los años que el que tenía el año 0.

- ◆ **Fondo de amortización:**

Su ubicación real sería el pasivo, porque en realidad es un gasto, una pérdida de valor. Por ello se indica con signo negativo, resta y así es más lógico ponerlo en el activo.

En el año 0 no hay amortización puesto que es el año en que se hacen las inversiones.

Para el primer año tenemos que incluir el coste de amortización que se había incluido en los costes de fabricación pero también el que se había incluido de forma indirecta en los costes de estructura (y que se había eliminado en el plan de tesorería).

Para los años siguientes se irán sumando ambas amortizaciones, tanto la directa como la indirecta, al valor del fondo de amortización del año anterior.

◆ **Existencias:**

Corresponden al stock de materias primas y auxiliares.

En el año 0 todavía no hay stock dado que se compra durante los cuatro primeros años de funcionamiento.

Durante el resto de años, dado que el stock se compra los cuatro primeros años y se deja como tal para el resto de años, tendrá el mismo valor los años siguientes el valor que se le dio en la cuenta de resultados.

◆ **Realizable:**

Lo constituye el stock de productos terminados y la cuenta de clientes.

En el año 0 todavía no se ha producido el stock ni hay clientes que compren porque la actividad no ha comenzado. Por tanto, el realizable tiene un valor de 0 €.

Para el resto de años, el stock de producto terminado se mantiene a lo largo de los años aunque se produjese los cuatro primeros años (pero es que en el balance se considera lo que en cada momento tiene la empresa); por tanto, su valor se mantiene a lo largo del tiempo con el que se le dio en la cuenta de resultados.

Con respecto a la cuenta de clientes, para cada año tendrá el valor de la cuenta final que se consideró en el plan de tesorería; sin embargo, en este caso no lleva signo negativo (en aquel caso sí porque indicaba disminución).

◆ **Disponible:**

Se corresponde siempre con la caja final del año correspondiente del plan de tesorería.

En el año cero el dinero disponible será el capital circulante, que era el necesario para empezar a funcionar y que, como se dijo, coincide con la caja final del año 0.

Para el resto de años el dinero disponible será la caja final del año.

• Pasivo:

Indica el origen de las posesiones de la empresa. Se compone de:

◆ **Recursos propios:**

Es la suma del capital propio y de las subvenciones.

En el año 0 serían los recursos patrimoniales que se supusieron ingresados en el año 0 en el plan de tesorería.

Como se ha dicho, estos recursos se mantienen en el tiempo por existir acumulación, de modo que tiene igual valor todos los años que en el año 0.

◆ **Exigible a largo plazo:**

En esta partida se incluye el préstamo a largo plazo para la financiación del capital fijo; es dinero para financiar el activo que es exigible por los bancos.

En el año 0 es cuando se concede el préstamo y, por tanto, este concepto será el total del mismo, pues se dispone de él en este año.

Para el resto de años se le va restando la cantidad que se ha devuelto del préstamo. Ello se debe a que cada año se deja de disponer de ese dinero al devolverlo.

◆ **Exigible a corto plazo:**

Engloba el préstamo a corto plazo para la financiación del capital circulante, que es un dinero para financiar el activo y que es exigible por los bancos, y el dinero correspondiente a los proveedores dado que aunque no haya que pagarlo al contado y se disponga de él, lo exigirán a corto plazo. También incluye los impuestos y el fondo de beneficio, entendiéndose éste como el beneficio acumulado de cada año (el beneficio de ese año más el de los años anteriores).

En el año 0 es cuando se concede el préstamo y, por tanto, este concepto será el total del mismo, pues se dispone de él en este año. En el resto de conceptos tiene un valor de 0 en el año 0 dado que todavía no se han comprado materias primas a los proveedores, no se han pagado impuestos ni se tiene beneficio porque la actividad no ha comenzado a funcionar.

Para el resto de años, en lo que al préstamo a corto plazo se refiere, se le va restando la cantidad que se ha devuelto del préstamo. Ello se debe a que cada año se deja de disponer de ese dinero al devolverlo.

Los proveedores para cada año tendrán el valor de la cuenta final de proveedores que se consideró en el plan de tesorería. Sin embargo, y como ocurría con los clientes, en este caso no se indica la disminución por lo que no hay que poner el signo negativo.

Los impuestos para cada año serán los considerados en la cuenta de resultados.

Finalmente, el fondo de beneficio para cada año será, como se ha dicho, el beneficio obtenido en el año en cuestión sumado al beneficio de los años anteriores.

A continuación, en la tabla 79 se incluye el balance de la actividad:

Tabla 79. Balance.

| | ACTIVO | | | | | | | | | | |
|---------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| Inmovilizado (€) | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 | 22194993 |
| Fondo de amortización (€) | 0 | -1337872 | -2675745 | -4013617 | -5351489 | -6689362 | -8027234 | -9365106 | -10702978 | -12040851 | -13378723 |
| Existencias (€) | 0 | 338636 | 388223 | 439048 | 491145 | 491145 | 491145 | 491145 | 491145 | 491145 | 491145 |
| Clientes (€) | 0 | 3377500 | 3956500 | 4562339 | 5195997 | 5325897 | 5459045 | 5595521 | 5735409 | 5878794 | 6025764 |
| Stock de producto terminado (€) | 0 | 911925 | 1045457 | 1182327 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 |
| Disponibles (€) | 4407945 | 813907 | 1119292 | 2601667 | 6101382 | 9900548 | 13890489 | 18067967 | 22436335 | 26999030 | 31576467 |
| TOTAL ACTIVO (€) | 26602938 | 26299089 | 26028720 | 26966757 | 29954647 | 32545840 | 35331057 | 38307139 | 41477522 | 44845730 | 48232264 |

| | PASIVO | | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| Recursos propios (€) | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 | 9987747 |
| Exigible a largo plazo (€) | 12207246 | 12207246 | 12207246 | 10681340 | 9155435 | 7629529 | 6103623 | 4577717 | 3051812 | 1525906 | 0 |
| Exigible a corto plazo (€) | 4407945 | 2938630 | 1469315 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Proveedores (€) | 0 | 1249947 | 1464223 | 1688432 | 1922937 | 1971010 | 2020286 | 2070793 | 2122562 | 2175627 | 2230017 |
| Impuestos (€) | 0 | 0 | 270057 | 1193732 | 1641907 | 1713280 | 1792538 | 1873206 | 1955318 | 2038910 | 2069088 |
| Fondo de beneficio (€) | 0 | 0 | 630132 | 3415506 | 7246622 | 11244274 | 15426863 | 19797676 | 24360084 | 29117541 | 33945412 |
| TOTAL PASIVO (€) | 26602938 | 26383569 | 26028720 | 26966757 | 29954647 | 32545840 | 35331057 | 38307139 | 41477522 | 44845730 | 48232264 |

| | BALANCE | | | | | | | | | | |
|--------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| ACTIVO-PASIVO (€) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

4.1.2.4. Ratios de rentabilidad. Tasa interna de retorno (TIR)

La tasa interna de retorno (TIR) es un concepto economicista que sirve para estimar si es rentable la ejecución de un proyecto o no. Se calcula aplicando la siguiente fórmula:

$$A = \sum_{j=1}^n \frac{CF_j}{(1+r)^j}$$

$$A = \frac{B}{1+i} + \frac{C}{(1+i)^2} + \frac{D}{(1+i)^3} + \frac{E}{(1+i)^4} + \frac{F}{(1+i)^5} + \frac{G}{(1+i)^6} + \frac{H}{(1+i)^7} + \frac{I}{(1+i)^8} + \frac{J}{(1+i)^9} + \frac{K}{(1+i)^{10}}$$

En esta ecuación, cada término equivale a lo siguiente:

- A es la suma del capital fijo y del capital circulante, es decir, la inversión total realizada.
- B, C, D, E, F, G, H, I, J, K es el flujo neto de caja. Se calculan para los años 1, 2, ..., 10 respectivamente como la suma de los costes de amortización tanto directa como indirecta (los mismos que para la cuenta de resultados) y los intereses de los dos préstamos (tal y como se había hecho en la cuenta de resultados), el beneficio disponible de la cuenta de resultados. Además para el año 10 hay que sumar el llamado valor residual. El valor residual es la diferencia entre lo que costó comprar el inmovilizado y lo que se ha amortizado en los diez años; es decir, se calcula como:

$$\text{Valor residual} = \text{Capital fijo} - 10 \cdot \text{Coste amortización anual}$$

Una vez calculados estos parámetros se despeja la tasa interna de retorno, i , que en este caso tiene un valor de 0.15, es decir, del 15 %. Como podemos apreciar, la tasa interna de retorno tiene un valor positivo y relativamente elevado, por lo que el proyecto parece poder abordarse sin demasiado riesgo.

A continuación, en la tabla 80 se incluye el cálculo de la TIR:

Tabla 80. Cálculo de la Tasa Interna de Retorno.

| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
|-------------------------------|------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|-----------------|
| Capital fijo (€) | 22194993 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Capital circulante (€) | 4407945 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Amortización (€) | 0 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 | 1337872 |
| Intereses del préstamo (€) | 0 | 1146107 | 845453 | 727907 | 534067 | 457772 | 381476 | 305181 | 228886 | 152591 | 259404 |
| Beneficio disponible (€) | 0 | 0 | 630132 | 2785374 | 3831116 | 3997653 | 4182589 | 4370813 | 4562408 | 4757457 | 4827871 |
| Valor residual (€) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8816270 |
| FLUJO NETO DE CAJA (€) | -26602938 | 2483979 | 2813457 | 4851154 | 5703055 | 5793297 | 5901938 | 6013866 | 6129166 | 6247920 | 15241418 |
| | A | B | C | D | E | F | G | H | I | J | K |

| | |
|------------|-------------|
| TIR | 15 % |
|------------|-------------|

4.1.2.5. Análisis de sensibilidad

Con el presente análisis se pretende determinar cuáles son los factores que influyen de forma más importante en los costes que afectan al producto. Para ello se calcula el porcentaje de cada uno de los costes individuales sobre el coste total de producción. Para dichos cálculos no se tendrán en cuenta los costes de amortización dado que son constantes para todos los años.

En la tabla 81 se reflejan los resultados:

Tabla 81. Porcentaje de los costes individuales sobre el coste de producción.

| CONCEPTO | COSTE (€) | PORCENTAJE SOBRE EL TOTAL |
|---------------------------------|-----------------|---------------------------|
| COSTES DE FABRICACIÓN | 13075299 | 82.2 |
| Materias primas y auxiliares | 7499680 | 47.2 |
| Combustible | 1792 | 0.0 |
| Mano de obra | 1937000 | 12.2 |
| Electricidad | 1827144 | 11.5 |
| Mantenimiento | 871321 | 5.5 |
| COSTES DE ESTRUCTURA | 1676867 | 10.5 |
| Laboratorio | 271180 | 1.7 |
| Suministros | 443900 | 2.8 |
| Seguridad personal | 175000 | 1.1 |
| Limpieza | 50000 | 0.3 |
| Administración | 130753 | 0.8 |
| Investigación | 161524 | 1.0 |
| Seguro de responsabilidad civil | 45000 | 0.3 |
| GASTOS FINANCIEROS | 1146107 | 7.2 |
| Préstamo a corto plazo | 352636 | 2.2 |
| Préstamo a largo plazo | 793471 | 5.0 |
| TOTAL | 15898273 | 100 |

Como se puede apreciar, los costes que más afectan a los de producción son los de fabricación en un porcentaje del 82.2 %, seguidos por los costes de estructura con un 10.5 %, y los gastos financieros con un 7.2 %.

◆ Influencia de los costes de las materias primas y auxiliares:

Dentro de los costes de fabricación, los más determinantes son los de las materias primas y auxiliares (47.2 % respecto del total).

A continuación analizamos con más detenimiento en la tabla 82 los costes de las materias primas y auxiliares:

Tabla 82. Porcentaje de los costes de cada materia prima y auxiliar sobre el coste total de las mismas.

| COSTES DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | | |
|---|------------------|--------------|-----------------|---------------------------|
| Sustancia | Cantidad (t/año) | Precio (€/t) | Coste (€/año) | Porcentaje sobre el total |
| <i>n</i> -butano | 10124 | 975 | 9875691 | 92.18 |
| Agua | 400800 | 2 | 801600 | 7.48 |
| <i>o</i> -xileno | 44 | 840 | 36538 | 0.34 |
| TOTAL MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | 10713828 | 100 |

Como puede apreciarse, el porcentaje más elevado corresponde al coste del *n*-butano (92.18 %). El *n*-butano es un hidrocarburo saturado que procede del petróleo fundamentalmente. Por tanto, la actividad es bastante sensible a los precios del petróleo; dichos precios son bastante variables y dependientes de múltiples factores socio-económicos, con tendencia al alza generalmente.

Un aumento en el precio del petróleo haría aumentar el precio final del producto. Por tanto, la rentabilidad económica de la actividad va a depender fundamentalmente de los precios a los que consigamos obtener la materia prima principal, el *n*-butano.

◆ **Influencia de los costes de la electricidad:**

La electricidad supone también un coste importante: un 11.5 % respecto del total. El precio de la electricidad en nuestro país tiene un coste bastante elevado si lo comparamos con el precio de la misma en el resto de países europeos, aunque debemos de reconocer que, por regla general, estos precios se mantienen estables dentro de un margen. Por ello, quizás sea conveniente plantearse en un futuro la instalación de una turbina para el aprovechamiento del vapor de agua excedente de la planta y, de esta forma, obtener parte de la electricidad que consume la fábrica. Este aspecto será algo que habrá que tener en cuenta y valorar más adelante, especialmente, si el precio de la electricidad sigue aumentando.

◆ **Influencia de otros costes:**

Esta actividad también depende de forma considerable del coste de la mano de obra (12.2 %), aunque éste no es un coste que varíe demasiado, se mantiene dentro de un rango.

El resto de costes suponen un porcentaje bastante pequeño y no sufren tantas variaciones como el petróleo. Por tanto, se puede afirmar que la actividad no es muy sensible a estos costes. Este es el caso, también, de los costes de estructura.

En cuanto a los gastos financieros, los intereses de los préstamos hipotecarios son bajos de forma general, y aunque puedan variar ligeramente no se prevé que suban excesivamente. En cuanto a los intereses de los préstamos a corto plazo, sí que pueden aumentar más, pero por ello siempre se intentan devolver lo antes posible.

4.2. Alternativa 2. Proceso de separación en medio no acuoso

En este apartado se pretende estudiar la viabilidad económica de esta alternativa, describiéndose el modo de realizar la inversión y la evolución de los beneficios y de los gastos que genera la actividad propuesta.

Para ello calcularemos detalladamente los beneficios y los gastos y, finalmente, determinaremos la Tasa Interna de Retorno, T.I.R., que verificará la rentabilidad económica de esta planta de producción.

4.2.1. Estudio financiero

Su objetivo es calcular la inversión necesaria para poner en marcha la actividad.

4.2.1.1. Estimación de la inversión

La inversión total necesaria es la suma de dos términos:

$$\text{Inversión total} = \text{Capital fijo} + \text{Capital circulante}$$

Ambos se detallan a continuación:

- Capital fijo (CF):

El capital fijo es la cantidad de dinero necesaria para iniciar la actividad. Se calcula como la suma de varios conceptos:

- Costes de ensayos, informes y estudios previos (EIEP).
- Gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad (COG). Son los gastos de representación, escrituras, etc.
- Coste de los terrenos (T).
- Costes de ingeniería del proyecto y dirección de obra (IPDO).
- Presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP). Es a su vez la suma de varios conceptos:
 - Maquinaria (M).
 - Instalaciones (I).
 - Instalaciones provisionales (IP).
 - Obra civil (OC).
- Costes de puesta en marcha (PM): coste desde el acta de recepción provisional hasta la puesta en actividad de la planta.

- Costes de licencias (L).
- Gastos imprevistos (GI).

Como muchos de estos conceptos se expresan como porcentaje del presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP), se comienza calculando éste.

◆ **Presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP):**

Se calcula como la suma de los siguientes términos:

$$PEMP = M + I + IP + OC$$

Por lo que es necesario conocer el valor de todos ellos:

a) Costes de maquinaria (M):

➤ **Caldera:**

Las características para estimar el coste son:

- Encendida con aceite/gas
- Hasta 10.3 bar de presión
- Vapor saturado
- Capacidad de 2500 kg/h
- Construida con acero al carbono

El coste es de 182681 €.

➤ **Absorbedor, AB-201:**

Las características para estimar el coste son:

- Columna de relleno
- Caudal de fluido a tratar: 28100 m³/h
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 175107 €.

➤ **Columna de destilación 1 (a vacío), D-201:**

El coste total de este inmovilizado es de 399819 €.

➤ **Columna de destilación 2, D-202:**

El coste total de este inmovilizado es de 292453 €.

➤ **Columna de destilación 3, D-203:**

El coste total de este inmovilizado es de 303816 €.

➤ **Filtro, F-201:**

Las características para estimar el coste son:

- Filtro de tambor rotatorio a vacío
- Área del filtro: 18.5 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316

El coste es de 251808 €.

➤ **Incinerador, INC-201:**

Las características para estimar el coste son:

- Incinerador de llama directa
- Caudal de la corriente a incinerar: 35757 kg/h
- Peligrosidad de la corriente a incinerar: poco peligrosa
- Presión atmosférica

El coste es de 192370 €.

➤ **Intercambiador de calor 2, I-202:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño pequeño
- Área de transmisión del calor: 8.32 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 5184 €.

➤ **Intercambiador de calor 3, I-203:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño grande
- Área de transmisión del calor: 485 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 266432 €.

➤ **Intercambiador de calor 4, I-204:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño grande
- Área de transmisión del calor: 536 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 279169 €.

➤ **Intercambiador de calor 5, I-205:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño grande
- Área de transmisión del calor: 1020 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 370828 €.

➤ **Intercambiador de calor 10, I-210:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño mediano
- Área de transmisión del calor: 117 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 124119 €.

➤ **Intercambiador de calor 11, I-211:**

Las características para estimar el coste son:

- Cambiador de calor de carcasa y tubos
- Coeficiente global de transmisión del calor fijo
- Tamaño mediano
- Área de transmisión del calor: 103 m²
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 109551 €.

➤ **Reactor, R-201:**

Las características para estimar el coste son:

- Reactor tubular de lecho fijo
- Refrigerado por una mezcla eutéctica de sales nítricas fundidas
- Agitado por un agitador de turbina de 500 kW de potencia
- Volumen total del equipo: 30 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Hasta 600 psi (41.3 bar) de presión

El coste es de 1151552 €.

➤ **Soplante, COM-201:**

Las características para estimar el coste son:

- Compresor de aire
- Centrífugo
- Hasta 125 psi (8.6 bar) de presión
- 1000 kW de potencia del compresor
- Construido con acero al carbono

El coste es de 238959 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de materia prima (*n*-butano), T-201:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 100 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 115740 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de agua, T-202:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 100 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-304
- Presión atmosférica

El coste es de 91896 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de disolvente (materia prima), T-203:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 10 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 57019 €.

➤ **Vaporizador, T-204:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 12.5 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica
- Cuenta con un serpentín interno, I-201:
 - Área de transmisión del calor: 14.6 m²
 - Construido con acero inoxidable AISI-316
 - Hasta 150 psi (10.3 bar) de presión

El coste es de 70422 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de producto terminado (AM), T-205:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño mediano
- Volumen del tanque: 200 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 125811 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de residuos, T-206:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 20 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 73087 €.

➤ **Tanque de almacenamiento de residuos (disolvente), T-207:**

Las características para estimar el coste son:

- Tanque vertical
- Tamaño pequeño
- Volumen del tanque: 10 m³
- Construido con acero inoxidable AISI-316
- Presión atmosférica

El coste es de 57019 €.

El coste total de la maquinaria se resume en la tabla 83:

Tabla 83. Coste total de la maquinaria.

| MAQUINARIA | | | |
|--|---------------------------|---------------------|-----------------|
| Equipo | Coste unitario (€/unidad) | Unidades necesarias | Coste total (€) |
| Caldera | 182681 | 1 | 182681 |
| Absorbedor | 175107 | 1 | 175107 |
| Columna de destilación 1 | 399819 | 1 | 399819 |
| Columna de destilación 2 | 292453 | 1 | 292453 |
| Columna de destilación 3 | 303816 | 1 | 303816 |
| Filtro | 251808 | 2 | 503616 |
| Incinerador | 192370 | 1 | 192370 |
| Intercambiador de calor 2 | 5184 | 1 | 5184 |
| Intercambiador de calor 3 | 266432 | 1 | 266432 |
| Intercambiador de calor 4 | 279169 | 1 | 279169 |
| Intercambiador de calor 5 | 370828 | 1 | 370828 |
| Intercambiador de calor 10 | 124119 | 1 | 124119 |
| Intercambiador de calor 11 | 109551 | 1 | 109551 |
| Reactor | 1151552 | 1 | 1151552 |
| Soplante | 238959 | 1 | 238959 |
| Tanque de almacenamiento de materia prima (n-butano) | 115740 | 8 | 925920 |
| Tanque de almacenamiento de agua | 91896 | 12 | 1102752 |
| Tanque de almacenamiento de disolvente (materia prima) | 57019 | 2 | 114038 |
| Vaporizador | 70422 | 1 | 70422 |
| Tanque de almacenamiento de producto terminado (AM) | 125811 | 6 | 754866 |
| Tanque de almacenamiento de residuos | 73087 | 1 | 73087 |
| Tanque de almacenamiento de residuos (disolvente) | 57019 | 1 | 57019 |
| TOTAL MAQUINARIA | | | 7693760 |

El total de la partida de maquinaria es de 7693760 €.

b) Costes de instalaciones (I):

Se calcularán como un porcentaje del coste total de la maquinaria:

- Red de abastecimiento de agua: Se estima como el 0.07 % de la maquinaria: 5386 €.
- Red de saneamiento: Se puede estimar como el 0.12 % de la maquinaria: 9233 €.
- Red eléctrica: Se estima como el 1 % de la maquinaria: 76938 €.
- Telefonía e Internet: Su valor asciende a 2250 €.

El coste total de las instalaciones se resume en la tabla 84:

Tabla 84. Coste total de las instalaciones.

| INSTALACIONES | |
|-------------------------------|--------------|
| Instalación | Coste (€) |
| Red de abastecimiento de agua | 5386 |
| Red de saneamiento | 9233 |
| Red eléctrica | 76938 |
| Telefonía e Internet | 2250 |
| TOTAL INSTALACIONES | 93806 |

El total de la partida de instalaciones es de 93806 €.

c) Costes de instalaciones provisionales (IP):

Se puede estimar como el 1 % del coste total de la maquinaria, en total: 76938 €.

Tabla 85. Coste total de las instalaciones provisionales.

| INSTALACIONES PROVISIONALES | |
|--|--------------|
| TOTAL INSTALACIONES PROVISIONALES | 76938 |

El total de la partida de instalaciones provisionales es de 76938 €.

d) Costes de obra civil (OC):

En esta partida se incluyen los costes de preparación del terreno (desbroce y urbanización), construcción del muro exterior, edificación y otros costes de infraestructura. Dichos costes se estiman a partir del precio unitario (€/m²) y las necesidades de superficie de diferentes tipos, a excepción de los de infraestructura, que se suponen el 1 % de los costes de edificación totales.

El coste total de la obra civil se resume en la tabla 86:

Tabla 86. Coste total de la obra civil.

| OBRA CIVIL | | | |
|---|----------------------------|------------------------------|----------------|
| Tipo de obra | Precio (€/m ²) | Superficie (m ²) | Coste (€) |
| Desbroce del terreno | 0.72 | 40000 | 28800 |
| Urbanización de la parcela | 50 | 40000 | 2000000 |
| Edificación nave de proceso | 210 | 5545 | 1164450 |
| Edificación almacenes | 210 | 2277 | 478170 |
| Edificación edificio de administración y personal | 450 | 758 | 341100 |
| Edificación vestuarios y servicios sanitarios | 450 | 172 | 77400 |
| Edificación edificio de control | 540 | 124 | 66960 |
| Edificación edificio de distribución eléctrica | 400 | 94 | 37600 |
| Edificación edificio de mantenimiento y taller | 325 | 186 | 60450 |
| Edificación sala de calderas | 325 | 105 | 34125 |
| Infraestructura (escaleras, pasillos, etc.) | | | 22603 |
| TOTAL OBRA CIVIL | | | 4311658 |

El total de la partida de obra civil es de 4311658 €.

e) Total del presupuesto de ejecución material del proyecto (PEMP):

Sumando las cuatro partidas anteriores se obtiene el coste total del presupuesto de ejecución material del proyecto, que asciende a 12176161 €.

◆ **Costes de ensayos, informes y estudios previos (EIEP):**

Se pueden suponer el 5 % del capital fijo con lo que se determinarán al final de este apartado.

◆ **Gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad (COG):**

Se estiman como el 8 % del capital fijo por lo que se determinarán al final de este apartado.

◆ **Coste de los terrenos (T):**

El coste del terreno en el Valle de Escombreras es de 90 €/m². El coste del terreno viene dado por la tabla 87:

Tabla 87. Coste del terreno.

| TERRENO | | |
|------------------------------|----------------------------|----------------|
| Superficie (m ²) | Precio (€/m ²) | Coste (€) |
| 40000 | 90 | 3600000 |
| TOTAL TERRENO | | 3600000 |

El total de la partida de terreno es de 3600000 €.

◆ **Costes de ingeniería del proyecto y dirección de obra (IPDO):**

Se pueden estimar como el 5 % del presupuesto de ejecución material del proyecto.

Tabla 88. Costes de ingeniería del proyecto y dirección de obra.

| INGENIERÍA DEL PROYECTO Y DIRECCIÓN DE OBRA | |
|--|---------------|
| TOTAL INGENIERÍA DEL PROYECTO Y DIRECCIÓN DE OBRA | 608808 |

El total de la partida de ingeniería del proyecto y dirección de obra es de 608808 €.

◆ **Costes de puesta en marcha (PM):**

La puesta en marcha se puede estimar como un 5 % del capital fijo por lo que se determinará al final de este apartado.

◆ **Costes de licencias (L):**

Los gastos para la consecución de licencias, etc. oscilan entre un 1 % y un 2 % del presupuesto de ejecución material del proyecto; en este caso se estimarán como un 1.5 %.

Tabla 89. Costes de licencias.

| LICENCIAS | |
|------------------------|---------------|
| TOTAL LICENCIAS | 182642 |

El total de la partida de licencias es de 182642 €.

◆ **Gastos imprevistos (GI):**

Se pueden estimar con un porcentaje de entre un 2 % y un 10 % de los costes de maquinaria. En este caso se tomará un 6 % de los mismos.

Tabla 90. Gastos imprevistos.

| GASTOS IMPREVISTOS | |
|---------------------------------|---------------|
| TOTAL GASTOS IMPREVISTOS | 461626 |

El total de la partida de gastos imprevistos es de 461626 €.

◆ **Capital fijo total (CF):**

Su valor se puede calcular como la suma de todos los costes evaluados anteriormente:

$$CF = PEMP + EIEP + COG + T + IPDO + PM + L + GI$$

Sustituyendo aquellas partidas que se calculan a partir del capital fijo por el porcentaje respecto a éste:

$$CF = PEMP + 0.05 \cdot CF + 0.08 \cdot CF + T + IPDO + 0.05 \cdot CF + L + GI$$

Despejando el capital fijo:

$$CF = \frac{PEMP + T + IPDO + L + GI}{1 - 0.05 - 0.08 - 0.05}$$

El capital fijo tiene un valor de 20767362 €.

A partir de este valor se obtienen las partidas que quedaban por calcular:

Tabla 91. Costes de ensayos, informes y estudios previos.

| ENSAYOS, INFORMES Y ESTUDIOS PREVIOS | |
|---|----------------|
| TOTAL ENSAYOS, INFORMES Y ESTUDIOS PREVIOS | 1038368 |

Tabla 92. Gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad.

| | |
|--|----------------|
| GASTOS DE CONSTITUCIÓN, ORGANIZACIÓN Y GESTIÓN DE LA PLANTA HASTA EL INICIO DE LA ACTIVIDAD | |
| TOTAL GASTOS DE CONSTITUCIÓN, ORGANIZACIÓN Y GESTIÓN HASTA EL INICIO DE LA ACTIVIDAD | 1661389 |

Tabla 93. Costes de puesta en marcha.

| | |
|-------------------------------|----------------|
| PUESTA EN MARCHA | |
| TOTAL PUESTA EN MARCHA | 1038368 |

- Financiación del capital fijo:

El proyecto se financiará mediante la aportación propia del promotor, un préstamo bancario a largo plazo y subvenciones. La cantidad aportada por cada fuente se detalla a continuación:

- Subvenciones: constituyen el 20 % del capital fijo: 4153472 €.
- Aportación propia del promotor: el 25 % del capital fijo: 5191841 €.
- Préstamo bancario a largo plazo: con él se financiará el resto del capital fijo: 11422049 €.

El préstamo es de tipo hipotecario y se devuelve en diez años con dos años de carencia. Las inversiones se harían en un año cero y en los dos años siguientes no hay que devolver el préstamo, sólo se pagan intereses. Por tanto, la cantidad anual que hay que devolver se calcula dividiendo el importe total del mismo entre los ocho años de pago, es decir, 1427756 € anuales.

La garantía real de cobrar el préstamo por parte del banco es alta, por lo que los intereses son moderados; en este caso el interés es del 5 % y se calcula sobre el total de la deuda. Además hay que pagar comisiones de apertura y cancelación que suponen un 1.5 % del importe total del préstamo, es decir, 171331 € cada una de ellas.

En la tabla 94 se indican claramente los pagos anuales que se requieren:

Tabla 94. Pagos anuales del préstamo hipotecario para la financiación del CF.

| Año | Devolución (€) | Deuda (€) | Interés anual (€) | Comisiones (€) | Pago total (€) |
|------------|-----------------------|------------------|--------------------------|-----------------------|-----------------------|
| 1 | 0 | 11422049 | 571102 | 171331 | 742433 |
| 2 | 0 | 11422049 | 571102 | 0 | 571102 |
| 3 | 1427756 | 11422049 | 571102 | 0 | 1998859 |
| 4 | 1427756 | 9994293 | 499715 | 0 | 1927471 |
| 5 | 1427756 | 8566537 | 428327 | 0 | 1856083 |
| 6 | 1427756 | 7138781 | 356939 | 0 | 1784695 |
| 7 | 1427756 | 5711025 | 285551 | 0 | 1713307 |
| 8 | 1427756 | 4283268 | 214163 | 0 | 1641920 |
| 9 | 1427756 | 2855512 | 142776 | 0 | 1570532 |
| 10 | 1427756 | 1427756 | 71388 | 171331 | 1670475 |

- Capital circulante (CC):

El capital circulante es la cantidad de dinero en efectivo necesaria para el correcto funcionamiento de la actividad. El primer año se financiará con un préstamo a corto plazo; en los siguientes años ya se dispondrá de dinero en efectivo al estar la actividad en marcha.

El capital circulante se calcula partiendo de un estado ideal de funcionamiento en el que la producción es instantánea, no hay stock de materias primas ni de producto terminado, los pagos no son aplazados, etc. En este estado no hay capital circulante. Para estimar el mismo habrá que considerar todos estos aspectos hasta llegar al estado real de funcionamiento.

Los conceptos a estimar son:

* El activo circulante (AC). Se compone de:

- Dinero en bancos, cajas, etc.
- Dinero que hay que aportar al no ser los pagos de los clientes al contado.
- Dinero equivalente al stock de materias primas y auxiliares que hay que comprar para hacer frente a imprevistos y poder funcionar en continuo. Constituye una compra adicional que requiere efectivo.

- Dinero equivalente al stock de productos terminados. Es necesario para garantizar el suministro en caso de que las ventas varíen y de repente aumenten. Es un producto que ha costado dinero producir y ese dinero se tiene que aportar.

* El pasivo circulante (PC). Se compone de:

- Proveedores. Debido a que los pagos a los proveedores de materias primas y otros no se hacen al contado, no es un dinero que necesitemos aportar inicialmente.

El capital circulante se calcula como la diferencia entre el activo circulante y el pasivo circulante:

$$CC = AC - PC$$

A continuación se va a estudiar cada uno de estos términos para poder calcular el capital circulante en el primer año de funcionamiento de la instalación.

Para el cálculo de algunos de esos términos habrá que tener en cuenta que la planta no arrancará al 100 % de la capacidad de producción para la que ha sido proyectada. El primer año fabricaremos el 70 % de la capacidad proyectada y la iremos aumentando un 10 % cada año hasta llegar al 100 % de su capacidad de producción al cuarto año de funcionamiento.

- ◆ **Dinero en bancos, cajas, etc.:**

Este dinero se puede estimar como el 2 % del capital fijo. En este caso 415347 €.

◆ **Pagos de los clientes:**

Habitualmente, los clientes no pagan en el momento en el que adquieren el producto. Se va a suponer que los clientes van a pagar cada dos meses. Por tanto, el dinero que habría que aportar sería el correspondiente al primer pago, que podemos calcular como:

$$\text{Primer pago de los clientes} = \text{Producción anual} \cdot \text{Precio del producto} \cdot \frac{2}{12}$$

La producción anual es de 10000 toneladas de AM y el precio del producto es de 2895 €/tonelada, con lo que el primer pago de los clientes será de 4825000 €.

◆ **Stock de materias primas y auxiliares:**

Es necesario tener una reserva de materias primas para poder funcionar en continuo. En este caso, se almacenarán cantidades suficientes de materia prima como para mantener la producción durante 15 días. A continuación calculamos el valor de este stock.

Tabla 95. Stock de materias primas y auxiliares.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | |
|--|-----------------------|--------------|------------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| n-butano | 454.68 | 975.46 | 443519.04 |
| Agua | 10800.00 | 2.00 | 21600.00 |
| Ftalato de dibutilo | 19.89 | 1155.29 | 22977.01 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | 488096.05 |

Sin embargo, estas cantidades en stock serán necesarias cuando se esté fabricando al 100 % de la capacidad de producción. Al principio, el primer año, se comienza produciendo al 70 % de la capacidad de producción, con lo que el stock que habría que comprar sería el 70 % del arriba indicado. Aplicando dicho porcentaje se obtiene:

Tabla 96. Stock de materias primas y auxiliares para el primer año.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | |
|--|-----------------------|--------------|------------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| n-butano | 318.27 | 975.46 | 310463.33 |
| Agua | 7560.00 | 2.00 | 15120.00 |
| Ftalato de dibutilo | 13.92 | 1155.29 | 16083.91 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | 341667.23 |

Este concepto tiene un coste, por tanto, de 341667 €.

◆ **Stock de productos terminados:**

Es una reserva de AM para garantizar el suministro en caso de que las ventas aumenten en algún momento.

La cantidad de producto en stock será la equivalente a la producida en 15 días, 450 toneladas. Sin embargo, al no empezar fabricando al 100 % de la capacidad de producción, el primer año no se fabricará el 100 % del stock sino el 70 % del mismo, 315 toneladas. Se tiene, por tanto, que aportar el dinero necesario para la producción de esta cantidad de AM.

El stock se valora de la siguiente forma:

$$\text{Stock de productos terminados} = (\text{Costes de fabricación} + \text{Costes de estructura} + \text{Costes financieros}) \cdot \frac{\text{Cantidad del stock}}{\text{Cantidad producida anualmente}}$$

Para calcularlo se necesita conocer el coste de producción del mismo. Por ello, en primer lugar se determinarán los costes de producción del AM: los costes de fabricación, de estructura y financieros:

a) Costes de fabricación:

- Costes de materias primas y auxiliares (MPA):

La cantidad de dinero gastada en adquirir las materias primas consumidas durante un año de producción se detalla en la tabla 97:

Tabla 97. Costes de materias primas y auxiliares.

| MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | |
|---|------------------|--------------|--------------------|
| Sustancia | Cantidad (t/año) | Precio (€/t) | Coste (€/año) |
| <i>n</i> -butano | 10124.13 | 975.46 | 9875690.56 |
| Agua | 240480.00 | 2.00 | 480960.00 |
| Ftalato de dibutilo | 96.74 | 1155.29 | 111759.66 |
| TOTAL MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | 10468410.23 |

La cantidad de ftalato de dibutilo necesaria incluye una carga inicial del circuito con ftalato de dibutilo fresco.

El coste total de las materias primas y auxiliares asciende a 10468410 €.

- Costes de combustible (CMB):

Se utilizará biodiesel, dado que la fábrica debe trabajar de la forma más respetuosa posible con el medioambiente.

Tabla 98. Costes de combustible.

| BIODIÉSEL | | |
|------------------------|--------------|----------------|
| Consumo (t/año) | Precio (€/t) | Coste (€/año) |
| 3.20 | 800.00 | 2560.00 |
| TOTAL BIODIÉSEL | | 2560.00 |

El coste anual del combustible es de 2560 €.

- Costes de mano de obra (MO):

A continuación se detalla el personal necesario y su sueldo anual:

Tabla 99. Costes de mano de obra.

| MANO DE OBRA | | | |
|--|-----------------|----------------|----------------|
| Puesto | Nº de empleados | Sueldo (€/año) | Coste (€/año) |
| Director general | 1 | 44800 | 44800 |
| Ingeniero de proceso | 1 | 36400 | 36400 |
| Químico | 1 | 36400 | 36400 |
| Responsable de calidad, seguridad y medio ambiente | 1 | 36400 | 36400 |
| Administrativo de gestión, compra y venta | 2 | 28000 | 56000 |
| Contable | 1 | 28000 | 28000 |
| Secretario | 1 | 28000 | 28000 |
| Técnico de laboratorio | 2 | 25200 | 50400 |
| Técnico de control e instrumentación | 6 | 25200 | 151200 |
| Encargado de abastecimiento y almacén | 1 | 16800 | 16800 |
| Personal de mantenimiento | 9 | 21000 | 189000 |
| Operarios | 51 | 16800 | 856800 |
| Personal de limpieza | 2 | 8400 | 16800 |
| Vigilante | 3 | 15200 | 45600 |
| Médico | 3 | 30800 | 92400 |
| TOTAL MANO DE OBRA | | | 1685000 |

El coste anual de la mano de obra es de 1685000 €.

- Costes de electricidad (E):

El consumo eléctrico de los equipos implica los siguientes gastos:

Tabla 100. Costes de electricidad.

| ELECTRICIDAD | | | |
|---------------------------|-------------------------|---------------|---------------------|
| Equipo | Consumo total (kWh/año) | Coste (€/kWh) | Coste total (€/año) |
| Soplante | 7959888 | 0.09 | 688928.31 |
| Reactor | 3927840 | 0.09 | 339954.55 |
| TOTAL ELECTRICIDAD | | | 1028882.86 |

Los costes totales de electricidad son de 1028883 €

- Costes de amortización (A):

La amortización es un coste ficticio que se introduce para considerar la pérdida de valor de los elementos del activo. Este coste se calcula como un porcentaje del coste del activo correspondiente; los porcentajes se toman de las tablas del Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que se aprueba el “Reglamento del Impuesto sobre Sociedades”. En estas tablas aparece el porcentaje máximo aplicable.

En la tabla 101 se detallan los costes de amortización:

Tabla 101. Costes de amortización.

| AMORTIZACIÓN | | | |
|--|-------------------------------------|------------------|-------------------------|
| Maquinaria | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Maquinaria | 8 % | 7693760 | 615501 |
| Instalaciones | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Red de abastecimiento de agua | 2.5 % | 5386 | 135 |
| Red de saneamiento | 5 % | 9233 | 462 |
| Red eléctrica | 6 % | 76938 | 4616 |
| Telefonía e Internet | 8 % | 2250 | 180 |
| Instalaciones provisionales | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Instalaciones provisionales | 2 % | 76938 | 1539 |
| Obra civil | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Edificio de administración y personal | 2 % | 341100 | 6822 |
| Resto de obra civil | 3 % | 3970558 | 119117 |
| Activo inmaterial | Coefficiente de amortización | Coste (€) | Amortización (€) |
| Ensayos, informes y estudios previos | 2 % | 1038368 | 20767 |
| Gastos de constitución, organización y gestión | 2 % | 1661389 | 33228 |
| Ingeniería del proyecto y dirección de obra | 2 % | 608808 | 12176 |
| Puesta en marcha | 2 % | 1038368 | 20767 |
| Licencias | 2 % | 182642 | 3653 |
| Gastos imprevistos | 2 % | 461626 | 9233 |
| TOTAL AMORTIZACIÓN | | | 848195 |

Los costes totales correspondientes a la amortización son de 848195 €.

- Total costes de fabricación:

Los costes de fabricación se obtienen a partir de la suma de los cinco términos expuestos anteriormente:

$$\text{Costes de fabricación} = \text{MPA} + \text{CMB} + \text{MO} + \text{E} + \text{A}$$

El total de los costes de fabricación es de 14033048 €.

b) Costes de estructura:

Los costes de estructura son aquellos que no están directamente relacionados con la fabricación del producto.

Los costes de laboratorio se estiman como el 14 % de los costes de mano de obra; los costes de suministro como el 2 % del capital fijo; los de administración como el 1 % de los costes de fabricación; y los de investigación como el 1 % de los ingresos totales (ventas netas) del primer año (que es cuando se produce el stock).

Tabla 102. Costes de estructura.

| COSTES DE ESTRUCTURA | |
|-----------------------------------|----------------|
| Concepto | Coste (€) |
| Administración | 140330 |
| Investigación | 161555 |
| Laboratorio | 235900 |
| Limpieza | 50000 |
| Seguridad personal | 175000 |
| Seguro de responsabilidad civil | 45000 |
| Suministros | 415347 |
| TOTAL COSTES DE ESTRUCTURA | 1223132 |

El total de los costes de estructura es de 1223132 €.

c) Costes financieros:

Este concepto engloba los intereses de los préstamos para financiar el capital fijo (a largo plazo) y el capital circulante (a corto plazo).

Como el capital circulante se calcula para el primer año hay que considerar los intereses de éste; en el caso del préstamo a largo plazo, el año 1 los intereses y las comisiones suman un total de 742433 €. En el caso del préstamo a corto plazo, los intereses son del 8 % (como se explicará posteriormente) sobre el total de la deuda; el primer año la deuda será el total del capital circulante y estos gastos son: $0.08 \cdot CC$. Por tanto:

Tabla 103. Costes financieros.

| COSTES FINANCIEROS | |
|---------------------------------|--|
| Concepto | Coste (€) |
| Préstamo a largo plazo | 742433 |
| Préstamo a corto plazo | $0.08 \cdot CC$ |
| TOTAL COSTES FINANCIEROS | $742433 + 0.08 \cdot CC$ |

d) Total del stock de productos terminados:

Como se vio anteriormente:

$$\text{Stock de productos terminados} = (\text{Costes de fabricación} + \text{Costes de estructura} + \text{Costes financieros}) \cdot \frac{\text{Cantidad del stock}}{\text{Cantidad producida anualmente}}$$

Sustituyendo los términos de la ecuación anterior por su valor real y teniendo en cuenta el porcentaje del 70 % se obtiene:

$$\text{Stock de productos terminados} = (14033048 + 1223132 + 742433 + 0.08 \cdot \text{Capital Circulante}) \cdot \frac{315}{10000}, \text{€}$$

Y despejando se obtiene:

$$\text{Stock de productos terminados} = 503956 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Capital Circulante}$$

◆ Proveedores:

Los pagos a los proveedores no se hacen al contado, por lo que no es un dinero que sea necesario aportar inicialmente. Se supone que el pago a los proveedores de materias primas y auxiliares se hace cada seis meses. Por tanto el dinero que no es necesario aportar en efectivo sería el correspondiente al primer pago:

$$\text{Proveedores} = \text{Costes de materias primas} \cdot \frac{1}{6}$$

Este concepto tiene un valor de 1744735 €.

◆ Capital circulante total (CC):

Todos los conceptos que forman parte del capital circulante y que se han ido evaluando en este apartado, se resumen a continuación en la tabla 104:

Tabla 104. Capital circulante.

| ACTIVO CIRCULANTE | |
|--|--|
| Caja - Bancos (€) | 415347 |
| Clientes (€) | 4825000 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 341667 |
| Stock de productos terminados, sin intereses (€) | $503956 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{CC}$ |
| TOTAL ACTIVO CIRCULANTE (AC) | $6085971 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{CC}$ |
| PASIVO CIRCULANTE | |
| Proveedores (€) | 1744735 |
| TOTAL PASIVO CIRCULANTE (PC) | 1744735 |
| CAPITAL CIRCULANTE (CC) | $4341236 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot \text{CC}$ |

El capital circulante total se obtiene como la diferencia entre el activo y el pasivo circulante:

$$CC = AC - PC$$

Sustituyendo queda:

$$CC = 4341236 + 2.52 \cdot 10^{-3} \cdot CC$$

Se despeja el capital circulante, obteniéndose un valor de 4352203 €.

El stock de producto terminado tendrá un valor de 514924 €.

La tabla anterior con los valores definitivos será:

Tabla 105. Capital circulante una vez calculado éste.

| ACTIVO CIRCULANTE | |
|--|----------------|
| Caja - Bancos (€) | 415347 |
| Clientes (€) | 4825000 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 341667 |
| Stock de productos terminados, con intereses (€) | 514924 |
| TOTAL ACTIVO CIRCULANTE (AC) | 6096938 |
| PASIVO CIRCULANTE | |
| Proveedores (€) | 1744735 |
| TOTAL PASIVO CIRCULANTE (PC) | 1744735 |
| CAPITAL CIRCULANTE (CC) | 4352203 |

- Financiación del capital circulante:

A diferencia de la financiación del capital fijo, el capital circulante no se financia con un préstamo hipotecario a largo plazo; ello hace que el riesgo que asume el banco sea mayor y, por ello, los intereses son mayores también: el 8 % sobre el total de la deuda. Tampoco tiene periodo de carencia. No hay comisiones de apertura ni de cierre.

Por tanto, el préstamo del capital circulante se intenta devolver lo antes posible. Para determinar el tiempo necesario para pagarlo hay que recurrir a un cálculo iterativo; en primer lugar se supone que se devuelve en un año. Los costes correspondientes a los intereses se añaden en la cuenta de resultados y los correspondientes a la devolución en la cuenta de tesorería. Si la caja final (posteriormente se verá cómo se calcula) del primer año es positiva y superior al 3 % del capital fijo, entonces es posible la devolución en un año. Si no es así, se supone que se devuelve en dos, tres, etc. hasta que se cumpla la condición dicha.

Haciendo esto, se obtiene que el préstamo se tiene que devolver en dos años (la devolución por año se obtiene dividiendo el importe total del préstamo, el capital circulante, entre dos: 2176102 €).

En la tabla 106 se recogen los pagos anuales:

Tabla 106. Pagos anuales del préstamo hipotecario para la financiación del CC.

| Año | Devolución (€) | Deuda (€) | Interés anual (€) | Pago total (€) |
|------------|-----------------------|------------------|--------------------------|-----------------------|
| 1 | 2176102 | 4352203 | 348176 | 2524278 |
| 2 | 2176102 | 2176102 | 174088 | 2350190 |

4.2.1.2. Inversión total necesaria

La inversión total necesaria se calcula como la suma del capital fijo y del capital circulante:

$$Inversión\ total = 25119565\ €$$

4.2.2. Estudio económico

Su objetivo es analizar los ingresos y los gastos de la planta durante su vida útil, esto es, hallar los beneficios de la misma para, de esta forma, determinar la viabilidad económica del proyecto.

4.2.2.1. Cuenta de resultados

En ella se determina el beneficio que se espera obtener con la actividad productiva. Se compone de:

- Análisis de ingresos.
- Análisis de gastos.

- Análisis de ingresos:

Los ingresos se generan mediante las ventas de producto. Se estudian a continuación, considerando los 10 primeros años de actividad:

- ◆ **Ventas brutas:**

Son la cantidad de producto vendida al precio unitario.

- * **Año 1:**

El primer año no se alcanza la capacidad de producción nominal, sino el 70 % de la misma.

$$\text{Cantidad producida} = 0.70 \cdot \text{Capacidad de producción}$$

La cantidad producida en el año 1 es de 7000 toneladas.

Además, el primer año se produce el 70 % del stock de productos terminados (como ya se dijo con anterioridad): 315 toneladas. Sin embargo, el stock de productos no se vende, por lo que, para determinar la cantidad vendida hay que restar a la producción anual el correspondiente stock.

$$\text{Cantidad vendida} = \text{Cantidad producida} - \text{Stock de producto terminado}$$

La cantidad vendida en el año 1 es de 6685 toneladas.

Las ventas brutas se obtienen multiplicando la cantidad vendida por el precio de venta unitario: 2895 €/tonelada.

$$\text{Ventas brutas} = \text{Cantidad vendida} \cdot \text{Precio de venta}$$

El importe de estas ventas es de 19353075 €.

* Año 2:

En este año se produce el 80 % de la capacidad de producción: 8000 toneladas a las que habrá que restar la cantidad destinada a producir el stock en este año. Esa cantidad es de 45 toneladas, el 10 % de la cantidad final en stock. La cantidad vendida en el año 2 es de 7955 toneladas.

Las ventas brutas se obtienen multiplicando la cantidad vendida por el precio de venta unitario actualizado; si se supone que los precios se actualizan un 2.5 % cada año, entonces el precio de venta actualizado se obtiene por la siguiente ecuación:

$$\text{Precio de venta actualizado} = \text{Precio de venta anterior} \cdot 1.025$$

El precio del producto en el año 2 es de 2967.38 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 23605468 €.

* Año 3:

Se produce el 90 % de la capacidad de producción: 9000 toneladas a las que habrá que restar la cantidad destinada a producir el stock en este año. Esa cantidad es de 45 toneladas, el 10 % de la cantidad final en stock. La cantidad vendida en el año 3 es de 8955 toneladas.

El precio de venta actualizado es de 3041.56 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 27237164 €.

* Año 4:

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas a las que habrá que restar la cantidad destinada a producir el stock en este año. Esa cantidad es de 45 toneladas, el 10 % de la cantidad final en stock. La cantidad vendida en el año 4 es de 9955 toneladas.

El precio de venta actualizado es de 3117.60 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 31035692 €.

*** Año 5:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida dado que ya se ha producido todo el stock. En este año, todo lo que se produce, se vende. El precio de venta actualizado es de 3195.54 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 31955383 €.

*** Año 6:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3275.43 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 32754268 €.

*** Año 7:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3357.31 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 33573124 €.

*** Año 8:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3441.25 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 34412453 €.

*** Año 9:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3527.28 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 35272764 €.

*** Año 10:**

Se produce el 100 % de la capacidad de producción: 10000 toneladas que coincide con la cantidad vendida. El precio de venta actualizado es de 3615.46 €/tonelada. Las ventas brutas alcanzan un valor de 36154583 €.

En la tabla 107 se recogen las ventas brutas durante los 10 primeros años:

Tabla 107. Ventas brutas.

| VENTAS BRUTAS | | | | | |
|---------------|----------------------|----------------------|----------------------|--------------|-------------------|
| Año | Producción anual (t) | Cantidad a stock (t) | Cantidad vendida (t) | Precio (€/t) | Ventas brutas (€) |
| 1 | 7000 | 315 | 6685 | 2895.00 | 19353075 |
| 2 | 8000 | 45 | 7955 | 2967.38 | 23605468 |
| 3 | 9000 | 45 | 8955 | 3041.56 | 27237164 |
| 4 | 10000 | 45 | 9955 | 3117.60 | 31035692 |
| 5 | 10000 | 0 | 10000 | 3195.54 | 31955383 |
| 6 | 10000 | 0 | 10000 | 3275.43 | 32754268 |
| 7 | 10000 | 0 | 10000 | 3357.31 | 33573124 |
| 8 | 10000 | 0 | 10000 | 3441.25 | 34412453 |
| 9 | 10000 | 0 | 10000 | 3527.28 | 35272764 |
| 10 | 10000 | 0 | 10000 | 3615.46 | 36154583 |

◆ **Ventas netas:**

Las ventas netas son el resultado de restar a las ventas brutas los costes de comercialización imputables a las mismas (descuentos, publicidad y seguros comerciales) y de sumar el concepto de variación de existencias.

$$\text{Ventas netas} = \text{Ventas brutas} - \text{Costes de comercialización} + \text{Variación de existencias}$$

a) **Variación de existencias:**

El concepto de variación de existencias engloba el stock de materias primas y auxiliares y el stock de producto terminado.

* **Stock de materias primas y auxiliares:**

El stock de materias primas y auxiliares se añade porque éste va a venir reflejado en los gastos (la persona que lleva la contabilidad apunta el gasto total en materias primas, sin diferenciar si son para stock o no). El objetivo de la cuenta de resultados es calcular el beneficio real que se pretende obtener. Si se está añadiendo un gasto de materias primas y auxiliares que se van a almacenar sin dar lugar a beneficio, el resultado final estaría distorsionado. Para que el beneficio sea real hay que sumar el stock también en los ingresos.

Para evaluar el stock de materias primas y auxiliares en los años 1, 2, 3 y 4 se calcula en primer lugar la cantidad de stock para cada materia prima, que será el 10 % de la cantidad del stock total que se quiere producir (como se dijo, la cantidad en stock del año 1 era el 70 % del stock total y se va aumentando un 10 % en los años siguientes). Además habrá que multiplicar esa cantidad por el precio actualizado (multiplicando el precio del año anterior por 1.025). El resultado se aprecia con claridad en las tablas 108, 109, 110 y 111:

Tabla 108. Stock de materias primas y auxiliares para el año 1.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | |
|--|-----------------------|--------------|------------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 318.27 | 975.46 | 310463.33 |
| Agua | 7560.00 | 2.00 | 15120.00 |
| Ftalato de dibutilo | 13.92 | 1155.29 | 16083.91 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 1 | | | 341667.23 |

Tabla 109. Stock de materias primas y auxiliares para el año 2.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 2 | | | |
|--|-----------------------|--------------|-----------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 45.47 | 999.85 | 45460.70 |
| Agua | 1080.00 | 2.05 | 2214.00 |
| Ftalato de dibutilo | 1.99 | 1184.17 | 2355.14 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 2 | | | 50029.84 |

Tabla 110. Stock de materias primas y auxiliares para el año 3.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 3 | | | |
|--|-----------------------|--------------|-----------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 45.47 | 1024.84 | 46597.22 |
| Agua | 1080.00 | 2.10 | 2269.35 |
| Ftalato de dibutilo | 1.99 | 1213.77 | 2414.02 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 3 | | | 51280.59 |

Tabla 111. Stock de materias primas y auxiliares para el año 4.

| STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 4 | | | |
|--|-----------------------|--------------|-----------------|
| Sustancia | Cantidad en stock (t) | Precio (€/t) | Coste (€) |
| <i>n</i> -butano | 45.47 | 1050.46 | 47762.15 |
| Agua | 1080.00 | 2.15 | 2326.08 |
| Ftalato de dibutilo | 1.99 | 1244.12 | 2474.37 |
| TOTAL STOCK DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES AÑO 4 | | | 52562.61 |

A partir del quinto año de funcionamiento de la planta sólo tendremos que adquirir las materias primas y auxiliares necesarias para la producción, porque se habrá alcanzado ya el nivel de stock proyectado.

* Stock de producto terminado:

En cuanto al stock de producto terminado, no se tiene en cuenta en la cantidad vendida porque realmente no se vende. Pero fabricarlo supone unos costes de producción que no se van a diferenciar en la contabilidad de aquéllos empleados en fabricar producto que sí se vende (y, por tanto, el beneficio se estaría reduciendo). Por ello, lo que se hace es aumentar los ingresos sumando el stock valorado como si se hubiese vendido. Así el beneficio queda inalterado.

La cantidad en stock va aumentando un 10 % desde el año 1 y para valorarlo se multiplica esa cantidad por el precio de venta unitario actualizado:

$$\text{Stock de producto terminado} = \text{Cantidad en stock} \cdot \text{Precio de venta}$$

Los valores obtenidos los podemos apreciar en la tabla 112:

Tabla 112. Stock de producto terminado para los cuatro primeros años.

| STOCK DE PRODUCTO TERMINADO | | | |
|-----------------------------|-----------------------------------|-----------------------|-----------|
| Año | Cantidad producida para stock (t) | Precio de venta (€/t) | Coste (€) |
| 1 | 315 | 2895.00 | 911925 |
| 2 | 45 | 2967.38 | 133532 |
| 3 | 45 | 3041.56 | 136870 |
| 4 | 45 | 3117.60 | 140292 |

* Variación de existencias total:

Sumando el coste del stock de materias primas y auxiliares y del stock de producto terminado se obtiene la variación de existencias, como se puede observar en la tabla 113:

Tabla 113. Variación de existencias.

| VARIACIÓN DE EXISTENCIAS | | | |
|--------------------------|---|---------------------------------|------------------------------|
| Año | Stock de materias primas y auxiliares (€) | Stock de producto terminado (€) | Variación de existencias (€) |
| 1 | 341667 | 911925 | 1253592 |
| 2 | 50030 | 133532 | 183562 |
| 3 | 51281 | 136870 | 188151 |
| 4 | 52563 | 140292 | 192855 |

La variación de existencias a partir de año 5 tiene un valor de 0 € ya que se han completado los stocks de materias primas y auxiliares y de producto terminado.

b) Costes de comercialización:

Son los costes relacionados con la venta del producto. Se componen de:

*** Descuentos:**

Los primeros años hay que intensificar los costes de comercialización para que se establezcan las líneas de ventas. Por este motivo, los dos primeros años los gastos de descuentos van a suponer el 8 % de las ventas brutas. A partir de entonces, los costes para promocionar el producto se estabilizan con un valor menor que el de los primeros años, de forma que se va a gastar en descuentos un 6 % de las ventas brutas.

*** Publicidad:**

Los primeros años hay que intensificar los costes de comercialización para que se establezcan las líneas de ventas. Por este motivo, los dos primeros años los gastos de publicidad van a suponer el 10 % de las ventas brutas. A partir de entonces, los costes para promocionar el producto se estabilizan con un valor menor que el de los primeros años, de forma que se va a gastar en publicidad un 5 % de las ventas brutas.

*** Seguros comerciales:**

Los costes de los seguros comerciales se establecen siempre como el 5 % de las ventas brutas.

La tabla 114 muestra numéricamente los gastos que suponen los costes de comercialización:

Tabla 114. Costes de comercialización.

| COSTES DE COMERCIALIZACIÓN | | | | |
|----------------------------|----------------|----------------|-------------------------|--------------------------------|
| Año | Descuentos (€) | Publicidad (€) | Seguros comerciales (€) | Costes de comercialización (€) |
| 1 | 1548246 | 1935308 | 967654 | 4451207 |
| 2 | 1888437 | 2360547 | 1180273 | 5429258 |
| 3 | 1634230 | 1361858 | 1361858 | 4357946 |
| 4 | 1862142 | 1551785 | 1551785 | 4965711 |
| 5 | 1917323 | 1597769 | 1597769 | 5112861 |
| 6 | 1965256 | 1637713 | 1637713 | 5240683 |
| 7 | 2014387 | 1678656 | 1678656 | 5371700 |
| 8 | 2064747 | 1720623 | 1720623 | 5505992 |
| 9 | 2116366 | 1763638 | 1763638 | 5643642 |
| 10 | 2169275 | 1807729 | 1807729 | 5784733 |

c) Ventas netas totales:

Como ya se dijo anteriormente, las ventas netas totales se calculan restando a las ventas brutas los costes de comercialización y sumando la variación de existencias. A continuación, en la tabla 115 se resumen las ventas netas anuales:

Tabla 115. Ventas netas.

| VENTAS NETAS | |
|--------------|------------------|
| Año | Ventas netas (€) |
| 1 | 16155460 |
| 2 | 18359772 |
| 3 | 23067369 |
| 4 | 26262836 |
| 5 | 26842522 |
| 6 | 27513585 |
| 7 | 28201425 |
| 8 | 28906460 |
| 9 | 29629122 |
| 10 | 30369850 |

- Análisis de gastos:

Se evaluarán los costes de fabricación y los de estructura. Se estudian a continuación, considerando los 10 primeros años de actividad:

- ◆ **Costes de fabricación:**

Hay varios costes de fabricación:

- a) Materias primas y auxiliares:**

Como en el primer año sólo se produce al 70 % de la capacidad de producción de la planta, las necesidades de materias primas y auxiliares también constituirán el 70 % de las necesidades totales para la máxima capacidad de producción. Este porcentaje irá aumentando un 10 % cada año hasta llegar al cuarto año, en el que se alcanza el 100 % de la capacidad de producción. Además, los costes originados por la compra de las materias primas y auxiliares variarán cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 116 recogemos los costes de las materias primas y auxiliares durante los diez primeros años:

Tabla 116. Costes de materias primas y auxiliares.

| COSTES DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | |
|--|-------------------------------|-----------|
| Año | % de la producción proyectada | Coste (€) |
| 1 | 70 | 7327887 |
| 2 | 80 | 8584096 |
| 3 | 90 | 9898536 |
| 4 | 100 | 11273333 |
| 5 | 100 | 11555166 |
| 6 | 100 | 11844045 |
| 7 | 100 | 12140146 |
| 8 | 100 | 12443650 |
| 9 | 100 | 12754741 |
| 10 | 100 | 13073610 |

b) Combustible:

Al igual que ocurría con las materias primas y auxiliares, las necesidades de combustible el primer año constituirán el 70 % de las necesidades totales para la máxima capacidad de producción. Este porcentaje irá aumentando un 10 % cada año hasta llegar al cuarto año, en el que se alcanza el 100 % de la capacidad de producción. Además, los costes originados por la compra del combustible variarán cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 117 recogemos los costes de combustible durante los diez primeros años:

Tabla 117. Costes de combustible.

| COSTES DE COMBUSTIBLE | | |
|-----------------------|-------------------------------|-----------|
| Año | % de la producción proyectada | Coste (€) |
| 1 | 70 | 1792 |
| 2 | 80 | 2099 |
| 3 | 90 | 2421 |
| 4 | 100 | 2757 |
| 5 | 100 | 2826 |
| 6 | 100 | 2896 |
| 7 | 100 | 2969 |
| 8 | 100 | 3043 |
| 9 | 100 | 3119 |
| 10 | 100 | 3197 |

c) Mano de obra:

Los costes de mano de obra corresponden a los salarios del personal que trabaja en la planta. Desde el inicio de la actividad se contratará a los trabajadores necesarios, por lo que este coste no aumentará con la capacidad de producción, aunque sí que lo

hará con la actualización de salarios un 2.5 % anual. En la tabla 118 recogemos los costes de mano de obra durante los diez primeros años:

Tabla 118. Costes de mano de obra.

| COSTES DE MANO DE OBRA | |
|------------------------|-----------|
| Año | Coste (€) |
| 1 | 1685000 |
| 2 | 1727125 |
| 3 | 1770303 |
| 4 | 1814561 |
| 5 | 1859925 |
| 6 | 1906423 |
| 7 | 1954083 |
| 8 | 2002935 |
| 9 | 2053009 |
| 10 | 2104334 |

d) Electricidad:

Al igual que ocurría con las materias primas y auxiliares, las necesidades de electricidad el primer año constituirán el 70 % de las necesidades totales para la máxima capacidad de producción. Este porcentaje irá aumentando un 10 % cada año hasta llegar al cuarto año, en el que se alcanza el 100 % de la capacidad de producción. Además es necesario sumar una cantidad correspondiente al consumo fijo (ordenadores, alumbrado, etc.), independientemente de la producción, y que se puede evaluar como 45 kWh/m² edificado. Asimismo, los costes originados por el consumo eléctrico variarán cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 119 recogemos los costes de electricidad durante los diez primeros años:

Tabla 119. Costes de electricidad.

| COSTES DE ELECTRICIDAD | | | | |
|------------------------|-------------------------------|--|----------------------------------|------------------------------------|
| Año | % de la producción proyectada | Consumo de electricidad de equipos (€) | Consumo de electricidad fijo (€) | Coste total de la electricidad (€) |
| 1 | 70 | 720218 | 36069 | 756287 |
| 2 | 80 | 843684 | 36971 | 880655 |
| 3 | 90 | 972873 | 37895 | 1010768 |
| 4 | 100 | 1107994 | 38843 | 1146837 |
| 5 | 100 | 1135694 | 39814 | 1175508 |
| 6 | 100 | 1164087 | 40809 | 1204896 |
| 7 | 100 | 1193189 | 41829 | 1235018 |
| 8 | 100 | 1223018 | 42875 | 1265893 |
| 9 | 100 | 1253594 | 43947 | 1297541 |
| 10 | 100 | 1284934 | 45046 | 1329979 |

e) Mantenimiento:

Se consideran aquí los gastos originados por la conservación, revisión, sustitución o reparación periódica de los equipos, pero no se tienen en cuenta los gastos derivados de suministros ni amortizaciones.

Se toman como costes de mantenimiento el 10 % del coste de los equipos, y su valor variará cada año debido a la actualización de los precios, que suponemos que va a ser de un 2.5 % anual. En la tabla 120 recogemos los costes de mantenimiento durante los diez primeros años:

Tabla 120. Costes de mantenimiento.

| COSTES DE MANTENIMIENTO | |
|-------------------------|-----------|
| Año | Coste (€) |
| 1 | 769376 |
| 2 | 788610 |
| 3 | 808326 |
| 4 | 828534 |
| 5 | 849247 |
| 6 | 870478 |
| 7 | 892240 |
| 8 | 914546 |
| 9 | 937410 |
| 10 | 960845 |

f) Amortización directa:

La amortización directa es un coste ficticio originado por la pérdida de valor de los equipos y las instalaciones y que no se actualiza con el tiempo. Por tanto, tiene el mismo valor todos los años, valor que ya se calculó anteriormente y que asciende a 848195 €.

g) Costes de fabricación totales:

Se obtienen como la suma de los costes de materias primas y auxiliares, combustible, mano de obra, electricidad, mantenimiento y amortización vistos anteriormente. En la tabla 121 mostramos el valor de estos costes de fabricación:

Tabla 121. Costes de fabricación.

| COSTES DE FABRICACIÓN | |
|-----------------------|---------------------------|
| Año | Costes de fabricación (€) |
| 1 | 11388537 |
| 2 | 12830781 |
| 3 | 14338549 |
| 4 | 15914216 |
| 5 | 16290867 |
| 6 | 16676933 |
| 7 | 17072652 |
| 8 | 17478263 |
| 9 | 17894015 |
| 10 | 18320160 |

◆ **Costes de estructura:**

Se componen de:

a) Costes de laboratorio:

Los costes de laboratorio se evalúan cada año como el 14 % de los costes de mano de obra del mismo año. No es necesario actualizar el coste dado que ya se ha actualizado en la mano de obra. En la tabla 122 recogemos los costes de laboratorio durante los diez primeros años:

Tabla 122. Costes de laboratorio.

| COSTES DE LABORATORIO | |
|-----------------------|---------------------------|
| Año | Costes de laboratorio (€) |
| 1 | 235900 |
| 2 | 241798 |
| 3 | 247842 |
| 4 | 254038 |
| 5 | 260389 |
| 6 | 266899 |
| 7 | 273572 |
| 8 | 280411 |
| 9 | 287421 |
| 10 | 294607 |

b) Costes de suministros:

Los costes de suministros se evalúan como el 2 % del capital fijo para el primer año, y para el resto se van actualizando los precios a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 123 recogemos los costes de suministros durante los diez primeros años:

Tabla 123. Costes de suministros.

| COSTES DE SUMINISTROS | |
|-----------------------|---------------------------|
| Año | Costes de suministros (€) |
| 1 | 415347 |
| 2 | 425731 |
| 3 | 436374 |
| 4 | 447284 |
| 5 | 458466 |
| 6 | 469927 |
| 7 | 481675 |
| 8 | 493717 |
| 9 | 506060 |
| 10 | 518712 |

c) Costes de seguridad personal:

Se tomará un precio contratado con la empresa de seguridad que para el primer año se estima en 175000 €. Para el resto de los años se va actualizando a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 124 recogemos los costes de seguridad personal durante los diez primeros años:

Tabla 124. Costes de seguridad personal.

| COSTES DE SEGURIDAD PERSONAL | |
|------------------------------|----------------------------------|
| Año | Costes de seguridad personal (€) |
| 1 | 175000 |
| 2 | 179375 |
| 3 | 183859 |
| 4 | 188456 |
| 5 | 193167 |
| 6 | 197996 |
| 7 | 202946 |
| 8 | 208020 |
| 9 | 213221 |
| 10 | 218551 |

d) Costes de limpieza:

Se tomará un precio contratado con la empresa de limpieza que para el primer año se estima en 50000 €. Para el resto de los años se va actualizando a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 125 recogemos los costes de limpieza durante los diez primeros años:

Tabla 125. Costes de limpieza.

| COSTES DE LIMPIEZA | |
|--------------------|------------------------|
| Año | Costes de limpieza (€) |
| 1 | 50000 |
| 2 | 51250 |
| 3 | 52531 |
| 4 | 53845 |
| 5 | 55191 |
| 6 | 56570 |
| 7 | 57985 |
| 8 | 59434 |
| 9 | 60920 |
| 10 | 62443 |

e) Costes de administración:

Se estiman cada año como el 1 % de los costes de fabricación del mismo año. En la tabla 126 recogemos los costes de administración durante los diez primeros años:

Tabla 126. Costes de administración.

| COSTES DE ADMINISTRACIÓN | |
|--------------------------|------------------------------|
| Año | Costes de administración (€) |
| 1 | 113885 |
| 2 | 128308 |
| 3 | 143385 |
| 4 | 159142 |
| 5 | 162909 |
| 6 | 166769 |
| 7 | 170727 |
| 8 | 174783 |
| 9 | 178940 |
| 10 | 183202 |

f) Costes de investigación:

Se estima que cada año se invertirá en investigación el 1 % de las ventas netas del año correspondiente. En la tabla 127 recogemos los costes de investigación durante los diez primeros años:

Tabla 127. Costes de investigación.

| COSTES DE INVESTIGACIÓN | |
|-------------------------|-----------------------------|
| Año | Costes de investigación (€) |
| 1 | 161555 |
| 2 | 183598 |
| 3 | 230674 |
| 4 | 262628 |
| 5 | 268425 |
| 6 | 275136 |
| 7 | 282014 |
| 8 | 289065 |
| 9 | 296291 |
| 10 | 303698 |

g) Costes del seguro de responsabilidad civil:

Se tomará un precio contratado con la empresa aseguradora que para el primer año se estima en 45000 €. Para el resto de los años se va actualizando a razón de un 2.5 % anual. En la tabla 128 recogemos los costes del seguro de responsabilidad civil durante los diez primeros años:

Tabla 128. Costes del seguro de responsabilidad civil.

| COSTES DEL SEGURO DE RESPONSABILIDAD CIVIL | |
|--|---|
| Año | Costes del seguro de responsabilidad civil(€) |
| 1 | 45000 |
| 2 | 46125 |
| 3 | 47278 |
| 4 | 48460 |
| 5 | 49672 |
| 6 | 50913 |
| 7 | 52186 |
| 8 | 53491 |
| 9 | 54828 |
| 10 | 56199 |

h) Costes de amortización indirecta:

Los costes de amortización indirecta serán un 10 % de los gastos de constitución, organización y gestión de la planta hasta el inicio de la actividad, de los

gastos de puesta en marcha y de los gastos de ensayos, informes y estudios previos. Al igual que sucedía con la amortización directa, este coste no se actualiza con el tiempo. Por tanto, tiene el mismo valor todos los años, valor que asciende a 373813 €.

i) Costes de estructura totales:

El valor durante los diez primeros años de producción de todos los costes de estructura expuestos anteriormente aparecen recogidos en la tabla 129:

Tabla 129. Costes de estructura.

| COSTES DE ESTRUCTURA | |
|----------------------|--------------------------|
| Año | Costes de estructura (€) |
| 1 | 1570500 |
| 2 | 1629996 |
| 3 | 1715757 |
| 4 | 1787666 |
| 5 | 1822031 |
| 6 | 1858024 |
| 7 | 1894918 |
| 8 | 1932733 |
| 9 | 1971494 |
| 10 | 2011224 |

◆ **Gastos financieros:**

Los gastos financieros son los derivados del pago de los intereses de los préstamos tanto a corto como a largo plazo para financiar el capital circulante y el capital fijo respectivamente. En el caso del préstamo a largo plazo también hay que considerar las comisiones de apertura y de cancelación del mismo. En la tabla 130 recogemos todos los gastos financieros:

Tabla 130. Gastos financieros.

| GASTOS FINANCIEROS | | | |
|--------------------|----------------------------|----------------------------|------------------------|
| Año | Préstamo a corto plazo (€) | Préstamo a largo plazo (€) | Gastos financieros (€) |
| 1 | 348176 | 742433 | 1090609 |
| 2 | 174088 | 571102 | 745191 |
| 3 | 0 | 571102 | 571102 |
| 4 | 0 | 499715 | 499715 |
| 5 | 0 | 428327 | 428327 |
| 6 | 0 | 356939 | 356939 |
| 7 | 0 | 285551 | 285551 |
| 8 | 0 | 214163 | 214163 |
| 9 | 0 | 142776 | 142776 |
| 10 | 0 | 242719 | 242719 |

- Resultados de la cuenta de resultados:

Son los siguientes:

◆ **Margen de ventas:**

Viene dado por:

$$\text{Margen de ventas} = \text{Ventas netas} - \text{Costes de fabricación} - \text{Stock de materias primas}$$

Los resultados para cada año se muestran en la tabla 131:

Tabla 131. Margen de ventas.

| MARGEN DE VENTAS | |
|------------------|----------------------|
| Año | Margen de ventas (€) |
| 1 | 4425255 |
| 2 | 5478962 |
| 3 | 8677539 |
| 4 | 10296057 |
| 5 | 10551655 |
| 6 | 10836652 |
| 7 | 11128773 |
| 8 | 11428197 |
| 9 | 11735107 |
| 10 | 12049689 |

◆ **Resultado operativo:**

Se obtiene por:

$$\text{Resultado operativo} = \text{Margen de ventas} - \text{Costes de estructura}$$

Los resultados para cada año se muestran en la tabla 132:

Tabla 132. Resultado operativo.

| RESULTADO OPERATIVO | |
|---------------------|-------------------------|
| Año | Resultado operativo (€) |
| 1 | 2854756 |
| 2 | 3848965 |
| 3 | 6961782 |
| 4 | 8508391 |
| 5 | 8729624 |
| 6 | 8978627 |
| 7 | 9233855 |
| 8 | 9495464 |
| 9 | 9763613 |
| 10 | 10038465 |

◆ Resultado antes de impuestos:

Se obtiene por:

$$\text{Resultado antes de impuestos} = \text{Resultado operativo} - \text{Gastos financieros}$$

Los resultados para cada año se muestran en la tabla 133:

Tabla 133. Resultado antes de impuestos.

| RESULTADO ANTES DE IMPUESTOS | |
|------------------------------|----------------------------------|
| Año | Resultado antes de impuestos (€) |
| 1 | 1764146 |
| 2 | 3103775 |
| 3 | 6390680 |
| 4 | 8008677 |
| 5 | 8301298 |
| 6 | 8621688 |
| 7 | 8948304 |
| 8 | 9281300 |
| 9 | 9620837 |
| 10 | 9795747 |

Si el resultado antes de impuestos fuera negativo, aunque éste no es el caso, decimos que ese año hay pérdidas y, por tanto, no se pagan ningunos impuestos. Además, este resultado antes de impuestos debe incluirse como un gasto al año siguiente, como un pago más que hay que realizar.

◆ Beneficio disponible:

Se obtiene a partir de la expresión:

$$\text{Beneficio disponible} = \text{Resultado antes de impuestos} - \text{Impuestos}$$

Como la empresa será una Sociedad Anónima (S.A.) el impuesto aplicable viene dado por el 30 % del resultado antes de impuestos. En la tabla 134 se han reflejado tanto los impuestos anuales como el beneficio disponible:

Tabla 134. Beneficio disponible.

| BENEFICIO DISPONIBLE | | |
|----------------------|---------------|--------------------------|
| Año | Impuestos (€) | Beneficio disponible (€) |
| 1 | 529244 | 1234902 |
| 2 | 931132 | 2172642 |
| 3 | 1917204 | 4473476 |
| 4 | 2402603 | 5606074 |
| 5 | 2490389 | 5810908 |
| 6 | 2586506 | 6035182 |
| 7 | 2684491 | 6263813 |
| 8 | 2784390 | 6496910 |
| 9 | 2886251 | 6734586 |
| 10 | 2938724 | 6857023 |

◆ **Fondo de beneficio:**

Es el beneficio acumulado durante los distintos años de funcionamiento de la planta. Los resultados para cada año se muestran en la tabla 135:

Tabla 135. Fondo de beneficio.

| FONDO DE BENEFICIO | |
|--------------------|------------------------|
| Año | Fondo de beneficio (€) |
| 1 | 1234902 |
| 2 | 3407545 |
| 3 | 7881020 |
| 4 | 13487094 |
| 5 | 19298002 |
| 6 | 25333184 |
| 7 | 31596997 |
| 8 | 38093907 |
| 9 | 44828493 |
| 10 | 51685516 |

A continuación, en la tabla 136 se incluye la cuenta de resultados de la actividad:

Tabla 136. Cuenta de resultados.

| | INGRESOS | | | | | | | | | |
|---|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| VENTAS BRUTAS (€) | 19353075 | 23605468 | 27237164 | 31035692 | 31955383 | 32754268 | 33573124 | 34412453 | 35272764 | 36154583 |
| VARIACIÓN DE EXISTENCIAS (€) | 1253592 | 183562 | 188151 | 192855 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 341667 | 50030 | 51281 | 52563 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Stock de producto terminado (€) | 911925 | 133532 | 136870 | 140292 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| COSTES DE COMERCIALIZACIÓN (€) | 4451207 | 5429258 | 4357946 | 4965711 | 5112861 | 5240683 | 5371700 | 5505992 | 5643642 | 5784733 |
| Descuentos (€) | 1548246 | 1888437 | 1634230 | 1862142 | 1917323 | 1965256 | 2014387 | 2064747 | 2116366 | 2169275 |
| Publicidad (€) | 1935308 | 2360547 | 1361858 | 1551785 | 1597769 | 1637713 | 1678656 | 1720623 | 1763638 | 1807729 |
| Seguros comerciales (€) | 967654 | 1180273 | 1361858 | 1551785 | 1597769 | 1637713 | 1678656 | 1720623 | 1763638 | 1807729 |
| VENTAS NETAS (€) | 16155460 | 18359772 | 23067369 | 26262836 | 26842522 | 27513585 | 28201425 | 28906460 | 29629122 | 30369850 |
| | GASTOS | | | | | | | | | |
| COSTES DE FABRICACIÓN (€) | 11388537 | 12830781 | 14338549 | 15914216 | 16290867 | 16676933 | 17072652 | 17478263 | 17894015 | 18320160 |
| Materias primas y auxiliares (€) | 7327887 | 8584096 | 9898536 | 11273333 | 11555166 | 11844045 | 12140146 | 12443650 | 12754741 | 13073610 |
| Combustible (€) | 1792 | 2099 | 2421 | 2757 | 2826 | 2896 | 2969 | 3043 | 3119 | 3197 |
| Mano de obra (€) | 1685000 | 1727125 | 1770303 | 1814561 | 1859925 | 1906423 | 1954083 | 2002935 | 2053009 | 2104334 |
| Electricidad (€) | 756287 | 880655 | 1010768 | 1146837 | 1175508 | 1204896 | 1235018 | 1265893 | 1297541 | 1329979 |
| Mantenimiento (€) | 769376 | 788610 | 808326 | 828534 | 849247 | 870478 | 892240 | 914546 | 937410 | 960845 |
| Amortización directa (€) | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 | 848195 |
| VARIACIÓN DE EXISTENCIAS (€) | 341667 | 50030 | 51281 | 52563 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Stock de materias primas y auxiliares (€) | 341667 | 50030 | 51281 | 52563 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| MARGEN DE VENTAS (€) | 4425255 | 5478962 | 8677539 | 10296057 | 10551655 | 10836652 | 11128773 | 11428197 | 11735107 | 12049689 |

| | | | | | | | | | | |
|---|----------------|----------------|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| COSTES DE ESTRUCTURA (€) | 1570500 | 1629996 | 1715757 | 1787666 | 1822031 | 1858024 | 1894918 | 1932733 | 1971494 | 2011224 |
| Laboratorio (€) | 235900 | 241798 | 247842 | 254038 | 260389 | 266899 | 273572 | 280411 | 287421 | 294607 |
| Suministros (€) | 415347 | 425731 | 436374 | 447284 | 458466 | 469927 | 481675 | 493717 | 506060 | 518712 |
| Seguridad personal (€) | 175000 | 179375 | 183859 | 188456 | 193167 | 197996 | 202946 | 208020 | 213221 | 218551 |
| Limpieza (€) | 50000 | 51250 | 52531 | 53845 | 55191 | 56570 | 57985 | 59434 | 60920 | 62443 |
| Administración (€) | 113885 | 128308 | 143385 | 159142 | 162909 | 166769 | 170727 | 174783 | 178940 | 183202 |
| Investigación (€) | 161555 | 183598 | 230674 | 262628 | 268425 | 275136 | 282014 | 289065 | 296291 | 303698 |
| Seguro de responsabilidad civil (€) | 45000 | 46125 | 47278 | 48460 | 49672 | 50913 | 52186 | 53491 | 54828 | 56199 |
| Amortización indirecta (€) | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 | 373813 |
| RESULTADO OPERATIVO (€) | 2854756 | 3848965 | 6961782 | 8508391 | 8729624 | 8978627 | 9233855 | 9495464 | 9763613 | 10038465 |
| GASTOS FINANCIEROS (€) | 1090609 | 745191 | 571102 | 499715 | 428327 | 356939 | 285551 | 214163 | 142776 | 242719 |
| Préstamo a corto plazo (€) | 348176 | 174088 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Préstamo a largo plazo (€) | 742433 | 571102 | 571102 | 499715 | 428327 | 356939 | 285551 | 214163 | 142776 | 242719 |
| RESULTADO ANTES DE IMPUESTOS (€) | 1764146 | 3103775 | 6390680 | 8008677 | 8301298 | 8621688 | 8948304 | 9281300 | 9620837 | 9795747 |
| IMPUESTOS (€) | 529244 | 931132 | 1917204 | 2402603 | 2490389 | 2586506 | 2684491 | 2784390 | 2886251 | 2938724 |
| BENEFICIO DISPONIBLE (€) | 1234902 | 2172642 | 4473476 | 5606074 | 5810908 | 6035182 | 6263813 | 6496910 | 6734586 | 6857023 |
| FONDO DE BENEFICIO (€) | 1234902 | 3407545 | 7881020 | 13487094 | 19298002 | 25333184 | 31596997 | 38093907 | 44828493 | 51685516 |

4.2.2.2. Plan de tesorería

El plan de tesorería tiene por objeto determinar los movimientos de dinero físico, ingresos y pagos, cuya diferencia supone el dinero en efectivo del que realmente se dispone. Es necesario realizarlo ya que la cuenta de resultados no incluye los préstamos. De esta manera se comprueba si el proyecto es viable desde el punto de vista financiero.

Aunque es similar a la cuenta de resultados, el plan de tesorería incluye un año 0 en el que se supone que se hacen las inversiones necesarias, pero todavía no ha comenzado la actividad. Por otra parte no incluye la amortización como gasto, dado que ésta constituye un gasto ficticio que no supone dinero en efectivo. Finalmente, mientras que en la cuenta de resultados no se tenía en cuenta la forma de pago (ni de los clientes ni a los proveedores), en el plan de tesorería sí es necesario tenerlos en cuenta.

- Ingresos:

Los ingresos pueden proceder de las siguientes fuentes:

- ◆ **Explotación:**

En el año 0 no hay ingresos por explotación dado que la actividad no ha comenzado todavía.

En el resto de años los ingresos por explotación se corresponden con las ventas brutas calculadas en la cuenta de resultados.

- ◆ **Patrimoniales:**

En el año 0 los ingresos correspondientes al patrimonio son la suma de la aportación propia del promotor y de las subvenciones, que se suponen que están disponibles desde el año 0.

Como se ha dicho, los ingresos correspondientes al patrimonio se hacen en el año 0 y, por tanto, durante el resto de años no se ingresa nada por este concepto.

- ◆ **Exigible:**

El exigible es el dinero que hay que devolver por cada uno de los préstamos.

En el año 0 se ingresan como exigibles los préstamos a corto y a largo plazo.

Durante el resto de años se van indicando las devoluciones tanto en el préstamo a corto plazo como en el préstamo a largo plazo (calculadas en el plan de ingresos y pagos de la inversión). Se indican con signo negativo puesto que el exigible está sufriendo una disminución.

◆ Clientes:

La cuenta de resultados no tiene en cuenta la forma de pago; en el caso del plan de tesorería sí, incluyéndose los pagos aplazados de los clientes. Se indican en forma de incremento o disminución con respecto al año anterior.

La cuenta inicial de clientes de cada año será la cuenta final del anterior, calculándose ésta como sigue si se supone que los clientes pagan cada dos meses:

$$\text{Clientes final} = \text{Producción anual} \cdot \text{Precio del producto} \cdot \frac{2}{12}$$

• Pagos:

Los pagos a realizar son los siguientes:

◆ Costes de ventas:

En el año 0 no se vende nada porque la actividad todavía no ha comenzado, por lo que no existen costes de ventas.

Durante el resto de años se incluyen dentro de los costes de ventas:

- Costes de comercialización: obtenidos en la cuenta de resultados para cada año.
- Costes de fabricación: serían los correspondientes al mismo año en la cuenta de resultados pero eliminando los costes de amortización directa.
- Costes de estructura: serían los correspondientes al mismo año en la cuenta de resultados pero eliminando los costes de amortización indirecta.
- Costes financieros: son los mismos que los obtenidos en la cuenta de resultados.

◆ Inversiones:

En el año 0 las inversiones las constituye el inmovilizado (el capital fijo).

Durante los cuatro primeros años de producción se incluyen dentro de las inversiones las existencias (el stock de materias primas y auxiliares).

◆ Otros:

En el año 0 no hay pagos por este concepto.

Durante el resto de años es necesario considerar:

- Impuestos: se incluyen los impuestos del año anterior, dado que los impuestos siempre se pagan al año siguiente.
- Proveedores: al igual que ocurría con los clientes, se indican en forma de incremento o disminución con respecto al año anterior.

La cuenta inicial de proveedores de cada año será la cuenta final del anterior, calculándose ésta como sigue si se supone que se paga a los proveedores cada dos meses:

$$\text{Proveedores final} = \text{Costes de materias primas y auxiliares} \cdot \frac{2}{12}$$

- Caja:

Para calcular los movimientos de dinero se calculan los siguientes términos:

◆ **Caja inicial:**

Será el dinero que se tiene al principio de cada año; en el año 0 no se tendrá nada y para el resto de los años será la caja final del año anterior.

◆ **Caja periodo:**

Se calcula como la diferencia entre los ingresos y los pagos del año correspondiente.

◆ **Caja final:**

Se calcula como la suma de la caja inicial y la caja periodo de un año. Será el dinero que se tiene en caja al final de año y supone, por tanto, la caja inicial del año siguiente.

La caja final de un año no puede ser negativa porque, de ser así, nos estaría indicando que no se dispone de dinero para hacer frente a los pagos.

A continuación, en la tabla 137 se incluye el plan de tesorería de la actividad:

Tabla 137. Plan de tesorería.

| | INGRESOS | | | | | | | | | | |
|---------------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| EXPLOTACIÓN (€) | 0 | 19353075 | 23605468 | 27237164 | 31035692 | 31955383 | 32754268 | 33573124 | 34412453 | 35272764 | 36154583 |
| PATRIMONIALES (€) | 9345313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| EXIGIBLE A CORTO PLAZO (€) | 4352203 | -2176102 | -2176102 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| EXIGIBLE A LARGO PLAZO (€) | 11422049 | 0 | 0 | -1427756 | -1427756 | -1427756 | -1427756 | -1427756 | -1427756 | -1427756 | -1427756 |
| CLIENTES INICIAL (€) | 0 | 0 | 3377500 | 3956500 | 4562339 | 5195997 | 5325897 | 5459045 | 5595521 | 5735409 | 5878794 |
| CLIENTES FINAL (€) | 0 | -3377500 | -3956500 | -4562339 | -5195997 | -5325897 | -5459045 | -5595521 | -5735409 | -5878794 | -6025764 |
| TOTAL INGRESOS (€) | 25119565 | 13799473 | 20850366 | 25203569 | 28974277 | 30397727 | 31193364 | 32008892 | 32844808 | 33701623 | 34579857 |
| | PAGOS | | | | | | | | | | |
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| COSTES DE VENTAS (€) | 0 | 17278846 | 19413218 | 19761347 | 21945300 | 22432078 | 22910572 | 23402813 | 23909145 | 24429920 | 25136829 |
| Costes de comercialización (€) | 0 | 4451207 | 5429258 | 4357946 | 4965711 | 5112861 | 5240683 | 5371700 | 5505992 | 5643642 | 5784733 |
| Costes de fabricación (€) | 0 | 10540342 | 11982586 | 13490354 | 15066021 | 15442672 | 15828738 | 16224457 | 16630068 | 17045820 | 17471966 |
| Costes de estructura (€) | 0 | 1196687 | 1256184 | 1341945 | 1413853 | 1448218 | 1484212 | 1521105 | 1558921 | 1597682 | 1637412 |
| Gastos financieros (€) | 0 | 1090609 | 745191 | 571102 | 499715 | 428327 | 356939 | 285551 | 214163 | 142776 | 242719 |
| INVERSIONES (€) | 20767362 | 341667 | 50030 | 51281 | 52563 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Inmovilizado (€) | 20767362 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Existencias (€) | 0 | 341667 | 50030 | 51281 | 52563 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| IMPUESTOS (€) | 0 | 0 | 529244 | 931132 | 1917204 | 2402603 | 2490389 | 2586506 | 2684491 | 2784390 | 2886251 |
| PROVEEDORES INICIAL (€) | 0 | 0 | 1221315 | 1430683 | 1649756 | 1878889 | 1925861 | 1974008 | 2023358 | 2073942 | 2125790 |
| PROVEEDORES FINAL (€) | 0 | -1221315 | -1430683 | -1649756 | -1878889 | -1925861 | -1974008 | -2023358 | -2073942 | -2125790 | -2178935 |
| TOTAL PAGOS (€) | 20767362 | 16399199 | 19783124 | 20524687 | 23685933 | 24787709 | 25352815 | 25939969 | 26543052 | 27162461 | 27969935 |

| PLAN DE TESORERÍA | | | | | | | | | | | |
|-------------------|---------|----------|---------|---------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| CAJA INICIAL (€) | 0 | 4352203 | 1752478 | 2819720 | 7498603 | 12786947 | 18396965 | 24237514 | 30306437 | 36608193 | 43147354 |
| CAJA PERIODO (€) | 4352203 | -2599726 | 1067243 | 4678882 | 5288344 | 5610018 | 5840549 | 6068923 | 6301756 | 6539161 | 6609922 |
| CAJA FINAL (€) | 4352203 | 1752478 | 2819720 | 7498603 | 12786947 | 18396965 | 24237514 | 30306437 | 36608193 | 43147354 | 49757276 |

4.2.2.3. Balance

El balance es un documento contable que permite dar una idea de la situación patrimonial en que se encuentra una empresa. Se trata de un documento que se hace a lo largo de los años considerando que hay acumulación. Consta de dos partidas:

- Activo: relación de aquello que posee la empresa.
- Pasivo: en él se indican el origen y la procedencia de lo que posee la empresa o el destino de parte de ello.

Para comprobar que el balance está bien hecho, la diferencia entre el activo y el pasivo debe ser cero, o dicho de otra forma, ambas partidas deben ser iguales.

- Activo:

El activo es el patrimonio que posee la empresa. Lo que posee la empresa se puede agrupar de la siguiente forma:

- ◆ **Inmovilizado:**

Es el capital fijo, tanto el material (terrenos, obra civil, maquinaria, instalaciones y vehículos) como el inmaterial (proyecto y dirección de obra, licencias) y otros (gastos de constitución, puesta en marcha, gastos imprevistos).

En el año 0 el inmovilizado es, en definitiva, el capital fijo.

Para el resto de años, al tratarse de inmovilizado, no va a cambiar con los años y como en el balance se considera acumulación, entonces tiene el mismo valor el resto de los años que el que tenía el año 0.

- ◆ **Fondo de amortización:**

Su ubicación real sería el pasivo, porque en realidad es un gasto, una pérdida de valor. Por ello se indica con signo negativo, resta y así es más lógico ponerlo en el activo.

En el año 0 no hay amortización puesto que es el año en que se hacen las inversiones.

Para el primer año tenemos que incluir el coste de amortización que se había incluido en los costes de fabricación pero también el que se había incluido de forma indirecta en los costes de estructura (y que se había eliminado en el plan de tesorería).

Para los años siguientes se irán sumando ambas amortizaciones, tanto la directa como la indirecta, al valor del fondo de amortización del año anterior.

◆ **Existencias:**

Corresponden al stock de materias primas y auxiliares.

En el año 0 todavía no hay stock dado que se compra durante los cuatro primeros años de funcionamiento.

Durante el resto de años, dado que el stock se compra los cuatro primeros años y se deja como tal para el resto de años, tendrá el mismo valor los años siguientes el valor que se le dio en la cuenta de resultados.

◆ **Realizable:**

Lo constituye el stock de productos terminados y la cuenta de clientes.

En el año 0 todavía no se ha producido el stock ni hay clientes que compren porque la actividad no ha comenzado. Por tanto, el realizable tiene un valor de 0 €.

Para el resto de años, el stock de producto terminado se mantiene a lo largo de los años aunque se produjese los cuatro primeros años (pero es que en el balance se considera lo que en cada momento tiene la empresa); por tanto, su valor se mantiene a lo largo del tiempo con el que se le dio en la cuenta de resultados.

Con respecto a la cuenta de clientes, para cada año tendrá el valor de la cuenta final que se consideró en el plan de tesorería; sin embargo, en este caso no lleva signo negativo (en aquel caso sí porque indicaba disminución).

◆ **Disponible:**

Se corresponde siempre con la caja final del año correspondiente del plan de tesorería.

En el año cero el dinero disponible será el capital circulante, que era el necesario para empezar a funcionar y que, como se dijo, coincide con la caja final del año 0.

Para el resto de años el dinero disponible será la caja final del año.

• Pasivo:

Indica el origen de las posesiones de la empresa. Se compone de:

◆ **Recursos propios:**

Es la suma del capital propio y de las subvenciones.

En el año 0 serían los recursos patrimoniales que se supusieron ingresados en el año 0 en el plan de tesorería.

Como se ha dicho, estos recursos se mantienen en el tiempo por existir acumulación, de modo que tiene igual valor todos los años que en el año 0.

◆ **Exigible a largo plazo:**

En esta partida se incluye el préstamo a largo plazo para la financiación del capital fijo; es dinero para financiar el activo que es exigible por los bancos.

En el año 0 es cuando se concede el préstamo y, por tanto, este concepto será el total del mismo, pues se dispone de él en este año.

Para el resto de años se le va restando la cantidad que se ha devuelto del préstamo. Ello se debe a que cada año se deja de disponer de ese dinero al devolverlo.

◆ **Exigible a corto plazo:**

Engloba el préstamo a corto plazo para la financiación del capital circulante, que es un dinero para financiar el activo y que es exigible por los bancos, y el dinero correspondiente a los proveedores dado que aunque no haya que pagarlo al contado y se disponga de él, lo exigirán a corto plazo. También incluye los impuestos y el fondo de beneficio, entendiéndose éste como el beneficio acumulado de cada año (el beneficio de ese año más el de los años anteriores).

En el año 0 es cuando se concede el préstamo y, por tanto, este concepto será el total del mismo, pues se dispone de él en este año. En el resto de conceptos tiene un valor de 0 en el año 0 dado que todavía no se han comprado materias primas a los proveedores, no se han pagado impuestos ni se tiene beneficio porque la actividad no ha comenzado a funcionar.

Para el resto de años, en lo que al préstamo a corto plazo se refiere, se le va restando la cantidad que se ha devuelto del préstamo. Ello se debe a que cada año se deja de disponer de ese dinero al devolverlo.

Los proveedores para cada año tendrán el valor de la cuenta final de proveedores que se consideró en el plan de tesorería. Sin embargo, y como ocurría con los clientes, en este caso no se indica la disminución por lo que no hay que poner el signo negativo.

Los impuestos para cada año serán los considerados en la cuenta de resultados.

Finalmente, el fondo de beneficio para cada año será, como se ha dicho, el beneficio obtenido en el año en cuestión sumado al beneficio de los años anteriores.

A continuación, en la tabla 138 se incluye el balance de la actividad:

Tabla 138. Balance.

| | ACTIVO | | | | | | | | | | |
|---------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| Inmovilizado (€) | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 | 20767362 |
| Fondo de amortización (€) | 0 | -1222007 | -2444015 | -3666022 | -4888029 | -6110037 | -7332044 | -8554051 | -9776059 | -10998066 | -12220073 |
| Existencias (€) | 0 | 341667 | 391697 | 442978 | 495540 | 495540 | 495540 | 495540 | 495540 | 495540 | 495540 |
| Clientes (€) | 0 | 3377500 | 3956500 | 4562339 | 5195997 | 5325897 | 5459045 | 5595521 | 5735409 | 5878794 | 6025764 |
| Stock de producto terminado (€) | 0 | 911925 | 1045457 | 1182327 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 | 1322619 |
| Disponibles (€) | 4352203 | 1752478 | 2819720 | 7498603 | 12786947 | 18396965 | 24237514 | 30306437 | 36608193 | 43147354 | 49757276 |
| TOTAL ACTIVO (€) | 25119565 | 25928925 | 26536722 | 30787586 | 35680436 | 40198346 | 44950036 | 49933427 | 55153064 | 60613603 | 66148488 |

| | PASIVO | | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
| Recursos propios (€) | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 | 9345313 |
| Exigible a largo plazo (€) | 11422049 | 11422049 | 11422049 | 9994293 | 8566537 | 7138781 | 5711025 | 4283268 | 2855512 | 1427756 | 0 |
| Exigible a corto plazo (€) | 4352203 | 2176102 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Proveedores (€) | 0 | 1221315 | 1430683 | 1649756 | 1878889 | 1925861 | 1974008 | 2023358 | 2073942 | 2125790 | 2178935 |
| Impuestos (€) | 0 | 529244 | 931132 | 1917204 | 2402603 | 2490389 | 2586506 | 2684491 | 2784390 | 2886251 | 2938724 |
| Fondo de beneficio (€) | 0 | 1234902 | 3407545 | 7881020 | 13487094 | 19298002 | 25333184 | 31596997 | 38093907 | 44828493 | 51685516 |
| TOTAL PASIVO (€) | 25119565 | 25928925 | 26536722 | 30787586 | 35680436 | 40198346 | 44950036 | 49933427 | 55153064 | 60613603 | 66148488 |

| | BALANCE | | | | | | | | | | |
|--------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| ACTIVO-PASIVO (€) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

4.2.2.4. Ratios de rentabilidad. Tasa interna de retorno (TIR)

La tasa interna de retorno (TIR) es un concepto economicista que sirve para estimar si es rentable la ejecución de un proyecto o no. Se calcula aplicando la siguiente fórmula:

$$A = \sum_{j=1}^n \frac{CF_j}{(1+r)^j}$$

$$A = \frac{B}{1+i} + \frac{C}{(1+i)^2} + \frac{D}{(1+i)^3} + \frac{E}{(1+i)^4} + \frac{F}{(1+i)^5} + \frac{G}{(1+i)^6} + \frac{H}{(1+i)^7} + \frac{I}{(1+i)^8} + \frac{J}{(1+i)^9} + \frac{K}{(1+i)^{10}}$$

En esta ecuación, cada término equivale a lo siguiente:

- A es la suma del capital fijo y del capital circulante, es decir, la inversión total realizada.
- B, C, D, E, F, G, H, I, J, K es el flujo neto de caja. Se calculan para los años 1, 2, ..., 10 respectivamente como la suma de los costes de amortización tanto directa como indirecta (los mismos que para la cuenta de resultados) y los intereses de los dos préstamos (tal y como se había hecho en la cuenta de resultados), el beneficio disponible de la cuenta de resultados. Además para el año 10 hay que sumar el llamado valor residual. El valor residual es la diferencia entre lo que costó comprar el inmovilizado y lo que se ha amortizado en los diez años; es decir, se calcula como:

$$\text{Valor residual} = \text{Capital fijo} - 10 \cdot \text{Coste amortización anual}$$

Una vez calculados estos parámetros se despeja la tasa interna de retorno, i , que en este caso tiene un valor de 0.22, es decir, del 22 %. Como podemos apreciar, la tasa interna de retorno tiene un valor positivo y relativamente elevado, por lo que el proyecto parece poder abordarse sin demasiado riesgo.

A continuación, en la tabla 139 se incluye el cálculo de la TIR:

Tabla 139. Cálculo de la Tasa Interna de Retorno.

| | AÑO 0 | AÑO 1 | AÑO 2 | AÑO 3 | AÑO 4 | AÑO 5 | AÑO 6 | AÑO 7 | AÑO 8 | AÑO 9 | AÑO 10 |
|-------------------------------|------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|-----------------|
| Capital fijo (€) | 20767362 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Capital circulante (€) | 4352203 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Amortización (€) | 0 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 | 1222007 |
| Intereses del préstamo (€) | 0 | 1090609 | 745191 | 571102 | 499715 | 428327 | 356939 | 285551 | 214163 | 142776 | 242719 |
| Beneficio disponible (€) | 0 | 1234902 | 2172642 | 4473476 | 5606074 | 5810908 | 6035182 | 6263813 | 6496910 | 6734586 | 6857023 |
| Valor residual (€) | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8547289 |
| FLUJO NETO DE CAJA (€) | -25119565 | 3547519 | 4139840 | 6266586 | 7327796 | 7461242 | 7614128 | 7771371 | 7933081 | 8099369 | 16869037 |
| | A | B | C | D | E | F | G | H | I | J | K |

| | |
|------------|-------------|
| TIR | 22 % |
|------------|-------------|

4.2.2.5. Análisis de sensibilidad

Con el presente análisis se pretende determinar cuáles son los factores que influyen de forma más importante en los costes que afectan al producto. Para ello se calcula el porcentaje de cada uno de los costes individuales sobre el coste total de producción. Para dichos cálculos no se tendrán en cuenta los costes de amortización dado que son constantes para todos los años.

En la tabla 140 se reflejan los resultados:

Tabla 140. Porcentaje de los costes individuales sobre el coste de producción.

| CONCEPTO | COSTE (€) | PORCENTAJE SOBRE EL TOTAL |
|---------------------------------|-----------------|---------------------------|
| COSTES DE FABRICACIÓN | 11388537 | 81.1 |
| Materias primas y auxiliares | 7327887 | 52.2 |
| Combustible | 1792 | 0.0 |
| Mano de obra | 1685000 | 12.0 |
| Electricidad | 756287 | 5.4 |
| Mantenimiento | 769376 | 5.5 |
| COSTES DE ESTRUCTURA | 1570500 | 11.2 |
| Laboratorio | 235900 | 1.7 |
| Suministros | 415347 | 3.0 |
| Seguridad personal | 175000 | 1.2 |
| Limpieza | 50000 | 0.4 |
| Administración | 113885 | 0.8 |
| Investigación | 161555 | 1.1 |
| Seguro de responsabilidad civil | 45000 | 0.3 |
| GASTOS FINANCIEROS | 1090609 | 7.8 |
| Préstamo a corto plazo | 348176 | 2.5 |
| Préstamo a largo plazo | 742433 | 5.3 |
| TOTAL | 14049646 | 100 |

Como se puede apreciar, los costes que más afectan a los de producción son los de fabricación en un porcentaje del 81.1 %, seguidos por los costes de estructura con un 11.2 %, y los gastos financieros con un 7.8 %.

◆ Influencia de los costes de las materias primas y auxiliares:

Dentro de los costes de fabricación, los más determinantes son los de las materias primas y auxiliares (52.2 % respecto del total).

A continuación analizamos con más detenimiento en la tabla 141 los costes de las materias primas y auxiliares:

Tabla 141. Porcentaje de los costes de cada materia prima y auxiliar sobre el coste total de las mismas.

| COSTES DE MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | | |
|---|------------------|--------------|-----------------|---------------------------|
| Sustancia | Cantidad (t/año) | Precio (€/t) | Coste (€/año) | Porcentaje sobre el total |
| <i>n</i> -butano | 10124 | 975 | 9875691 | 94.34 |
| Agua | 240480 | 2 | 480960 | 4.59 |
| Ftalato de dibutilo | 97 | 1155 | 111760 | 1.07 |
| TOTAL MATERIAS PRIMAS Y AUXILIARES | | | 10468410 | 100 |

Como puede apreciarse, el porcentaje más elevado corresponde al coste del *n*-butano (94.34 %). El *n*-butano es un hidrocarburo saturado que procede del petróleo fundamentalmente. Por tanto, la actividad es bastante sensible a los precios del petróleo; dichos precios son bastante variables y dependientes de múltiples factores socio-económicos, con tendencia al alza generalmente.

Un aumento en el precio del petróleo haría aumentar el precio final del producto. Por tanto, la rentabilidad económica de la actividad va a depender fundamentalmente de los precios a los que consigamos obtener la materia prima principal, el *n*-butano.

◆ **Influencia de los costes de la electricidad:**

La electricidad supone también un coste significativo: un 5.4 % respecto del total. El precio de la electricidad en nuestro país tiene un coste bastante elevado si lo comparamos con el precio de la misma en el resto de países europeos, aunque debemos de reconocer que, por regla general, estos precios se mantienen estables dentro de un margen. Por ello, quizás sea conveniente plantearse en un futuro la instalación de una turbina para el aprovechamiento del vapor de agua excedente de la planta y, de esta forma, obtener parte de la electricidad que consume la fábrica. Este aspecto será algo que habrá que tener en cuenta y valorar más adelante, especialmente, si el precio de la electricidad sigue aumentando.

◆ **Influencia de otros costes:**

Esta actividad también depende de forma considerable del coste de la mano de obra (12.0 %), aunque éste no es un coste que varíe demasiado, se mantiene dentro de un rango.

El resto de costes suponen un porcentaje bastante pequeño y no sufren tantas variaciones como el petróleo. Por tanto, se puede afirmar que la actividad no es muy sensible a estos costes. Este es el caso, también, de los costes de estructura.

En cuanto a los gastos financieros, los intereses de los préstamos hipotecarios son bajos de forma general, y aunque puedan variar ligeramente no se prevé que suban excesivamente. En cuanto a los intereses de los préstamos a corto plazo, sí que pueden aumentar más, pero por ello siempre se intentan devolver lo antes posible.

5. Conclusiones

A lo largo de todo este estudio hemos analizado la viabilidad de llevar a cabo la construcción de una planta de producción sintética de anhídrido maleico.

El anhídrido maleico es un compuesto químico polifuncional de importancia comercial en todo el mundo. Su molécula contiene dos grupos carbonilos ácidos y un doble enlace en las posiciones α y β . Esto origina que esta molécula tenga una gran reactividad participando en una amplia variedad de reacciones químicas. Este compuesto es una materia prima industrial importante para la manufactura de resinas alquídicas y de poliéster, recubrimientos, aditivos lubricantes, plastificantes, copolímeros y productos químicos agrícolas.

La creciente demanda mundial de anhídrido maleico, debida al aumento de la demanda de las resinas de poliéster insaturado, cada vez más demandadas en la industria de la construcción y de las infraestructuras, y el alto valor añadido de éste hacen pensar que la construcción de una planta de producción sintética de anhídrido maleico generará grandes beneficios económicos y sociales, utilizando *n*-butano como materia prima, uno de los compuestos más importantes que se obtienen a partir del tratamiento del petróleo en las refinerías. La construcción, puesta en marcha y funcionamiento de la planta ha de respetar, entre otras, la legislación vigente en materia de seguridad, salud y medioambiente.

Se ha visto durante todo el estudio de viabilidad que se pueden plantear múltiples alternativas para la producción de anhídrido maleico. Dentro de todas estas posibilidades nosotros hemos considerado dos que creemos son las más desarrolladas y las que, actualmente, tienen un mayor interés industrial. En ambas se utiliza el *n*-butano como materia prima, radicando la diferencia entre estos procesos en la separación de los productos de reacción: en el primero de ellos la separación se lleva a cabo en medio acuoso mientras que en el segundo se produce en medio no acuoso.

A modo de ayuda a la hora de decantarnos por una u otra alternativa, vamos a elaborar la matriz de evaluación de alternativas o matriz de decisión. En ella compararemos ambas alternativas de proceso en aquellos aspectos que creemos que son más relevantes y, por tanto, deben tenerse en cuenta a la hora de inclinarnos por una u otra. A cada uno de estos atributos evaluables les asignaremos un peso (en porcentaje) mediante el cual les otorgamos una importancia relativa de este atributo en el cómputo global, según nuestro criterio. Además le asignaremos una puntuación a cada alternativa en cada uno de estos atributos, comprendida entre el 0 y el 10, de forma que la alternativa que tenga una mayor puntuación final será la que escogeremos como la más adecuada. Seguidamente citamos los atributos que nosotros vamos a tomar en consideración:

- Tasa Interna de Retorno (TIR), que se puede definir como la tasa de actualización que hace que el valor actual neto de una inversión sea igual a cero. Según este criterio, una inversión es aconsejable si su TIR es mayor o igual que el tipo de interés mínimo que se desea obtener. El TIR de la alternativa 1 es del 15 % mientras que el de la alternativa 2 es del 22 %.
- Costes de fabricación, es decir, lo que cuesta producir nuestro producto (costes de materias primas y auxiliares, combustible, mano de obra, electricidad y mantenimiento). Para la primera alternativa estos costes

alcanzan un valor de 13075299 € mientras que para la segunda son de 11388537 €.

- Costes de materias primas y auxiliares. Para la primera alternativa son 7499680 € mientras que para la segunda son de 732787 €.
- Creación de empleo. Con este atributo valoramos el número de puestos de trabajo que creará esta actividad, algo muy valorado por las Administraciones Públicas a la hora de conceder subvenciones, sobre todo con los tiempos que corren. El personal que habría que contratar en la alternativa 1 es de 100 personas, mientras que en la alternativa 2 es de 25 personas.
- Costes de electricidad. Para la primera alternativa son 1827144 € mientras que para la segunda son de 756287 €.
- Inversión total necesaria, es decir, dinero total que necesitamos para llevar a cabo la construcción de la planta y comenzar con la actividad de la misma. La inversión total necesaria de la alternativa 1 es de 26602938 € mientras que la de la alternativa 2 es de 25119565 €.
- Limpieza medioambiental. Se puede decir que el proceso de producción de AM es un proceso medioambientalmente limpio debido a la ausencia en el mismo de elementos contaminantes y de residuos nocivos, unido a que la combustión completa del *n*-butano da lugar a CO₂ y vapor de agua, lo que origina que el *n*-butano sea un producto respetuoso con el medioambiente y se pueda eliminar fácilmente a través de antorchas sin peligro para el éste. Por ello, y dado que las dos alternativas son equivalentes en lo que a este aspecto se refiere podemos decir que las dos alternativas son limpias, otorgándole una puntuación de 10.
- Valor residual, esto es, diferencia entre lo que costó comprar el inmovilizado y lo que se ha amortizado durante los diez años. El valor residual para la primera alternativa es de 8816270 € mientras que para la segunda alternativa es de 8547289 €.
- Biotoxicidad. El *n*-butano es un gas incoloro e inodoro que requiere para su identificación en caso de fugas de la adición, en concentraciones traza, de un producto de fuerte olor como los mercaptanos. Es una sustancia de uso doméstico diario ya que no tiene ningún carácter tóxico. La acción fisiológica sobre el organismo producida por la inhalación de este tipo de gases se traduce en una ligera acción anestésica que desaparece al alejarse de la fuente emisora. El único peligro radica en su alta inflamabilidad, por lo que su manipulación en la industria requiere las precauciones aplicables a cualquier gas en recipientes a presión de estas características. Puede provocar asfixia por desplazamiento del oxígeno.

En cuanto al catalizador es difícil de definir de modo genérico en este sentido, ya que aunque sabemos que se trata de una base de óxidos sobre sílice, los catalizadores suelen ser patentes cuyos detalles no se ofrecen a las empresas. Por tanto, para su eliminación deberá acudir a gestores de residuos tóxicos y peligrosos autorizados. Los catalizadores utilizados en este proceso tienen una composición similar por lo que su carácter tóxico también lo será. No presentan peligro de inflamación, autoignición o

polimerización, y como otros productos que contienen vanadio, se han descrito sus efectos en las personas como irritaciones en la piel ante el contacto físico e irritaciones en las vías respiratorias por inhalación de polvo, pero no se encuentra dentro de la clasificación de sustancias cancerígenas de la NTP, IARC u OSHA. Con respecto al medioambiente, los catalizadores pueden ser tóxicos para organismos acuáticos y se clasifican dentro del grupo de RTP.

Dado que ambas alternativas son equivalentes en cuanto a lo que a biotoxicidad se refiere, le hemos otorgado a ambas alternativas una puntuación de 6.5.

- Innovación tecnológica. Aunque el proceso de fabricación en sí no implica el uso de tecnología puntera, sí da pie a un posible avance en el sector como fruto de futuras investigaciones en este campo, que llevará a cabo el departamento de I+D+i de la planta y que sí que podría proporcionar avances en este campo. Como estas posibilidades de avances tecnológicos son posibles en ambas alternativas, les hemos otorgado la misma puntuación, 7 puntos.

A continuación, en la tabla 142 se muestra la matriz de decisión para las dos alternativas que hemos planteado en este estudio de viabilidad:

Tabla 142. Matriz de evaluación de alternativas.

| Atributos evaluables | Peso (%) | Alternativa 1 | Alternativa 2 |
|--|----------|---------------|---------------|
| TIR | 57 | 6.0 | 8.8 |
| Costes de fabricación | 15 | 6.9 | 8.6 |
| Costes de materias primas y auxiliares | 8 | 7.5 | 7.7 |
| Creación de empleo | 7 | 10 | 8.5 |
| Costes de electricidad | 5 | 3.4 | 7.6 |
| Inversión total necesaria | 3 | 8.4 | 9.9 |
| Limpieza medioambiental | 2 | 10 | 10 |
| Valor residual | 1 | 6.2 | 6.5 |
| Biotoxicidad del proceso | 1 | 6.5 | 6.5 |
| Innovación tecnológica | 1 | 7.0 | 7.0 |
| TOTAL | 100 | 6.6 | 8.6 |

Entre las dos alternativas que se han planteado en este estudio de viabilidad, nosotros desarrollaremos la segunda, la que lleva a cabo la separación en medio no acuoso, dado que la puntuación obtenida en la matriz de decisión mediante esta alternativa es bastante superior a la obtenida mediante el proceso en medio acuoso. Durante este estudio hemos demostrado que la producción de anhídrido maleico a gran escala es viable técnica y económicamente, no habiendo encontrado ninguna dificultad en este estudio de viabilidad que impida la realización de este proyecto.

ANEXOS

A1. Características de las corrientes de proceso

A1.1. Alternativa 1. Proceso de separación en medio acuoso

A continuación, en la tabla A1 mostramos las características de todas las corrientes de proceso de la alternativa 1:

Tabla A1. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 1.

| Variable \ Corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|------------------------------|-------|------|------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Temperatura (°C) | 20 | 20 | 47 | 110 | 20 | 121 | 120 | 410 | 260 | 135 |
| Presión (atm) | 3 | 5 | 3.5 | 3.5 | 1 | 2.2 | 2 | 1.65 | 1.6 | 1.56 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | 50000 | 1263 | 1263 | 1263 | --- | --- | 1263 | 189 | 189 | 189 |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 27936 | 27936 | 27936 | 27936 | 27936 | 27936 |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 7495 | 7495 | 7495 | 5084 | 5084 | 5084 |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 1270 | 1270 | 1270 |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 290 | 290 | 290 |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 11 | 11 | 11 | 491 | 491 | 491 |
| H ₂ O (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 333 | 333 | 333 | 1752 | 1752 | 1752 |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 11 | 11 | 11 |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 13 | 13 | 13 |
| <i>m</i> (kg/h) | 50000 | 1263 | 1263 | 1263 | 35774 | 35774 | 37037 | 37037 | 37037 | 37037 |
| <i>Q</i> (m ³ /h) | 86 | 2.18 | 150 | 186 | 30060 | 18388 | 20523 | 43896 | 35325 | 27724 |

Tabla A1. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 1 (continuación).

| Variable \ Corriente | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|-------------------------|------|-------|------|------|------|------|-------|------|------|------|
| Temperatura (°C) | 55 | 55 | 56 | 115 | 117 | 75 | 140 | 156 | 225 | 225 |
| Presión (atm) | 1.55 | 1.55 | 1.5 | 1.4 | 1.6 | 1.5 | 1.85 | 1.84 | 1.8 | 1.75 |
| Fracción de vapor | 0 | 0.992 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.605 | 0 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | 189 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | 27936 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | 5084 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | 341 | 625 | --- | --- | --- | --- | 1251 | 1251 | 1251 | 1250 |
| CO (kg/h) | --- | 290 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | 491 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | 750 | 946 | 957 | --- | --- | 687 | 917 | --- | --- | --- |
| Ácido maleico (kg/h) | 123 | 237 | 974 | 954 | 954 | 1481 | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | 20 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | --- |
| <i>o</i> -xileno (kg/h) | --- | --- | --- | 250 | 250 | 250 | 250 | 250 | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | 8 | 3 | 3 | 3 | 3 | 11 | 11 | 11 | 11 | 2 |
| Ácido acrílico (kg/h) | 12 | 1 | 1 | 1 | 1 | 13 | 13 | 13 | 13 | 3 |
| <i>m</i> (kg/h) | 1234 | 35803 | 1935 | 1228 | 1209 | 2443 | 2443 | 1526 | 1276 | 1255 |
| Q (m ³ /h) | 1.13 | 21395 | 1.69 | 1.07 | 1.06 | 2.13 | 727 | 1.41 | 1.19 | 1.16 |

Tabla A1. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 1 (continuación).

| Variable \ Corriente | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|-------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| Temperatura (°C) | 250 | 90 | 90 | 90 | 118 | 118 | 118 | 95 | 167 | 92 |
| Presión (atm) | 1.75 | 1.4 | 1.4 | 1.4 | 1.84 | 1.84 | 1.84 | 1.52 | 1.8 | 1.45 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | 1 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | --- | 957 | 855 | 102 | 917 | 895 | 22 | 124 | --- | --- |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | 1 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 250 | 245 |
| Ácido acético (kg/h) | 9 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico (kg/h) | 10 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| <i>m</i> (kg/h) | 21 | 957 | 855 | 102 | 917 | 895 | 22 | 124 | 250 | 245 |
| Q (m ³ /h) | 0.12 | 0.98 | 0.88 | 0.10 | 0.95 | 0.93 | 0.02 | 0.13 | 0.33 | 0.30 |

Tabla A1. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 1 (continuación).

| Variable \ Corriente | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 | | | |
|-------------------------|------|------|-----|------|-----|------|---------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|------|
| Temperatura (°C) | 92 | 117 | 139 | 139 | 139 | 139 | 330 | 276.5 | 231 | 213 | | | |
| Presión (atm) | 1.45 | 1.6 | 3.5 | 3.5 | 3.5 | 3.5 | 31.5 | 30.5 | 33 | 20 | | | |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | | | |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | KNO ₃ : 53000kg/h | KNO ₃ : 53000kg/h | KNO ₃ : 53000kg/h | --- | | | |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | --- | | | |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | --- | | | |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | --- | | | |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | --- | | | |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | --- | | | |
| H ₂ O (kg/h) | --- | --- | 251 | 251 | 72 | 72 | | | | NaNO ₂ : 40000kg/h | NaNO ₂ : 40000kg/h | NaNO ₂ : 40000kg/h | 3365 |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | NaNO ₃ : 7000kg/h | NaNO ₃ : 7000kg/h | NaNO ₃ : 7000kg/h | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | 19 | --- | --- | --- | --- | | | | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno (kg/h) | 5 | --- | --- | --- | --- | --- | | | | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | |
| <i>m</i> (kg/h) | 5 | 19 | 251 | 251 | 72 | 72 | 100000 | 100000 | 100000 | 3365 | | | |
| Q (m ³ /h) | 0.01 | 0.01 | 132 | 0.26 | 38 | 0.08 | 37 | 36 | 36 | 3.62 | | | |

Tabla A1. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 1 (continuación).

| Variable \ Corriente | 41 | 42 | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 | 49 | 50 |
|----------------------------|------|------|------|-------|-------|------|-------|-------|-------|-------|
| Temperatura (°C) | 213 | 121 | 121 | 20 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 |
| Presión (atm) | 20 | 2 | 2 | 1.56 | 1.55 | 1.52 | 1.50 | 1.50 | 4 | 20 |
| Fracción de vapor | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO (kg/h) | -- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | 3365 | 2316 | 2316 | 47464 | 47464 | 1 | 17545 | 29918 | 17918 | 12000 |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| <i>o</i> -xileno (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| m (kg/h) | 3365 | 2316 | 2316 | 47464 | 47464 | 1 | 17545 | 29918 | 17918 | 12000 |
| Q (m³/h) | 341 | 2.40 | 2046 | 48 | 48 | 0.01 | 18 | 30 | 18 | 12 |

Tabla A1. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 1 (continuación).

| Variable \ Corriente | 51 | 52 | 53 | 54 | 55 | 56 | 57 | 58 | 59 | 60 | 61 |
|-------------------------|-------|------|-------|-------|-------|------|-----|------|-------|--------|------|
| Temperatura (°C) | 213 | 213 | 144 | 144 | 56 | 20 | 152 | 152 | 20 | 60 | 80 |
| Presión (atm) | 20 | 20 | 4 | 4 | 1.5 | 1.5 | 5 | 5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 189 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 27936 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 5084 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 2 | --- | --- | --- | --- | 99602 | 1 |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 290 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 491 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | 12000 | 8635 | 17918 | 15602 | --- | --- | 342 | 342 | --- | --- | --- |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 1 |
| <i>o</i> -xileno (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | 5 | --- | --- | 15000 | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 159 | 9 |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 239 | 10 |
| <i>m</i> (kg/h) | 12000 | 8635 | 17918 | 15602 | 33993 | 5 | 342 | 342 | 15000 | 100000 | 21 |
| Q (m ³ /h) | 13 | 9.29 | 19 | 16 | 21262 | 0.01 | 129 | 0.36 | 17 | 76 | 7.12 |

A1.2. Alternativa 2. Proceso de separación en medio no acuoso

A continuación, en la tabla A2 mostramos las características de todas las corrientes de proceso de la alternativa 2:

Tabla A2. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 2.

| Variable \ Corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|------------------------------|-------|------|------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Temperatura (°C) | 20 | 20 | 47 | 110 | 20 | 121 | 120 | 410 | 260 | 135 |
| Presión (atm) | 3 | 5 | 3.5 | 3.5 | 1 | 2.2 | 2 | 1.65 | 1.6 | 1.56 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | 50000 | 1263 | 1263 | 1263 | --- | --- | 1263 | 189 | 189 | 189 |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 27936 | 27936 | 27936 | 27936 | 27936 | 27936 |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 7495 | 7495 | 7495 | 5084 | 5084 | 5084 |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 1270 | 1270 | 1270 |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 290 | 290 | 290 |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 11 | 11 | 11 | 491 | 491 | 491 |
| H ₂ O (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 333 | 333 | 333 | 1752 | 1752 | 1752 |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 11 | 11 | 11 |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 13 | 13 | 13 |
| <i>m</i> (kg/h) | 50000 | 1263 | 1263 | 1263 | 35774 | 35774 | 37037 | 37037 | 37037 | 37037 |
| <i>Q</i> (m ³ /h) | 86 | 2.18 | 150 | 186 | 30060 | 18388 | 20523 | 43896 | 35325 | 27724 |

Tabla A2. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 2 (continuación).

| Variable \ Corriente | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|------------------------------|-------|-------|------|------|------|------|-------|-------|------|-------|
| Temperatura (°C) | 105 | 70 | 143 | 214 | 240 | 111 | 245 | 30 | 35 | 35 |
| Presión (atm) | 1.5 | 0.065 | 1.41 | 1.36 | 1.36 | 1.41 | 0.115 | 3 | 1.54 | 1.54 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | 1262 | 1251 | 1251 | 1250 | 1 | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | 11 | 8 | 1 | 1 | --- | 7 | --- | --- | --- | --- |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 14 | 14 | 14 | --- |
| Ftalato de dibutilo (kg/h) | 16275 | 67 | 67 | --- | 67 | --- | 16275 | 16275 | --- | 16275 |
| Ácido acético (kg/h) | 1 | 1 | --- | --- | --- | 1 | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico (kg/h) | 7 | 7 | 2 | 2 | --- | 5 | --- | --- | --- | --- |
| <i>m</i> (kg/h) | 17556 | 1334 | 1321 | 1253 | 68 | 13 | 16289 | 16289 | 14 | 16275 |
| <i>Q</i> (m ³ /h) | 17 | 1.04 | 1.11 | 1.14 | 0.08 | 0.01 | 16 | 16 | 0.01 | 16 |

Tabla A2. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 2 (continuación).

| Variable \ Corriente | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 | | | |
|------------------------------|-------|------|-------|-----|------|-----|------|---------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| Temperatura (°C) | 35 | 35 | 20 | 139 | 139 | 139 | 139 | 330 | 276.5 | 231 | | | |
| Presión (atm) | 1.54 | 1.54 | 1.5 | 3.5 | 3.5 | 3.5 | 3.5 | 31.5 | 30.5 | 33 | | | |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | | | |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | KNO ₃ : 53000kg/h | KNO ₃ : 53000kg/h | KNO ₃ : 53000kg/h | | | |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| H ₂ O (kg/h) | --- | --- | --- | 251 | 251 | 72 | 72 | | | | NaNO ₂ : 40000kg/h | NaNO ₂ : 40000kg/h | NaNO ₂ : 40000kg/h |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | NaNO ₃ : 7000kg/h | NaNO ₃ : 7000kg/h | NaNO ₃ : 7000kg/h |
| Ftalato de dibutilo (kg/h) | 16265 | 10 | 15500 | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | | | | | | |
| <i>m</i> (kg/h) | 16265 | 10 | 15500 | 251 | 251 | 72 | 72 | 100000 | 100000 | 100000 | | | |
| <i>Q</i> (m ³ /h) | 16 | 0.01 | 15 | 132 | 0.26 | 38 | 0.08 | 37 | 36 | 36 | | | |

Tabla A2. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 2 (continuación).

| Variable \ Corriente | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 |
|------------------------------|------|------|------|------|-------|-------|------|-------|-------|-------|
| Temperatura (°C) | 213 | 213 | 121 | 121 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 | 20 |
| Presión (atm) | 20 | 20 | 2 | 2 | 1.5 | 2 | 1.5 | 1.5 | 4 | 20 |
| Fracción de vapor | 0 | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | 3365 | 3365 | 2316 | 2316 | 50000 | 26592 | 2656 | 23936 | 13936 | 10000 |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| <i>m</i> (kg/h) | 3365 | 3365 | 2316 | 2316 | 50000 | 26592 | 2656 | 23936 | 13936 | 10000 |
| <i>Q</i> (m ³ /h) | 3.62 | 341 | 2.40 | 2046 | 50 | 27 | 2.67 | 24 | 14 | 10 |

Tabla A2. Características de las corrientes de proceso de la alternativa 2 (continuación).

| Variable \ Corriente | 41 | 42 | 43 | 44 | 46 | 47 | 48 | 49 | 50 | 51 |
|------------------------------|-------|------|-------|-------|------|-------|-------|------|-------|--------|
| Temperatura (°C) | 213 | 213 | 144 | 144 | 35 | 35 | 56 | 112 | 40 | 60 |
| Presión (atm) | 20 | 20 | 4 | 4 | 1.54 | 1.54 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| <i>n</i> -butano (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 189 | --- | --- | --- |
| N ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 27936 | --- | --- | --- |
| O ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 5084 | --- | --- | --- |
| AM (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 8 | --- | --- | 99760 |
| CO (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 290 | --- | --- | --- |
| CO ₂ (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 491 | --- | --- | --- |
| H ₂ O (kg/h) | 10000 | 6635 | 13936 | 11620 | --- | --- | 1741 | 2656 | --- | 80 |
| Ácido maleico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ácido fumárico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ftalato de dibutilo (kg/h) | --- | --- | --- | --- | 10 | 16275 | --- | --- | 20500 | --- |
| Ácido acético (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 10 | -- | --- | --- |
| Ácido acrílico (kg/h) | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 6 | --- | --- | 160 |
| <i>m</i> (kg/h) | 10000 | 6635 | 13936 | 11620 | 10 | 16275 | 35757 | 2656 | 20500 | 100000 |
| <i>Q</i> (m ³ /h) | 11 | 7.14 | 15 | 12 | 0.01 | 16 | 22993 | 3070 | 20 | 76 |

A2. Hoja informativa de seguridad de productos químicos: el anhídrido maleico

A2.1. Resumen de los riesgos posibles

- El anhídrido maleico puede afectar al personal al respirarlo.
- El contacto con esta sustancia puede irritar y quemar de forma severa la piel y los ojos, con posible daño a los ojos.
- Respirar el anhídrido maleico puede irritar la nariz y la garganta.
- Respirar el anhídrido maleico puede irritar los pulmones y causar tos y/o falta de aire. Exposiciones mayores pueden causar una acumulación de líquido en los pulmones (edema pulmonar), una emergencia médica, con falta de aire severa.
- El anhídrido maleico puede causar dolor de cabeza, náuseas, hemorragias nasales y nerviosismo.
- Es posible que el anhídrido maleico cause alergia a la piel. Si se produce una alergia, futuras exposiciones, aunque sean muy bajas, pueden causar picazón y salpullido.
- Es posible que el anhídrido maleico cause una alergia parecida al asma. Futuras exposiciones pueden causar ataques de asma con falta de aire, respiración con silbido, tos y/o pecho cerrado.

A2.2. Cómo determinar si se está en riesgo de exposición

La Ley exige a todos los empleadores que rotulen los envases de las sustancias químicas en el lugar de trabajo, y a los empleadores públicos, que provean a sus empleados la información y el entrenamiento adecuados acerca de las sustancias químicas peligrosas y las medidas para su control. La norma federal de Comunicación de Riesgos de la Administración para la Salud y Seguridad Ocupacionales (OSHA) 1910.1200 exige a los empleadores privados que provean entrenamiento e información similares a sus empleados.

- La exposición a sustancias peligrosas debe ser evaluada de forma rutinaria. Esto puede incluir la recolección de muestras de aire localizadas y generales. El personal puede solicitar copias de los resultados del muestreo a su empleador, de acuerdo al derecho legal que les otorga la norma OSHA 1910.1020.
- Si el personal cree que tiene cualquier problema de salud relacionado con su trabajo, debe acudir a un doctor especializado en enfermedades ocupacionales llevándole la Hoja Informativa sobre Sustancias Peligrosas.
- VALOR UMBRAL DE OLOR = 0.32 ppm.

- La variación de los valores máximos aceptables de olor es bastante amplia. El personal no debe confiarse solamente en el olor como advertencia de exposiciones potencialmente peligrosas.

A2.3. Maneras de reducir la exposición

- Donde sea posible, se deben limitar las operaciones a un lugar cerrado y usar ventilación de escape local en el lugar de las emisiones químicas. Si no se usa un lugar cerrado o ventilación de escape local, deben usarse respiradores (máscaras protectoras).
- El personal debe llevar ropa de trabajo que le proteja.
- El personal debe lavarse muy bien inmediatamente después de exponerse al anhídrido maleico.
- El personal debe exhibir la información acerca de los riesgos y precauciones en el lugar de trabajo. Además, y como parte del proceso de educación y entrenamiento, debe comunicar a los trabajadores que podrían estar expuestos al anhídrido maleico toda la información necesaria acerca de los riesgos para su salud y su seguridad.

A2.4. Información sobre los riesgos para la salud

A2.4.1. Efectos agudos en la salud

Es posible que los siguientes efectos agudos (de corta duración) en la salud ocurran inmediatamente o poco tiempo después de haberse expuesto al anhídrido maleico:

- El contacto con esta sustancia puede irritar y quemar de forma severa la piel y los ojos, con posible daño a los ojos.
- Respirar el anhídrido maleico puede irritar la nariz y la garganta.
- Respirar el anhídrido maleico puede irritar los pulmones y causar tos y/o falta de aire. Exposiciones mayores pueden causar una acumulación de líquido en los pulmones (edema pulmonar), una emergencia médica, con falta de aire severa.
- El anhídrido maleico puede causar dolor de cabeza, náuseas, hemorragias nasales y nerviosismo.

A2.4.2. Efectos crónicos en la salud

Los siguientes efectos crónicos (a largo plazo) en la salud pueden ocurrir en cualquier momento después de haberse expuesto al anhídrido maleico y pueden durar meses o años:

- **Riesgo de cáncer:** No existe evidencia de que el anhídrido maleico cause cáncer en los animales. Esto se basa en resultados de estudios publicados actualmente disponibles en el Departamento de Salud y Servicios para Personas Mayores de Nueva Jersey.

- **Riesgo para la reproducción:** No existe evidencia de que el anhídrido maleico afecte a la reproducción. Esto se basa en resultados de estudios publicados actualmente disponibles en el Departamento de Salud y Servicios para Personas Mayores de Nueva Jersey.

- **Otros efectos de larga duración:** Es posible que el anhídrido maleico cause alergia a la piel. Si se produce una alergia, futuras exposiciones, aunque sean muy bajas, pueden causar picazón y salpullido.

Es posible que el anhídrido maleico cause una alergia parecida al asma. Futuras exposiciones pueden causar ataques de asma con falta de aire, respiración con silbido, tos y/o pecho cerrado.

El anhídrido maleico puede irritar los pulmones. Es posible que exposiciones repetidas causen bronquitis con tos, flema, y/o falta de aire.

A2.5. Recomendaciones médicas

A2.5.1. Exámenes médicos

Antes de comenzar el empleo y a intervalos regulares después de ello, para aquellas personas que tienen una exposición frecuente o potencialmente (la mitad del Valor Umbral Límite -TLV- o una cantidad mayor), se recomienda lo siguiente:

- Pruebas del funcionamiento pulmonar. Es posible que estos resultados sean normales si la persona no tiene un ataque durante la prueba.

Si hay síntomas o se sospecha una sobreexposición, se recomienda lo siguiente:

- Es posible que la alergia de la piel se pueda diagnosticar con la evaluación cuidadosa de la cantidad y el tiempo de las exposiciones (historial), y pruebas específicas hechas por un especialista en alergias.
- Se debe tomar una radiografía del pecho después de una sobreexposición aguda (de corta duración).

Cualquier evaluación debe incluir el historial cuidadoso de los síntomas presentes y pasados junto con un examen. Los exámenes médicos cuyo objetivo es averiguar daños ya causados, no sustituyen las medidas necesarias para controlar la exposición.

El personal puede pedir copias de sus exámenes médicos. Tiene el derecho legal a tener esta información de acuerdo con la norma OSHA 1910.1020.

A2.5.2. Exposiciones mixtas

Ya que el cigarrillo puede causar enfermedades al corazón, como también cáncer a los pulmones, enfisema y otros problemas respiratorios, es posible que fumar empeore las condiciones respiratorias causadas por la exposición a una sustancia química. Aun cuando el individuo haya fumado durante mucho tiempo, si deja de fumar ahora, el riesgo de desarrollar problemas de salud será menor.

A2.6. Sistemas de control y prácticas en el lugar de trabajo

A menos que una sustancia química menos tóxica pueda reemplazar a una sustancia peligrosa, la manera más efectiva para reducir la exposición es PLANEAR SISTEMAS DE CONTROL. La mejor protección consiste en realizar las operaciones en un lugar cerrado y/o proveer ventilación de escape local en el lugar de las emisiones químicas. También se pueden reducir las exposiciones si se aíslan las operaciones. El uso de respiradores (máscaras protectoras) o un equipo de protección es menos efectivo que los sistemas de control mencionados arriba, pero a veces resultan necesarios.

Al evaluar los controles existentes en el lugar de trabajo, se debe tener en cuenta:

1. La peligrosidad de la sustancia.
2. La cantidad de sustancia emitida o derramada en el lugar de trabajo.
3. La posibilidad de que haya contacto perjudicial para la piel y los ojos.

Se deben planear sistemas de control especiales para las sustancias químicas muy tóxicas o cuando exista la posibilidad de exposiciones significativas de la piel, los ojos y el sistema respiratorio.

Además, se recomienda el siguiente control:

- Donde sea posible, se debe transferir el anhídrido maleico de forma automática desde los tambores u otros recipientes de almacenamiento a los recipientes de procesamiento.

Mantener buenas PRÁCTICAS EN EL TRABAJO puede reducir el riesgo a las exposiciones. Se recomiendan las siguientes prácticas:

- Los trabajadores cuya ropa ha sido contaminada por el anhídrido maleico deben cambiarse inmediatamente y ponerse ropa limpia.
- Los trabajadores no deben llevar a su casa la ropa de trabajo contaminada. Podrían exponer a los miembros de su familia.
- La ropa de trabajo contaminada debe lavarse por personas que estén informadas acerca de los peligros de la exposición al anhídrido maleico.
- El área inmediata de trabajo debe estar provista de fuentes de provisión de agua para el enjuague de los ojos en caso de emergencia.
- Si existe la posibilidad de exposición de la piel, deben suministrarse instalaciones para duchas de emergencia.

- Si se produce el contacto del anhídrido maleico con la piel, el trabajador debe lavarse o ducharse inmediatamente para quitarse la sustancia química. Al final de la jornada de trabajo, debe lavarse cualquier parte del cuerpo que pueda haber estado en contacto con el anhídrido maleico, aunque no esté seguro si se produjo o no un contacto con la piel.
- No se debe comer, fumar o beber donde se manipula, procesa o almacena el anhídrido maleico, pues se puede tragar la sustancia química. Los trabajadores deben lavarse cuidadosamente las manos antes de comer, beber, fumar o ir al baño.
- Se debe usar una aspiradora o un método húmedo para reducir el polvo durante la limpieza. NO SE DEBE BARRER EN SECO.

A2.7. Equipos de protección individual

- Los empleados deben estar provistos y obligados a usar ropa protectora impermeable, guantes de neopreno, caretas que cubran todo el rostro y otros materiales de protección apropiados necesarios para prevenir cualquier posibilidad de contacto de la piel con el anhídrido maleico.
- Donde exista alguna posibilidad de exposición del cuerpo de un empleado a anhídrido maleico, se deben proveer instalaciones para el rápido lavado del cuerpo en el área inmediata de trabajo para uso en emergencias.
- La ropa impregnada de anhídrido maleico debe ser quitada rápidamente y lavada antes de su uso o en caso contrario desechada.
- Los materiales como ropa que han sido contaminados con anhídrido maleico deben ser llevados a contenedores hasta ser lavados para liberarlos del contenido de la sustancia. Esta operación debe llevarse a cabo por una persona que conozca completamente los cuidados que se deben tener con el anhídrido maleico.
- Los empleados deben estar provistos y obligados a usar gafas de seguridad a prueba de salpicaduras donde exista alguna posibilidad que el anhídrido maleico sólido o en solución entre en contacto con los ojos.
- Donde exista alguna posibilidad que el anhídrido maleico sólido o soluciones de él entren en contacto con los ojos de los empleados se debe proveer una ducha lavaojos en las cercanías inmediatas al área de trabajo.
- Las instalaciones que regularmente están trabajando con anhídrido maleico, deben hacer uso de un extractor de ventilación local con una velocidad de captura de 150 rpm en el punto de desprendimiento de vapores o polvos.

A2.7.1. Protección respiratoria

Dentro del área de trabajo debe existir un programa de protección respiratoria que llene los requisitos de seguridad y mantenga una constante observación cuando las condiciones en el lugar de trabajo justifiquen el uso de un respirador.

Cuando los niveles de exposición con el anhídrido maleico superan hasta 10 veces los límites TWA/TLV debe utilizarse un respirador-purificador de aire de pieza facial completa. Cuando se superan hasta 100 veces los límites TWA/TLV debe utilizarse un aparato de respiración autónoma, en el modo de presión positiva, o un respirador de pieza facial completa, con línea de aire en el modo de presión positiva con provisión para escape de emergencia. Los respiradores-purificadores de aire deben estar equipados con filtros para polvo y neblinas.

Tabla A3. Protección respiratoria mínima para el anhídrido maleico en el aire.

| Condición | Protección Respiratoria Mínima Arriba de 5 mg/m ³ (OSHA) |
|--|---|
| Concentración de hasta 50 mg/m ³ | Una máscara de gases de tipo mentón o cilindro para gases ácidos frontal o trasero con un filtro de partículas de alta eficiencia. Un respirador con filtro de partículas de alta eficiencia con pieza facial completa. Cualquier respirador de suministro de aire con pieza facial completa, casco o capucha. Cualquier aparato de respiración autocontenido con pieza facial completa. |
| Concentración de hasta 100 mg/m ³ | Un respirador con pieza facial completa operado en demanda de presión u otro modo de presión positiva, yelmo o capucha operada en modo de flujo continuo. |
| Concentración de más de 100 ppm o concentraciones desconocidas | Aparatos de respiración autocontenido con pieza facial completa operados en demanda de presión o algún otro modo de presión positiva. Una combinación de respirador que incluya respirador con pieza facial completa operado en demanda de presión o algún otro modo de presión positiva o de flujo continuo y un aparato auxiliar de respiración autocontenido operado en modo de demanda de presión u otro modo de presión positiva. |
| En caso de lucha contra fuego | Aparato de respiración autocontenido con pieza facial completa operado en modo de demanda de presión u otro modo de presión positiva. |
| Evacuación | Una máscara de gases de tipo mentón o un cilindro para gases ácidos frontal o trasero con filtro de partículas de alta eficiencia. Cualquier aparato de evacuación de respiración autocontenido. |

Tomado de "OSHA: Occupational Safety and Health Guideline for Maleic Anhydride" (10)

A3. Orden IET/933/2014, de 13 de mayo, por la que se convoca la concesión de apoyo financiero a la inversión industrial en el marco de la política pública de reindustrialización en el año 2014



III. OTRAS DISPOSICIONES

MINISTERIO DE INDUSTRIA, ENERGÍA Y TURISMO

6063 Orden IET/933/2014, de 13 de mayo, por la que se convoca la concesión de apoyo financiero a la inversión industrial en el marco de la política pública de reindustrialización en el año 2014.

La Orden IET/619/2014, de 11 de abril, por la que se establecen las bases para la concesión de apoyo financiero a la inversión industrial en el marco de la política pública de reindustrialización y fomento de la competitividad industrial, regula el apoyo financiero a la inversión empresarial para el desarrollo industrial.

Dicha orden determina los objetivos y los tipos de actuaciones objeto de apoyo, así como los órganos competentes para convocar, instruir y resolver el procedimiento de concesión.

La orden se articula a través de dos líneas diferenciadas. Por una parte, a través del programa de reindustrialización, se incentivan las nuevas implantaciones industriales ya sea por traslado de la actividad productiva desde otro emplazamiento previamente existente o por creación de un nuevo establecimiento, así como el aumento de capacidad de producción mediante la implantación de nuevas líneas de producción en establecimientos existentes. Por otra parte, el programa de fomento de la competitividad industrial tiene como objetivo el apoyo para la ejecución de cualquier tipo de mejora o modificación de líneas de producción ya existentes.

A través de esta orden, y conforme a lo dispuesto en el artículo 14 de la citada Orden IET/619/2014, de 11 de abril, se efectúa la convocatoria de concesión de apoyo financiero para la inversión en nuevos centros de producción y la adquisición de nuevas líneas de producción en establecimientos ya existentes en el año 2014 a las que se refiere el artículo 2.1.a) de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

Conforme a lo dispuesto en el artículo 23.2 de la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones, en el artículo 13 de la referida Orden IET/619/2014, de 11 de abril, y en el apartado séptimo.1.c) de la Orden IET/556/2012, de 15 de marzo, por la que se delegan competencias del Ministro de Industria, Energía y Turismo, y por la que se aprueban las delegaciones de competencias de otros órganos superiores y directivos del departamento,

Esta Secretaría General de Industria y de la Pequeña y Mediana Empresa resuelve,

Primero. Objeto y ámbito de aplicación

1. Se convoca, en régimen de concurrencia competitiva, la concesión de apoyos financieros, correspondientes al año 2014, para la ejecución de inversiones materiales destinadas a la creación o traslado de establecimientos industriales y las ampliaciones de capacidad de producción instalada, previstas en el artículo 3.1 a), b) y c) de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril, por la que se establecen las bases para la concesión de apoyo financiero a la inversión industrial en el marco de la política pública de reindustrialización y fomento de la competitividad industrial, publicada en el «Boletín Oficial del Estado» número 96, de 21 de abril de 2014.

2. La presente convocatoria será de aplicación a los proyectos de inversiones industriales de producción que se efectúen en los municipios asignados a la convocatoria general según el listado publicado en el Portal de Ayudas alojado en la sede electrónica del Ministerio de Industria, Energía y Turismo (<https://sede.minetur.gob.es>).

Segundo. Beneficiarios.

Podrán tener la condición de beneficiario sociedades válidamente constituidas que no formen parte del sector público que desarrollen o vayan a desarrollar una actividad



industrial productiva que cumplan las condiciones establecidas en el artículo 4 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

Tercero. Tipos de actuaciones financiables.

1. Podrán ser objeto de apoyo financiero las inversiones industriales de las siguientes tipologías:

- a) Creación de establecimientos industriales: inicio de una nueva actividad de producción en cualquier punto del territorio nacional.
- b) Traslado: cambio de localización de una actividad de producción previa hacia cualquier punto del territorio nacional.
- c) Ampliaciones de la capacidad de producción instalada en centros de producción existentes, a través de la implantación de nuevas líneas de producción. A efectos de clasificación del proyecto, se entenderá por implantación de una nueva línea de producción a la adquisición del conjunto de equipos que permiten fabricar de forma autónoma un producto. Quedan fuera de esta definición las actuaciones sobre una línea existente, como pueden ser las sustituciones de maquinaria y elementos auxiliares de producción, las adaptaciones o mejoras de éstas.

2. Las inversiones industriales de cualquiera de las anteriores tipologías deberán ser viables técnicamente según el estado o situación actual de la tecnología a escala industrial.

Cuarto. Conceptos de gasto financiable.

1. Tendrán la consideración de gastos financiables los que satisfagan lo establecido en el artículo 31.1 de la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones, y se encuadren en alguna de las categorías detalladas en los siguientes apartados.

2. Para las inversiones a las que se hace referencia en el apartado tercero.1.a) de esta orden, podrá financiarse la adquisición de activos fijos de carácter material, a condición de que sean necesarios para la creación de dicho establecimiento industrial, y ello en los siguientes términos:

- a) **Obra Civil:** inversiones materiales en urbanización y canalizaciones, con exclusión expresa de terrenos.
- b) **Edificación:** inversiones materiales para la adquisición, construcción, ampliación o adecuación de naves industriales, así como de sus instalaciones y equipos no vinculados directamente al proceso productivo.
- c) **Adquisición de aparatos y equipos materiales directamente vinculados a la producción,** excluidos los elementos de transporte exterior.

La suma de los conceptos de obra civil y edificación no podrá superar el 70 por ciento del presupuesto financiable total.

3. Para las inversiones a las que se hace referencia en el apartado tercero.1.b) y c) de esta orden, podrán financiarse la adquisición de activos fijos de carácter material, así como los gastos de ingeniería de desarrollo intrínsecamente necesarios para el traslado de establecimientos, o la ampliación de capacidad y ello en los siguientes términos:

- a) **Obra Civil:** inversiones materiales en urbanización y canalizaciones, con exclusión expresa de terrenos.
- b) **Edificación:** inversiones materiales para la adquisición, construcción, ampliación o adecuación de naves industriales, así como de sus instalaciones y equipos no vinculados directamente al proceso productivo.
- c) **Aparatos y equipos de producción:** adquisición de activos fijos materiales directamente vinculados a la producción, excluidos los elementos de transporte exterior.
- d) **Ingeniería de proceso de producción:** gastos de personal propio, materiales necesarios, y colaboraciones externas necesarias para el diseño y/o rediseño de



procesos, directamente vinculados con los aparatos y equipos que se consignen en el párrafo anterior. Queda expresamente excluida cualquier forma de ingeniería civil o consultoría asociada a la gestión y tramitación de la financiación solicitada.

La suma de los conceptos de obra civil y edificación no podrá superar el presupuesto de aparatos y equipos directamente vinculados a la producción, excepto en las actuaciones englobadas en el apartado tercero.1.b) de esta orden, en cuyo caso la suma de los conceptos de obra civil y edificación podrá alcanzar el 70 por ciento del presupuesto financiable total.

El gasto imputado en la partida de ingeniería de proceso de producción no podrá superar el 30 por ciento del presupuesto de adquisición de aparatos y equipos de producción.

4. Los conceptos de gasto, para ser considerados financiados, deberán detallarse individualmente (por inversión, aparato y equipo o gasto) tanto en la memoria siguiendo el modelo del anexo de la orden de bases, como en el cuestionario. En caso contrario, podrán no ser tenidos en cuenta en la configuración del gasto financiable.

Asimismo, los conceptos de gasto deberán imputarse a la partida correspondiente, según la definición establecida en el subapartado 3 anterior. En caso contrario, los conceptos de gasto erróneamente clasificados podrán no ser tenidos en cuenta en la configuración del gasto financiable.

Sólo podrán considerarse financiados aquellos conceptos que de manera indubitada respondan a la naturaleza de la actividad a financiar y resulten estrictamente necesarios, en base a la descripción de las actuaciones aportada en la memoria de solicitud.

5. Los conceptos de gastos financiados deberán cumplir lo establecido en el artículo 5.5 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

Quinto. Plazo de realización de las actuaciones.

Las actuaciones financiadas deberán ejecutarse desde el 1 de enero de 2014, hasta un plazo máximo de dieciocho meses contados desde la fecha de resolución de la concesión.

Sexto. Presupuesto mínimo de inversiones financiadas.

El presupuesto financiable mínimo de las inversiones será de 75.000 euros.

Séptimo. Importe de la financiación.

1. Según lo establecido en el artículo 8 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril, el importe de la financiación a conceder será del 75 por ciento sobre el presupuesto financiable.

2. En cualquier caso, el importe de la financiación no podrá superar el préstamo solicitado, y respetará los siguientes límites:

a) La financiación pública total de la inversión, computada como suma de los recursos públicos concedidos por cualquier Administración y/o ente público, no podrá exceder del 75 por ciento sobre el total del presupuesto del proyecto de inversión que haya sido considerado financiable según el artículo 5 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

b) En el caso de beneficiarios cuya fecha de constitución sea el año en que se efectúen las correspondientes convocatorias o el inmediatamente anterior, el importe del préstamo a conceder no podrá superar en 3 veces los últimos fondos propios acreditables mediante documento público del solicitante en el plazo de solicitud. Dichos fondos propios se calcularán según la definición del artículo 19.4 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

Octavo. Características de financiación.

1. Los apoyos financieros convocados mediante esta orden tendrán la forma de préstamos reembolsables.



Las características de los préstamos serán las siguientes:

- a) Importe del préstamo: El que resulte de la aplicación de los porcentajes y límites establecidos en apartado séptimo de esta orden.
- b) Plazo de amortización: Diez años, con un plazo de carencia de tres años.
- c) Tipo de interés de aplicación: El tipo de interés se determinará en función de la clasificación obtenida por el beneficiario de acuerdo con el apartado decimoquinto de esta orden, y según la siguiente tabla:

| Clasificación | Tipo de Interés del préstamo (%) |
|-------------------------|----------------------------------|
| Buena | 3,062 |
| Satisfactoria | 4,53 |

d) El método de amortización seguirá el siguiente sistema: Las cuotas de amortización de principal serán anuales y de igual cuantía, y deberán satisfacerse una vez finalizado el plazo de carencia. La liquidación de los intereses será anual, satisfaciéndose junto con la cuota de amortización correspondiente al final de cada período, y se calcularán sobre el capital vivo al inicio del período. Los intereses se devengarán desde la fecha de entrega del principal, entendiéndose como tal la fecha en la que el Tesoro Público realiza la transferencia del importe concedido al beneficiario.

2. Los préstamos concedidos al amparo de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril y de la presente convocatoria podrán ser cofinanciados por el Banco Europeo de Inversiones (BEI).

Noveno. Garantías.

1. Se exigirá en el momento de la solicitud, la presentación de resguardo de constitución de garantía ante la Caja General de Depósitos, en efectivo o alternativamente en alguna de las otras modalidades previstas en su normativa (Real Decreto 161/1997, de 7 de febrero, por el que se aprueba el Reglamento de la Caja General de Depósitos y la Orden por la que se desarrolla, del Ministerio de Economía y Hacienda, de 7 de enero de 2000, modificada por la Orden ECO/2120/2002, de 2 de agosto), por importe del 10 por ciento del préstamo interesado en la solicitud.

2. Si el préstamo finalmente concedido en la resolución del procedimiento resultase inferior al que figuraba en la solicitud presentada, el órgano concedente ordenará, en lo que proceda, la cancelación parcial de la garantía, para que no exceda del referido porcentaje en relación con el importe del préstamo concedido, una vez haya sido efectuado el pago del mismo.

3. Las garantías se liberarán por tramos según se produzcan los reembolsos, una vez que el importe de capital pendiente de devolución sea igual o inferior al importe garantizado.

Décimo. Importe de financiación convocado.

1. La financiación que se conceda a consecuencia de las solicitudes presentadas de acuerdo con la presente convocatoria, se imputará a la aplicación presupuestaria 20.16.422M. 831.14 de los Presupuestos Generales del Estado para el año 2014.

2. La cuantía total máxima de los préstamos a conceder para el año 2014 es de 45.297.000 €.

Este importe podrá incrementarse hasta un máximo de 200.000.000 € adicionales con las disponibilidades presupuestarias que se produzcan o que se liberen de otras convocatorias del programa 422M de Reconversión y Reindustrialización de los Presupuestos Generales del Estado para el Ministerio de Industria, Energía y Turismo en el año 2014.

3. La concesión de los préstamos queda condicionada a la existencia de crédito adecuado y suficiente en el momento de la resolución de concesión.



Undécimo. *Órganos competentes para instruir y resolver el procedimiento de concesión y órgano responsable del seguimiento.*

1. El órgano competente para instruir el procedimiento de concesión será la Dirección General de Industria y de la Pequeña y Mediana Empresa.

2. El órgano competente para resolver será el Ministro de Industria, Energía y Turismo, sin perjuicio de las delegaciones vigentes sobre la materia.

3. A efectos de lo previsto en el artículo 88.3 del Reglamento de la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones, aprobado por Real Decreto 887/2006, de 21 de julio, el órgano encargado del seguimiento de las financiaciones concedidas será la Dirección General de Industria y de la Pequeña y Mediana Empresa.

Duodécimo. *Plazo de presentación de solicitudes.*

El plazo de presentación comenzará el día siguiente al de la publicación de esta orden en el «Boletín Oficial del Estado» y finalizará el día 3 de julio de 2014.

Decimotercero. *Formalización y presentación de solicitudes.*

La formalización y presentación de las solicitudes se realizará según lo establecido en el artículo 18 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

1. La solicitud de financiación deberá constar de la siguiente documentación:

a) Formulario de solicitud de financiación y cuestionario electrónico: Fichero firmado electrónicamente cumplimentado necesariamente con los medios electrónicos disponibles en la sede electrónica del Ministerio de Industria, Energía y Turismo (<https://sede.minetur.gob.es>).

b) Memoria descriptiva de la inversión según la estructura y contenido establecido en el anexo de esta orden firmada electrónicamente. En el caso de disponer de las licencias, autorizaciones y permisos necesarios para el proyecto, de conformidad con la letra i), deberán aportarse junto a este documento.

c) Acreditación válida del poder del firmante de la solicitud.

d) Resguardo de constitución de garantía ante la Caja General de Depósitos, según lo establecido en el apartado noveno de esta orden.

e) Acreditación del cumplimiento de obligaciones tributarias y frente a la Seguridad Social, sólo en el caso en el que el solicitante no autorice que el órgano concedente obtenga de forma directa dicha acreditación a través de certificados electrónicos.

f) Declaración responsable de no tener deudas por reintegro de ayudas o préstamos con la Administración, ni estar sujeta a una orden de recuperación pendiente tras una Decisión previa de la Comisión Europea que haya declarado una ayuda ilegal e incompatible con el mercado común.

g) Declaración responsable de estar al corriente de pago de las obligaciones de reembolso de cualesquiera otros préstamos o anticipos concedidos anteriormente con cargo a los Presupuestos Generales del Estado.

h) Declaración responsable de no estar incurso en ninguna de las prohibiciones a las que se refiere el artículo 13.2 de la Ley General de Subvenciones, en cumplimiento de lo establecido en los artículos 26 y 27 del Reglamento de la Ley General de Subvenciones.

i) Declaración responsable de que cumplirá toda la normativa nacional y de la Unión Europea que resulte de aplicación (en particular en materia de competencia, contratación y adjudicación de obras y suministros y medio ambiente), y que se compromete a presentar en el momento de disponer de ellas, todas las licencias, autorizaciones y permisos necesarios para el proyecto.

j) Declaración responsable de que entre los gastos para los que se solicita financiación no existen operaciones con personas o entidades vinculadas al solicitante, o en caso contrario, declaración de la citada vinculación y de que la operación cumple los requisitos exigidos en el artículo 5.5.a) de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

k) Documento público acreditativo de los fondos propios para el caso de empresas constituidas en 2013 o 2014.

cre:BOE-A-2014-0063



2. Los interesados presentarán la solicitud de financiación y el resto de la documentación en el registro electrónico del Ministerio de Industria, Energía y Turismo, con firma electrónica de la persona que tenga poder de representación suficiente.

En el caso de representación mancomunada, deberá aportarse asimismo una copia digitalizada de la solicitud firmada electrónicamente por cada uno de los representantes mancomunados.

3. Si la documentación aportada no reuniera los requisitos exigidos, se requerirá al interesado para que, en el plazo de diez días hábiles, desde el siguiente al de recepción del requerimiento, subsane la falta o acompañe los documentos preceptivos, con advertencia de que, si no lo hiciese, se le tendrá por desistido de su solicitud, de acuerdo con lo establecido en el artículo 71 de la Ley 30/1992, de 28 de noviembre.

4. De conformidad con el artículo 24.2 de la Ley 38/2003, General de Subvenciones, el órgano instructor, realizará una preevaluación en la que verificará el cumplimiento de las condiciones impuestas para adquirir la condición de beneficiario descritas en el apartado segundo, así como la adecuación del proyecto a los tipos de actuación descritos en el apartado tercero e instará a la comisión de evaluación prevista en el apartado decimocuarto a realizar la valoración de las solicitudes que hayan superado dicha verificación.

Decimocuarto. Evaluación. Comisión de evaluación.

1. La evaluación se realizará de acuerdo a los criterios establecidos en el artículo 19 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril, y siguiendo el procedimiento detallado en el artículo 20 de la citada orden.

2. La evaluación se realizará exclusivamente sobre la información aportada por el solicitante en la fase de admisión. Por tratarse de procedimientos de concesión en concurrencia competitiva y, como tales iniciados de oficio, no se admitirán las mejoras voluntarias de la solicitud. No obstante, el órgano instructor podrá requerir aclaraciones sobre aspectos de la solicitud que no supongan reformulación ni mejora de esta.

Decimoquinto. Clasificación de los beneficiarios.

A efectos de garantizar el cumplimiento de los requisitos establecidos en el artículo 11.3 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril, en relación con el tipo de interés al que se conceden los préstamos, durante la fase de evaluación se realizará una clasificación de los solicitantes que hayan superado los umbrales de puntuación establecidos en el artículo 19 de la referida orden en función de la puntuación obtenida en el criterio de evaluación a) Viabilidad económica-financiera, a excepción del subcriterio a.13) TIR del proyecto, y según la metodología establecida en el apartado anterior.

En el caso de empresas cuya fecha de constitución esté comprendida en los años 2013 o 2014, la puntuación a efectos de la clasificación del beneficiario se obtendrá como suma de los valores obtenidos en los subcriterios a.1 a a.4. La clasificación del beneficiario en función de la referida puntuación será:

| Puntuación | Clasificación del beneficiario |
|---|--------------------------------|
| Mayor o igual que 3,5 y menor o igual a 4,5 | Satisfactoria. |
| Mayor que 4,5. | Buena. |

En el resto de los casos, la referida puntuación se obtendrá como suma de los valores obtenidos en los subcriterios a.1 a a.12. La clasificación del beneficiario en función de la puntuación así obtenida será:

| Puntuación | Clasificación del beneficiario |
|---|--------------------------------|
| Mayor o igual que 3 y menor o igual a 4,5 | Satisfactoria. |
| Mayor que 4,5. | Buena. |

cve:BOE-A-2014-0003



Decimosexto. Instrucción del procedimiento, resolución y recursos.

1. Una vez completada la instrucción, se resolverá el procedimiento, según lo establecido en el artículo 21 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

2. La resolución del procedimiento de concesión de financiación pone fin a la vía administrativa y podrá ser recurrida en los plazos y formas señalados en el artículo 23 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

Decimoséptimo. Modificación de la resolución de concesión.

1. Las actuaciones apoyadas deberán ejecutarse en el tiempo y forma aprobados en la resolución de concesión. No obstante, cuando surjan circunstancias concretas, debidamente justificadas, que alteren las condiciones técnicas o económicas tenidas en cuenta para la concesión de la financiación, el beneficiario podrá solicitar motivadamente la modificación de la resolución de concesión, según lo establecido en el artículo 22 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

2. La solicitud de modificación de concesión se realizará siguiendo las instrucciones de la Guía de Procedimiento que se encuentra disponible en la sede electrónica del Ministerio de Industria, Energía y Turismo (<https://sede.minetur.gob.es>).

Decimoctavo. Pago.

El pago se ordenará una vez dictada la resolución de concesión y según lo dispuesto en el artículo 24 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

Decimonoveno. Justificación, seguimiento y control de la realización de las actuaciones.

1. La comprobación de la realización de las actuaciones se realizará de acuerdo con lo establecido en el artículo 25 de la Orden IET/619/2014, de 11 de abril.

2. La documentación justificativa deberá ser presentada en los tres meses siguientes a la finalización de la actuación según la resolución de concesión y las sucesivas de modificación que pudieran existir.

3. La justificación de la realización del proyecto se realizará siguiendo las instrucciones y formularios indicados en la Guía de Justificación que se encontrará disponible en el Portal de Ayudas alojado en la sede electrónica del Ministerio de Industria, Energía y Turismo (<https://sede.minetur.gob.es>).

4. La Dirección General de Industria y de la Pequeña y Mediana Empresa, por sí misma o a través del órgano o entidad que designe, verificará el cumplimiento del proyecto objeto de la financiación y que ésta se ha aplicado a la concreta finalidad para la que fue concedida.

5. El órgano concedente de la financiación, tras la correspondiente comprobación técnico-económica, emitirá una certificación acreditativa del cumplimiento de los fines que justificaron la concesión de la financiación. Dicha certificación determinará, en su caso, el acuerdo de la procedencia de reintegro a los efectos establecidos en el artículo 37 de la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones.

Vigésimo. Publicidad.

1. Toda referencia en cualquier medio de difusión a inversiones financiadas en el marco de esta convocatoria deberá incluir que han sido financiadas por el Ministerio de Industria, Energía y Turismo, tal como establece el artículo 18 de la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones.

2. La anterior obligación se extenderá también a hacer constar la cofinanciación del Banco Europeo de Inversiones, cuando así sea comunicado al beneficiario.

3. El incumplimiento de esta obligación se considerará infracción leve de acuerdo con el artículo 56.c) de la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones y se sancionará con una multa fija en los términos previstos en el artículo 59 de la misma ley.

**Vigésimo primero. Normativa general.**

Además de por lo dispuesto en esta orden, esta convocatoria de financiación se regirá por lo establecido en la Orden IET/819/2014, de 11 de abril, en la Ley 38/2003, de 17 de noviembre, General de Subvenciones y en su Reglamento, aprobado por Real Decreto 887/2006, de 21 de julio, en la Ley 11/2007, de 22 de junio, de acceso electrónico de los ciudadanos a los Servicios Públicos, en la Ley 30/1992, de 26 de noviembre, de Régimen Jurídico de las Administraciones Públicas y del Procedimiento Administrativo Común, en la Ley 47/2003, de 26 de noviembre, General Presupuestaria y el Reglamento de desarrollo parcial de la Ley 11/2007, aprobado por Real Decreto 1671/2009, de 8 de noviembre, y demás disposiciones que resulten de aplicación.

Vigésimo segundo. Aplicabilidad.

Lo dispuesto en esta orden de convocatoria será aplicable desde el día siguiente al de su publicación en el «Boletín Oficial del Estado».

Esta convocatoria agota la vía administrativa, de acuerdo con lo dispuesto en el artículo 109 de la Ley 30/1992, de 26 de noviembre, en relación con la disposición adicional decimoquinta de la Ley 8/1997, de 14 de abril, de Organización y Funcionamiento de la Administración General del Estado. Contra la misma podrá interponerse recurso contencioso-administrativo ante la Sala de lo Contencioso-administrativo de la Audiencia Nacional de Madrid en el plazo de dos meses, a contar desde el día siguiente al su notificación, de conformidad con el artículo 46.1 de la Ley 29/1998, de 13 de julio, reguladora de la Jurisdicción Contencioso-administrativa.

También podrá interponerse potestativamente recurso de reposición ante el Ministro de Industria, Energía y Turismo, en el plazo de un mes, contado a partir del día siguiente al de la notificación, de acuerdo con lo dispuesto en los artículos 116 y 117 de la Ley 30/1992, de 26 de noviembre, significando que, en caso de presentar recurso de reposición, no se podrá interponer recurso contencioso-administrativo hasta que se resuelva expresamente el recurso de reposición o se produzca la desestimación presunta del mismo.

Madrid, 13 de mayo de 2014.—El Ministro de Industria, Energía y Turismo, P. D. (Orden IET/556/2012, de 15 de marzo), la Secretaria General de Industria y de la Pequeña y Mediana Empresa, Begoña Cristeto Blasco.

ANEXO**Metodología para la puntuación del criterio A) Viabilidad económica y financiera**

Los datos que se emplearán para efectuar esta puntuación serán los del último ejercicio cerrado, salvo en las empresas constituidas en 2014, en las que se emplearán los últimos datos disponibles a fecha de la solicitud.

En el caso de empresas constituidas en 2013 o 2014:

| Criterio/subcriterio | Valor | Puntuación |
|---|--|------------|
| a.1) Activo Corriente (AC) – Pasivo Corriente (PC). | Mayor o igual que 0 y menor que 0,5 veces el Pasivo Corriente. | 0,2 |
| | Mayor o igual que 0,5 veces el Pasivo Corriente y menor que 1 vez el Pasivo Corriente. | 0,4 |
| | Mayor o igual que 1 vez el Pasivo Corriente y menor que 1,5 veces el Pasivo Corriente. | 0,6 |
| | Mayor o igual que 1,5 veces el Pasivo Corriente y menor que 2 veces el Pasivo Corriente. | 0,8 |
| | Mayor o igual que 2 veces el Pasivo Corriente. | 1 |

cve:BOE-A-2014-0003



| Criterio/subcriterio | Valor | Puntuación |
|--|--|------------------|
| a.2) Cociente entre préstamo y Pasivo No Corriente (valor en %). | Mayor o igual a 50%. | 0,1 |
| | Menor que 50% y mayor o igual a 33%. | 0,5 |
| | Menor que 33% y mayor o igual que 17,5%. | 1 |
| | Menor que 17,5% y mayor o igual que 10%. | 1,5 |
| | Menor que 10%. | 2 |
| a.3) Cociente entre préstamo y Fondos Propios. | Mayor o igual que 1,5. | 0,1 |
| | Menor que 1,5 y mayor o igual que 1. | 0,5 |
| | Menor que 1 y mayor o igual que 0,5. | 1 |
| | Menor que 0,5 y mayor o igual que 0,25. | 1,5 |
| | Menor que 0,25. | 2 |
| a.4) Margen Bruto Operativo sobre ventas (valor en %). | Menor o igual que 5%. | 0,1 |
| | Mayor que 5% y menor o igual que 7,5%. | 0,5 |
| | Mayor que 7,5% y menor o igual que 10%. | 1 |
| | Mayor que 10% y menor o igual que 15%. | 1,5 |
| | Mayor que 15%. | 2 |
| Total puntuación..... | | Suma (a.1 a a.4) |

En el resto de casos:

| Criterio/subcriterio | Valor | Puntuación |
|--|--|------------|
| a.1) Cociente entre EBITDA / Gastos Financieros. | Menor o igual que 1,25. | 0,1 |
| | Mayor que 1,25 y menor o igual que 1,5. | 0,2 |
| | Mayor que 1,5 y menor o igual que 2. | 0,3 |
| | Mayor que 2 y menor o igual que 2,75. | 0,4 |
| | Mayor que 2,75. | 0,5 |
| a.2) Cociente entre Cash Flow ejercicio / Pasivo Corriente Comercial. | Menor o igual que 0,75. | 0,1 |
| | Mayor que 0,75 y menor o igual a 1. | 0,2 |
| | Mayor que 1 y menor o igual que 2. | 0,3 |
| | Mayor que 2 y menor o igual que 3. | 0,4 |
| | Mayor que 3. | 0,5 |
| a.3) Cociente entre Necesidades Operativas de Fondos (NOF) / Ventas netas de activaciones. | Mayor o igual que 1,75. | 0,1 |
| | Menor que 1,75 y mayor o igual que 1,25. | 0,2 |
| | Menor que 1,25 y mayor o igual que 0,75. | 0,3 |
| | Menor que 0,75 y mayor o igual que 0,5. | 0,4 |
| | Menor que 0,5. | 0,5 |
| a.4) Cociente entre EBITDA / Ventas (Ingresos Totales de Explotación) (valor en %). | Menor o igual que 4%. | 0,1 |
| | Mayor que 4% y menor o igual que 5%. | 0,2 |
| | Mayor que 5% y menor o igual que 7,5%. | 0,3 |
| | Mayor que 7,5% y menor o igual que 12%. | 0,4 |
| | Mayor que 12%. | 0,5 |
| a.5) Cociente entre deuda total / Fondos Propios. | Mayor o igual a 6. | 0,1 |
| | Menor que 6 y mayor o igual a 4. | 0,2 |
| | Menor que 4 y mayor o igual que 3. | 0,3 |
| | Menor que 3 y mayor o igual que 2. | 0,4 |
| | Menor que 2. | 0,8 |



| Criterio/subcriterio | Valor | Puntuación |
|---|--|------------|
| a.6) Activo Corriente (AC) – Pasivo Corriente (PC) = Fondo de Maniobra. | Mayor o igual que 0 y menor que 0,5 veces el Pasivo Corriente. | 0,1 |
| | Mayor o igual que 0,5 veces el Pasivo Corriente y menor que 1 vez el Pasivo Corriente. | 0,2 |
| | Mayor o igual que 1 vez el Pasivo Corriente y menor que 1,5 veces el Pasivo Corriente. | 0,3 |
| | Mayor o igual que 1,5 veces el Pasivo Corriente y menor que 2 veces el Pasivo Corriente. | 0,5 |
| | Mayor o igual que 2 veces el Pasivo Corriente. | 0,6 |
| a.7) Cociente entre EBITDA / Pasivo Corriente Comercial. | Menor o igual que 0,25. | 0,1 |
| | Mayor que 0,25 y menor o igual que 0,75. | 0,2 |
| | Mayor que 0,75 y menor o igual que 1. | 0,3 |
| | Mayor que 1 y menor o igual que 1,25. | 0,4 |
| | Mayor que 1,25. | 0,6 |
| a.8) Cociente entre EBITDA / Deuda a Corto Plazo (Comercial y Financiera). | Menor o igual a 0,5. | 0,1 |
| | Mayor que 0,5 y menor o igual a 1. | 0,2 |
| | Mayor que 1 y menor o igual que 1,5. | 0,3 |
| | Mayor que 1,5 y menor o igual que 1,75. | 0,4 |
| | Mayor que 1,75. | 0,6 |
| a.9) Cociente entre Activo Corriente / Pasivo Corriente (Comercial y Financiera). | Menor o igual que 1,25. | 0,1 |
| | Mayor que 1,25 y menor o igual que 1,5. | 0,2 |
| | Mayor que 1,5 y menor o igual que 2. | 0,3 |
| | Mayor que 2 y menor o igual que 2,5. | 0,4 |
| | Mayor que 2,5. | 0,6 |
| a.10) Cociente entre EBITDA / Ventas Netas de Activaciones (valor en %). | Menor o igual que 3%. | 0,1 |
| | Mayor que 3% y menor o igual que 4%. | 0,2 |
| | Mayor que 4% y menor o igual que 6,5%. | 0,3 |
| | Mayor que 6,5% y menor o igual que 10%. | 0,4 |
| | Mayor que 10%. | 0,5 |
| a.11) Cociente entre EBITDA / Fondos Propios (valor en %). | Menor o igual a 5%. | 0,1 |
| | Mayor que 5% y menor o igual a 7,5%. | 0,2 |
| | Mayor que 7,5% y menor o igual que 10%. | 0,3 |
| | Mayor que 10% y menor o igual que 15%. | 0,4 |
| | Mayor que 15%. | 0,5 |
| a.12) Cociente entre EBITDA / Activos No Corrientes Operativos [Inmovilizado Material + Intangible] (ROA) (valor en %). | Menor o igual que 7,5%. | 0,1 |
| | Mayor que 7,5% y menor o igual que 10%. | 0,2 |
| | Mayor que 10% y menor o igual que 12,5%. | 0,3 |
| | Mayor que 12,5% y menor o igual que 15%. | 0,4 |
| | Mayor que 15%. | 0,5 |
| a.13) TIR del proyecto a 10 años. | Menor o igual que 8%. | 0,1 |
| | Mayor que 8% y menor o igual que 10%. | 0,2 |
| | Mayor que 10% y menor o igual que 12%. | 0,3 |
| | Mayor que 12% y menor o igual que 17,5%. | 0,4 |
| | Mayor que 17,5%. | 0,5 |
| Total puntuación. | Suma (a.1 a a.13) | |

En caso de que los Fondos Propios sean negativos, la puntuación de los subcriterios a.5 y a.11 será cero.

cve:BOE-A-2014-0003

BIBLIOGRAFÍA

- ASTM D 3504-96. *Standard Specification for Maleic Anhydride*.
- BAASEL, W. D. (1990). *Preliminary chemical engineering plant design*. 2ª ed. Springer-Verlag New York, LLC.
- BAQUERO FRANCO, J.; LLORENTE MARTÍNEZ, V. (1985). *Equipos para la industria química y alimentaria*. 1ª ed. Alhambra, Madrid.
- BLUM, P. R.; NICHOLAS, M. L. (1982). "Preparation of maleic anhydride using fluidized catalysts". *U.S. Patent 4,317,778*. Standard Oil Company (SOHIO). 29 de Diciembre de 1980.
- BRANAN, C. R. (2000). *Soluciones prácticas para el ingeniero químico: Manual de soluciones rápidas y exactas para los problemas cotidianos en la ingeniería de procesos*. 2ª ed. McGraw-Hill Interamericana, Méjico [etc.].
- BRANAN, C. R. (2005). *Rules of thumb for chemical engineers: A manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems*. 4ª ed. Gulf Professional, Amsterdam.
- CALLEJA PARDO, G.; GARCÍA HERRUZO, F.; DE LUCAS MARTÍNEZ, A.; PRATS RICO, D.; RODRÍGUEZ MAROTO, J. M. (1999). *Introducción a la Ingeniería Química*. 1ª ed. Síntesis, Madrid.
- CANO AMBRÓS, J. L. (1989). *Estudio de proyectos*. 1ª ed. Universidad Politécnica de Madrid, Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales, Madrid.
- CARTAGENA MEDITERRANEAN LIGHTHOUSE (2013). *Polígonos industriales* [sitio web]. [Consulta: 21 de diciembre de 2013]. Disponible en: <http://www.mediterraneanlighthouse.com/seccion/poligonos-industriales/61>
- CEPSA (2014). *Precios del gas envasado y del gas canalizado* [sitio web]. [Consulta: 2 de febrero de 2014]. Disponible en: http://www.cepsa.com/cepsa/Que_ofrecemos/Gas_Butano_y_propano/Precios_de_gas/Precios_de_Gas_canalizado/
- CHAPMAN, A. J.; TOMÁS, E. M. (1990). *Transmisión del calor*. 3ª ed. Librería editorial Bellisco, Madrid.
- COOLEY, S. D.; POWERS, J. D. (1988). "Maleic Acid and Anhydride" in *John J. Mckett Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol. 29. Marcel Dekker, New York.
- COS CASTILLO, Manuel de (1990). *Dirección de Proyectos = Project Management*. 1ª ed. Universidad Politécnica de Madrid, Madrid.

- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F.; BACKHURST, J. R.; HARKER, J. H. (1999). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*. Vol. 1. 6ª ed. Butterworth-Heinemann, Oxford.
- COUPER, J. R.; PENNEY, W. R.; FAIR, J. R.; WALAS, S. M. (2010). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. 2ª ed. Butterworth-Heinemann, Amsterdam.
- CRANE. DIVISIÓN DE INGENIERÍA (1987). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. 1ª ed. McGraw-Hill, Méjico.
- DARBY, R. (2001). *Chemical Engineering Fluid Mechanics*. 2ª ed. Marcel Dekker, Nueva York.
- DICKENSON, T. C. (1999). *Valves, Piping and Pipelines Handbook*. 3ª ed. Elsevier, Oxford.
- DIRECCIÓN GENERAL DEL CATASTRO (2014). *Cartografía catastral* [sitio web]. [Consulta: 10 de febrero de 2014]. Disponible en: <http://www.catastro.meh.es/>
- FELTHOUSE, T. R.; BURNETT, J. C.; MITCHELL, S. F.; MUMMEY, M. J. (1993). "Maleic Acid, Fumaric Acid and Maleic Anhydride" in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, 4ª ed., vol. 15, pp. 893-928.
- FELTHOUSE, T. R.; BURNETT, J. C.; HORRELL, B.; MUMMEY, M. J.; KUO, Y.-J. (2001). "Maleic Anhydride, Maleic Acid and Fumaric Acid" in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. 5ª ed. John Wiley & Sons, Hoboken, NJ.
- FLETT, L. H.; GARDNER, W. H. (1952). *Maleic Anhydride Derivatives: Reactions of the Double Bond*. 1ª ed. John Wiley & Sons, New York.
- FOGLER, H. S. (2001). *Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas*. 3ª ed. Pearson Educación, Méjico.
- FRANZINI, J. B.; FINNEMORE, E. J. (1999). *Mecánica de Fluidos con Aplicaciones en Ingeniería*. 9ª ed. McGraw-Hill Interamericana de España, Madrid.
- GEANKOPLIS, C. J. (2006). *Procesos de transporte y principios de procesos de separación (incluye operaciones unitarias)*. 4ª ed. CECSA, Méjico.
- GÓMEZ SENENT, E. (1992). *Las fases del proyecto y su metodología*. 1ª ed. Universidad Politécnica de Valencia, Valencia.
- HENLEY, E. J.; SEADER, J. D. (1998). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*. 2ª ed. Reverté, Barcelona.
- HILDERBRANDT, R. L.; PEIXOTO, E. M. A. (1972). Structure of Maleic Anhydride Determined by Gas-Phase Electron Diffraction. *Journal of Molecular Structure*. Journal, vol. 12, pp. 31-37.
- HIMMELBLAU, D. M. (1997). *Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química*. 6ª ed. Prentice Hall International, Méjico.
- HOLMAN, J. P. (1998). *Transferencia de calor*. 8ª ed. McGraw-Hill Interamericana de España, Madrid [etc.].

- HUANG, L.; MASSA, L.; KARLE, J. (1999). Quantum Crystallography Applied to Crystalline Maleic Anhydride. *International Journal of Quantum Chemistry Journal*, vol. 73, pp. 439-450.
- ICIS.COM Trusted market intelligence for the global chemical, energy and fertilizer industries (2006). *Indicative Chemical Prices A-Z* [sitio web]. [Consulta: 2 de febrero de 2014]. Disponible en: <http://www.icis.com/chemicals/channel-info-chemicals-a-z/>
- ICIS.COM (2011). *Maleic Anhydride (MA) Prices and Pricing Information* [sitio web]. [Consulta: 25 de noviembre de 2013]. Disponible en: <http://www.icis.com/v2/chemicals/9076024/maleic+anhydride/pricing.html>
- IHS CHEMICAL (2011). *Maleic Anhydride* [sitio web]. [Consulta: 25 de noviembre de 2013]. Disponible en: <http://www.ihs.com/products/chemical/planning/ceh/maleic-anyhydride.aspx>
- INCROPERA, F. P.; DE WITT, D. P. (1999). *Fundamentos de Transferencia de Calor*. 4ª ed. Prentice Hall, México.
- JIMÉNEZ GUTIÉRREZ, A. (2003). *Diseño de procesos en ingeniería química*. 1ª ed. Reverté, Barcelona.
- KAKAÇ, S.; LIU, H. (2002). *Heat exchangers: selection, rating, and thermal design*. 2ª ed. CRC Press, Boca Raton.
- KING, R. P. (2002). *Introduction to practical fluid flow*. 1ª ed. Butterworth-Heinemann, Oxford.
- LAVERDAD.ES (2013). *El precio de las naves y el suelo industrial cae un 57 % desde 2007* [sitio web]. [Consulta: 10 de febrero de 2014]. Disponible en: <http://www.laverdad.es/murcia/v/20130902/volcado/precio-naves-suelo-industrial-20130902.html>
- LEVENSPIEL, O. (1993). *Flujo de fluidos e intercambio de calor*. 17ª ed. Reverté, Barcelona.
- LEVENSPIEL, O. (2004). *Ingeniería de las reacciones químicas*. 3ª ed. Limusa Wiley, México.
- LOHBECK, K.; HAFERKORN, H.; FUHRMANN, W.; FEDTKE, N. (2012). "Maleic and Fumaric Acids" in *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Germany, vol. 22, pp. 145-155.
- MARCILLA GOMIS, A.; GARCÍA CORTÉS, A. N.; GÓMEZ SIURANA, A.; CAYUELA MARTÍNEZ, P. (1999). *Introducción a las operaciones de separación: contacto continuo*. 1ª ed. Universidad de Alicante, Alicante.
- MARTÍNEZ DE LA CUESTA, P. J.; RUS MARTÍNEZ, E. (2004). *Operaciones de separación en ingeniería química: métodos de cálculo*. 1ª ed. Pearson Educación, Madrid [etc.].
- MARSH, R. E.; UBELL, E.; WILCOX, H. E. (1962). The Crystal Structure of Maleic Anhydride. *Acta Crystallographica Journal*, vol. 15, pp. 35-41.

- MATCHES' (2014). *Matches' Process Equipment Cost Estimates* [sitio web]. [Consulta: 31 de enero de 2014]. Disponible en: <http://www.matche.com/EquipCost/>
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 7ª ed. McGraw-Hill Interamericana, Méjico.
- MCNAUGHTON, K. J.; EL CUERPO DE REDACTORES DE CHEMICAL ENGINEERING (1987). *Bombas: selección, uso y mantenimiento*. 8ª ed. McGraw-Hill Interamericana, Méjico [etc.].
- MERCHANT RESEARCH & CONSULTING ITD (2013). *Maleic Anhydride (MA): 2013 World Market Outlook and Forecast up to 2017* [sitio web]. [Consulta: 25 de noviembre de 2013]. Disponible en: <http://mcgroup.co.uk/researches/maleic-anhydride-ma>
- MILLS, P. L.; GUISE, W. E. (1996). A Multidimensional Gas Chromatographic Method for Analysis of *n*-Butane Oxidation Reaction Products. *Journal of Chromatographic Science*. Journal, vol. 34, pp. 431-459.
- MOTT, R. L. (1996). *Mecánica de fluidos aplicada*. 4ª ed. Prentice Hall Hispanoamericana, Méjico.
- NEXANT'S CHEMSYSTEMS (2005). *Maleic Anhydride* [en línea]. [Consulta: 25 de noviembre de 2013]. Disponible en: <http://www.chemsystems.com/reports/search/docs/abstracts/0304-7-abs.pdf>
- NIST (National Institute of Standards and Technology) (2013). *Maleic Anhydride* [sitio web]. [Consulta: 30 de septiembre de 2013]. Disponible en: <http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Name=maleic+anhydride&Units=SI>
- PARKER, P. M. (2004). *The World Market for Maleic Anhydride: A 2005 Global Trade Perspective* [en línea]. ICON Group Ltd. [Consulta: 25 de noviembre de 2013]. Disponible en: http://bencore.ugr.es/iii/encore/record/C__Rb1928661__Smaleic%20anhydride__Orightresult__X5?lang=spi&suite=pearl
- PERRY, R. H.; GREEN, D. W.; MALONEY, J. O. (2001). *Perry: Manual del ingeniero químico*. 4ª ed. McGraw-Hill, Madrid.
- PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5ª ed. McGraw-Hill, Nueva York.
- RAY, M. S.; JOHNSTON, D. W. (1989). *Chemical engineering design project: a case study approach*. 1ª ed. Gordon and Breach.
- RASE, H. F.; BARROW, M. H. (1988). *Ingeniería de proyecto para plantas de proceso*. 1ª ed. Compañía Editorial Continental, Méjico.
- REPSOL (2013). *C10, una pieza esencial* [sitio web]. [Consulta: 21 de diciembre de 2013]. Disponible en: http://www.repsol.com/es_es/corporacion/conocer-repsol/nuestra-actividad/downstream/complejo-industrial-cartagena/proyecto-c10/c10-una-pieza-esencial.aspx

- RICHARDSON, J. F.; HARKER, J. H.; BACKHURST, J. R.; (2002). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*. Vol. 2. 5ª ed. Butterworth-Heinemann, Oxford.
- RIENSTRA-KIRACOFÉ, J. C.; GRAHAM, D. E.; SCHAEFER, H. F. (1998). Medium ring compounds and their anions: a systematic density functional theory study. *Molecular Physics: An International Journal at the Interface Between Chemistry and Physics*. Journal, vol. 94, nº 5, pp. 767-787.
- SANDERS, R. E. (2005). *Chemical process safety: learning from case histories*. 3ª ed. Elsevier Butterworth-Heinemann, Amsterdam; Boston.
- SAPAG CHAIN, N.; SAPAG CHAIN, R. (2000). *Preparación y Evaluación de Proyectos*. 4ª ed. McGraw-Hill Interamericana, Santiago de Chile.
- SHIMIZU, F.; NIBU, Y.; OSAKI, T.; SHIMADA, H.; SHIMADA, R. (1995). Raman Polarizability for Some Totally Symmetric Normal Vibrations of Naphthalene and Maleic Anhydride. *Bulletin of the Chemical Society of Japan*. Journal, vol. 68, nº 1, pp. 160-164.
- SINNOTT, R. K.; TOWLER, G. P. (2012). *Diseño en ingeniería química*. 1ª ed. Reverté, Barcelona.
- SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. (2001). *Control automático de procesos: teoría y práctica*. 1ª ed. Limusa Wiley, México.
- SPEIGHT, J. G. (2002). *Chemical and process design handbook*. 1ª ed. McGraw-Hill, Nueva York.
- STEPHENSON, R. M. (1979). *Introducción a los procesos químicos industriales*. 2ª ed. Compañía Editorial Continental, México [etc.].
- STIEFVATER, O. L. (1978). The Complete Structure of Maleic Anhydride by DRM Microwave Spectroscopy. *Z. Naturforsch.* Journal, vol. 33a, pp. 1480-1489.
- TIMOSHENKO, S. P. (1989). *Resistencia de materiales*. 16ª ed. Espasa Calpe, Madrid.
- TREYBAL, R. E. (1980). *Operaciones de transferencia de masa*. 2ª ed. McGraw-Hill Interamericana de España, Madrid [etc.].
- UCA (2009). *La Industria Petroquímica: situación actual y perspectivas* [en línea]. XIII Cursos de Otoño de la UCA en Algeciras. [Consulta: 25 de noviembre de 2013]. Disponible en:
<http://www.uca.es/web/actividades/compromisoambiental/e06/archivo03>
- WALAS, S. M. (1990). *Chemical process equipment: selection and design*. 19ª ed. Butterworth-Heinemann, Boston.
- WEISSERMEL, K.; ARPE, H.-J. (1981). *Química Orgánica Industrial: Productos de partida e intermedios más importantes*. 1ª ed. Reverté, Barcelona.
- WHITE, J. E. (1978). "Recovery of maleic anhydride". *U.S. Patent 4,118,403*. Monsanto Company. 18 de Noviembre de 1976.

PLANOS