

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: DISEÑO DE LA PLANTA INDUSTRIAL
PARA LA SÍNTESIS DEL ÁCIDO (R)-2-HIDROXI-
4-FENILBUTÍRICO

Autor: Álvaro SÁNCHEZ DE SARDI

Fecha: Julio 2006





DOCUMENTO N° 1: MEMORIA.

INDICE

Memoria.

1. Capítulo 1: Objeto y justificación.

2. Capítulo 2: Viabilidad del proyecto.
 - 2.1. Viabilidad técnica.
 - 2.2. Viabilidad legal.
 - 2.3. Viabilidad económica.

3. Capítulo 3: Procesos de fabricación. Etapas.
 - 3.1. Etapas.
 - 3.1.1. Síntesis del Bromuro de 2-feniletilo (magnésiano).
 - 3.1.2. Síntesis del OPBE.
 - 3.1.3. Centrifugación.
 - 3.1.4. Evaporación.
 - 3.1.5. Hidrólisis.
 - 3.1.6. Neutralización.
 - 3.1.7. Filtración.
 - 3.1.8. Reducción enzimática.
 - 3.1.9. Etapa de cristalización.
 - 3.1.10. Recuperación de productos.
 - 3.2. Control del proceso de fabricación.

4. Capítulo 4: Materias primas.

5. Capítulo 5: Maquinarias y equipos.

5.1. Reactores.

5.2. Depósitos.

5.3. Centrifugadoras.

5.4. Intercambiadores de calor.

5.5. Evaporadores.

5.6. Tuberías y uniones.

5.7. Bombas.

5.8. Válvulas.

6. Capítulo 6: Distribución en planta.

7. Capítulo 7: Mantenimiento.

8. Capítulo 8: Seguridad.

8.1. Identificación de riesgos ambientales y laborales.

8.2. Medidas preventivas recomendadas.

8.3. Protección contra incendios.

9. Capítulo 9: Planificación.

10. Capítulo 10: Bibliografía.

10.1. Libros.

10.2. Libros electrónicos.

10.3. Artículos y revistas.

10.4. Programas informáticos.

Anexos a la memoria.

1. Anexo 1: Síntesis del magnesiano.
 - 1.1. Síntesis del magnesiano.
 - 1.2. Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.
 - 1.3. Cálculo del volumen del reactor.

2. Anexo 2: Reactor químico.
 - 2.1. Reactor químico.
 - 2.2. Balance de materia.
 - 2.3. Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.
 - 2.4. Cálculo del volumen del reactor.
 - 2.5. Cálculo de los volúmenes de los tanques de abastecimiento al reactor.

3. Anexo 3: Centrifugadora decantadora.
 - 3.1. Centrifugadora decantadora.
 - 3.2. Cálculo de la capacidad de los depósitos de almacenamiento intermedios.

4. Anexo 4: Evaporadores.
 - 4.1. Cálculo del evaporador vertical de tubos cortos de múltiple efecto.
 - 4.2. Balances a los diferentes efectos.
 - 4.3. Ejemplo de cálculo para evaporador 1.
 - 4.4. Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.
 - 4.5. Cálculo del área de intercambio.

- 4.6. Cálculos económicos comparativos según el número de efectos.
 - 4.7. Elección del evaporador.
 - 4.8. Datos básicos del diseño de los evaporadores.
5. Anexo 5: Intercambiadores de calor.
- 5.1. Diseño de intercambiadores de doble tubo.
 - 5.2. Sistema a contracorriente pura.
 - 5.3. Datos de diseño de los intercambiadores.
6. Anexo 6: Reacción de hidrólisis.
- 6.1. Introducción al proceso de hidrólisis.
 - 6.2. Proceso de hidrólisis.
 - 6.3. Cálculo de la capacidad del reactor.
 - 6.4. Cálculo de la capacidad de los tanques de abastecimiento al reactor.
7. Anexo 7: Reacción de neutralización.
- 7.1. Neutralización.
 - 7.2. Balance de materia.
 - 7.3. Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.
 - 7.4. Cálculo de la capacidad del reactor.
 - 7.5. Cálculo del tanque de alimentación al reactor.
8. Anexo 8: Filtración.
- 8.1. Filtración en centrífugas.
 - 8.2. Cálculos del diseño.
 - 8.3. Depósitos de almacenamiento de los efluentes.

9. Anexo 9: Reacción enzimática.

- 9.1. Reactor enzimático con membrana de ultrafiltración.
- 9.2. Balance de materia.
- 9.3. Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.
- 9.4. Tanque de almacenamiento de la disolución de entrada al reactor enzimático.
- 9.5. Cálculo de las cantidades de reactivos por disolución de alimentación de OPBA al reactor.
- 9.6. Características del sistema de ultrafiltración.

10. Anexo 10: Cristalización.

- 10.1. Cristalización a partir de la fusión.
- 10.2. Equipo para la cristalización. Cristalización en columnas con alimentación central.
- 10.3. Separación de los componentes mediante la congelación progresiva.
- 10.4. Cálculo del reflujo.
- 10.5. Depósitos de almacenamiento de los efluentes.

11. Anexo 11: Materias Primas.

- 11.1. Materias Primas.

12. Anexo 12: Diseño de los depósitos de almacenamiento.

- 12.1. Dimensionamiento de los depósitos de almacenamiento.
- 12.2. Cálculo de los espesores requeridos.
- 12.3. Estimación del precio de tanques de almacenamiento.
- 12.4. Dimensiones del agitador.

Anexo 13: Diseño de los reactores.

- 12.5. Dimensionamiento de reactores.
- 12.6. Cálculo de los espesores requeridos.
- 12.7. Estimación del precio de los reactores.
- 12.8. Dimensiones de los agitadores.

13. Anexo 14: Tuberías.

- 13.1. Diseño de tuberías.
- 13.2. Procedimiento de cálculo.
- 13.3. Aislamiento de tuberías.

14. Anexo 15: Encamisado.

- 14.1. Diseño de las camisas de los reactores.

15. Anexo 16: Recuperación de productos.

- 15.1. Recuperación del 2-Propanol (Isopropanol).
- 15.2. Recuperación del Tetrahydrofurano.

16. Anexo 17: Bombas.

- 16.1. Selección de bombas.
- 16.2. Características generales de las bombas.

17. Anexo 18: Salarios.

- 17.1. Salario de los trabajadores.

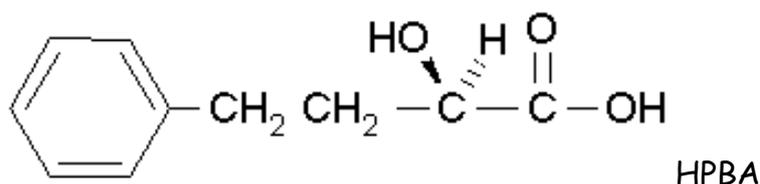
18. Anexo 19: Sistemas auxiliares.

- 18.1. Sistemas auxiliares.

Capítulo 1: Objeto y justificación.

En este proyecto se va a diseñar el proceso industrial para la obtención del Ácido (R)-2-hidroxi-4-fenilbutírico (HPBA) a partir de bromuro de 2-feniletilo y oxalato de dietilo mediante la síntesis del 2-oxo-4-fenilbutirato de etilo y posterior hidrólisis del mismo para obtener el ácido correspondiente, seguido de una reducción enzimática de dicho ácido para la síntesis el HPBA. No se tendrán en cuenta las etapas previas de recepción y acondicionamiento de las materias primas.

El HPBA, es un versátil precursor para la síntesis de un gran número de ACE-inhibidores (inhibidores de enzimas convertidoras de la angiotensina), que constituyen un importante grupo de compuestos quirales terapéuticos, cuya aplicación más directa esta en el tratamiento de hipertensiones.



La síntesis de este compuesto se realiza en continuo en un reactor enzimático de membrana de ultrafiltración, mediante la reducción enzimática del correspondiente α -ceto ácido (Ácido 2-oxo-4-fenilbutírico, también llamado OPBA), usando catálisis enantioselectiva.

Es necesario realizar una distinción entre un reactor de membrana de ultrafiltración (los catalizadores no están sujetos a una matriz) y un reactor de membrana (en el cual se emplean los catalizadores inmovilizados en una matriz de gel o en la membrana).

En la actualidad, relativamente pocos procesos de catálisis enantioselectiva son usados a escalas industriales por varias razones, una de ellas es, que esta disciplina es muy joven (parte de 1985) y otra son los desafíos que presenta esta técnica para su desarrollo a escala industrial.

El uso de la catálisis enantioselectiva tiene una serie de factores importantes a nivel industrial, y se pueden dividir en varias áreas:

1. El exceso enantiomérico (ee) debe ser superior al 99% (para la industria farmacéutica, que es en la que se centra este proyecto), y describe la pureza enantiomérica de moléculas ópticamente activas. Pequeñas diferencias en la secuencia de un átomo central puede marcar grandes diferencias en propiedades químicas de ese compuesto.
2. La productividad catalítica, ofrece una relación substrato/catalizador, que es un indicador de la eficiencia y coste de la catálisis. Cuando se usan catalizadores caros esta relación debe ser lo más alta posible para reducir el coste del producto final.
3. Generalmente la catálisis enantioselectiva es muy sensible al aire, materiales del reactor, manejo del producto, etc. La mayoría de los procesos catalíticos son sensibles a la presencia de impurezas (aún en pequeñas cantidades), las cuales pueden actuar envenenando el catalizador o modificando la selectividad del catalizador.
4. La calidad de los materiales de partida y substratos, son un punto crucial en el proceso. No es sorprendente que el coste de estos substratos y materiales hagan que un proceso sea viable o no, desde el punto de vista económico y dejen la viabilidad técnica del proceso en un segundo plano.

5. El rendimiento de la catálisis puede ser optimizado variando de modo apropiado el sistema de reacción y las condiciones propias de la reacción. Parámetros importantes son la temperatura, disolvente, presión, concentración del substrato y catalizador, entre otros.
6. La actividad catalítica, afecta a la capacidad de producción, y se define como el número de moléculas convertidas por unidad de tiempo. En muchos casos, la actividad del catalizador así como su enantioselectividad son el mayor problema a resolver. La selección del sistema catalizador es especialmente difícil cuando el rendimiento requerido del catalizador es muy alto. Cada reacción catalítica enantioselectiva debe ser tratada de forma individual.

Capítulo 2: Viabilidad del proyecto.

2.1.-Viabilidad técnica.

Comparación de los métodos químicos y bioquímicos de reducción para la síntesis de ácido (R)-2-hidroxi-4-fenilbutírico (HPBA).

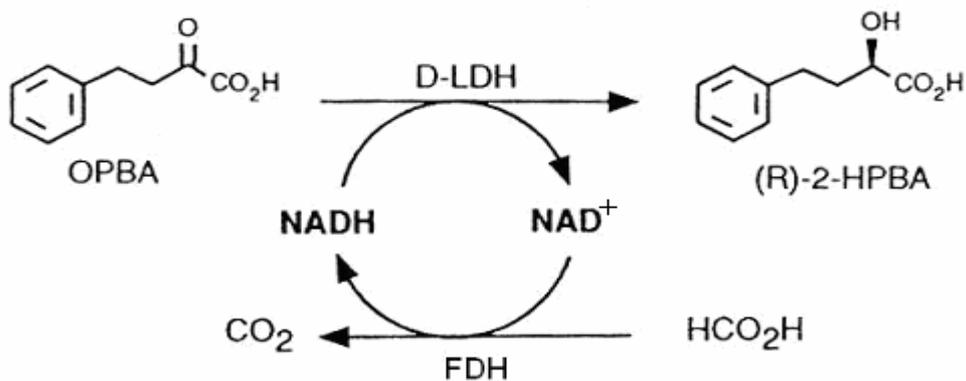
2.1.1.-Síntesis del ácido (R)-2-hidroxi-4-fenilbutírico.

El HPBA es un precursor versátil para la producción de una variedad de los inhibidores enzimáticos ACE teniendo en común el (S)-homofenilalanina como importante fármaco. El tipo de inhibidores de ACE aumenta la capacidad antihipertensiva como β -bloqueadores, A_2 -antagonistas o bloqueadores del canal del calcio.

El intermedio de reacción clave HPBA, puede obtenerse a partir de resolución de racémicos mediante métodos químicos y biotecnológicos. El proceso se centra en el acceso al HPBA puro enantioméricamente a través de la transformación del precursor proquiral, ácido 2-oxo-4-fenilbutírico, mediante distintos métodos estereoselectivos tales como reducciones enzimáticas o microbiológicas e hidrogenaciones asimétricas heterogéneas u homogéneas.

2.1.2.-Síntesis del HPBA por reducción enzimática.

De modo general, el proceso consiste en la reducción enantioselectiva del OPBA por medio del cofactor NADH dependiente del enzima D-lactato deshidrogenasa (*Staphylococcus epidermidis*) en un reactor de membrana de ultrafiltración, usando el sistema formato/formato deshidrogenasa para la regeneración del coenzima.



El análisis de cada uno de los subsistemas que participan en el proceso, explicará, por qué se han tomado estos y no otros posibles candidatos.

La reducción enantioselectiva del α -ketoácido OPBA se consigue mediante el aislamiento de enzimas deshidrogenasas.

D-LDH: D-lactato deshidrogenasa, obtenida del *Staphylococcus epidermidis* es la enzima más apropiada para llevar a cabo la reducción NADH-dependiente del OPBA, consiguiendo un exceso enantiomérico del 99,9%.

Se usa un reactor enzimático de membrana de ultrafiltración, en el cual las enzimas y coenzimas se usan en su estado natural.

Se usan las coenzimas en estado natural por varios motivos:

1. La coenzima sólo se usa en proporción catalítica. La cantidad óptima de coenzima se puede calcular aplicando la cinética de las enzimas y un balance de materia al reactor enzimático de membrana de ultrafiltración.

(Ejemplo: usando 0,2M de sustrato OPBA se necesita 0,02mM de coenzima).

2. La actividad del LDH se reduce como cuando se usan las coenzimas en estado no natural.

Existen diferentes procedimientos para la regeneración del NADH. La aplicación más selectiva y efectiva es la de un sistema secundario de formato deshidrogenasa (FDH) que reduce el NAD^+ a NADH. Se escoge el sistema FDH debido a que ofrece varias ventajas:

1. El producto puede ser extraído de la mezcla de reacción de modo fácil, debido a la gran diferencia de hidrofobicidad de la HPBA y la enzima formato deshidrogenasa.
2. La FDH se puede adquirir fácilmente en el mercado.
3. Ácido fórmico es un sustrato relativamente barato y no dañino para el medioambiente.

Con respecto al reactor enzimático de membrana de ultrafiltración, este se construye como un circuito termostaticado con una membrana de ultrafiltración como unidad de separación para las enzimas. La mezcla de reacción se introduce con una bomba peristáltica ortogonalmente hacia la superficie de la membrana para evitar la formación de concentrados polarizados. El sustrato se bombea hacia el interior del reactor continuamente a través de un filtro esterilizado de 0,2 micras. Se realiza un refluo del sistema de filtración hacia el reactor para mantener constante la cantidad de enzimas en el interior de este, recuperándose estas de la corriente de productos y reintroduciéndolas en el reactor. De este modo se reducen los costes en productos enzimáticos.

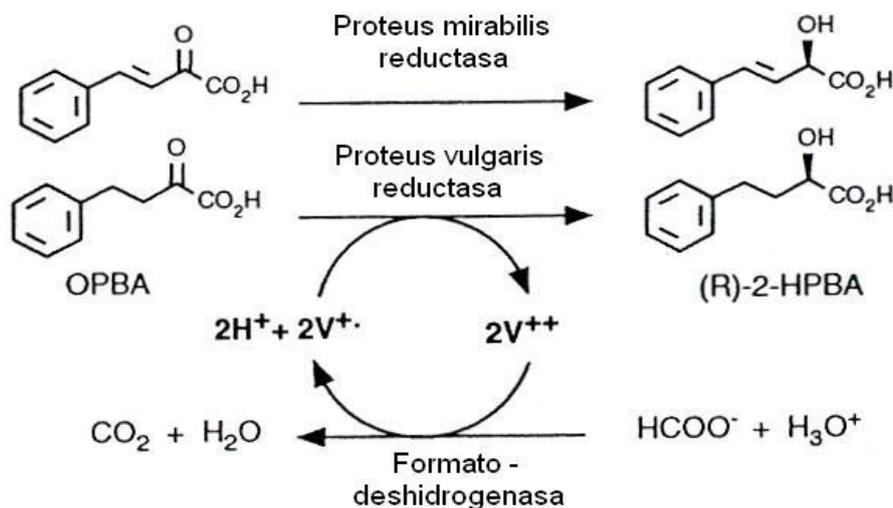
En caso de desactivación de las enzimas, estas se pueden añadir al reactor. La productividad puede aumentarse mediante la introducción de enzima en el reactor y disminuyendo el tiempo de residencia, pero esto

conlleva el consiguiente aumento de los costes de producción por productos enzimático.

2.1.3.-Síntesis del HPBA mediante reducción microbiana.

La transformación microbiana del OPBA se consigue con *Proteus vulgaris* o *Proteus mirabilis* (figura 6). En este caso se usa el microorganismo completo y no la enzima que este produce como en el caso anterior. La reducción se lleva a cabo mediante una enzima reductasa, por ejemplo oxidoreductasa sustrato específica. Generalmente los equivalentes de la reducción se producen por una coenzima NADH o NADPH y los propios nucleótidos reducidos se pueden obtener por transferencia de electrones, por vía de electrones mediadores tales como derivados del 4,4'-bipiridilium; existen otras reductasas finales conocidas que son capaces de aceptar electrones directamente de un mediador.

Para la transformación de OPBA se usa como mediador el carbamoilmetilbiogen. El mediador oxidado se reduce a dióxido de carbono y agua con formato deshidrogenasa como catalizador, también presente en la *Proteus vulgaris*.

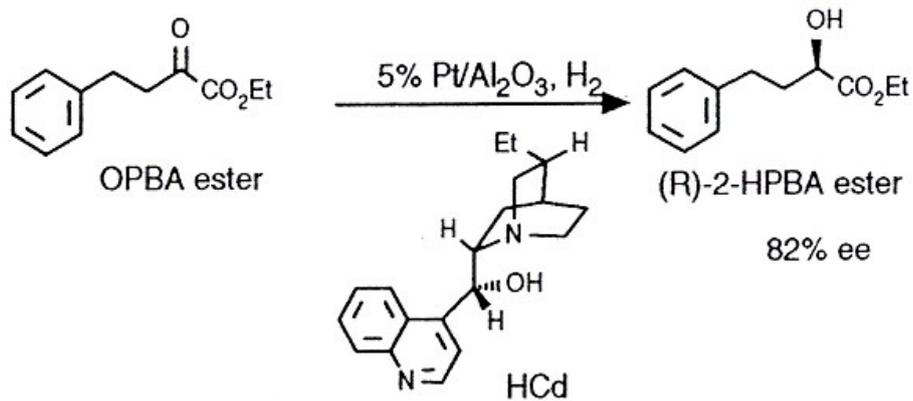


Con el fin de obtener un proceso económicamente viables, altas cantidades de HPBA deben producirse mediante poca biomasa. Mediante la inmovilización de las células, es posible retenerlas en un modelo de proceso continuo. Una alta densidad de biocatalizadores permite altos valores de producción volumen-tiempo (space-time yield). Más aún, los costes para el proceso en etapas posteriores (por ejemplo separación del HPBA de la solución) se reducen mediante dicha inmovilización de células.

2.1.4.-Síntesis del ester del HPBA mediante hidrogenación enantioselectiva.

La hidrogenación enantioselectiva del 2-oxo-4-fenilbutirato de etilo se puede llevar a cabo con elevados grados de pureza óptica mediante el sistema heterogéneo de catalizador de platino, donde este catalizador utiliza un soporte de trióxido de aluminio. Este proceso de hidrogenación se lleva a cabo en un reactor de mezcla completa donde el producto obtenido debe ser filtrado para la recuperación del catalizador e introducido en un evaporador para la separación del disolvente.

Usando este método, el HPBA obtenido posee un exceso enantiomérico con unos valores entre 76 y 82%, dependiendo del tipo de disolvente que se utilice en el proceso. Con ácido acético se alcanza un 82% y con tolueno un 76%. Estos valores se pueden aumentar mediante el uso de unos modificadores (10,11-dihidro-O-metilcinchonidina, MeO-HCd), llegándose a obtener excesos del 91%, pero son procesos aún en desarrollo.



2.1.5.-Discusión del método elegido.

Cuando se comparan métodos químicos y bioquímicos en la reducción enantioselectiva del OPBA es evidente que los acercamientos bioquímicos son mejores con respecto a los valores de pureza óptica obtenidos, que los valores químicos.

Las transformaciones enzimáticas y microbianas tienen excesos enantioméricos superiores al 99%, superando tanto a la reducción homogénea como la heterogénea, aunque se hacen cada vez más competitivas.

En el primer paso el balance óptico de exceso enantiomérico es suficiente con un 90%, porque este valor frecuentemente es mejorado en la síntesis con cristalización en los siguientes pasos. La factibilidad técnica se ha demostrado para todos los sistemas, ya que cantidades en kilogramos de HPBA se han producido por todos los procesos excepto en la catálisis homogénea.

El coste técnico es menor en el proceso bioquímico continuo que en el proceso por lotes químico. Hay varios factores que deben considerarse para el proceso bioquímico en continuo:

Toda operación debe llevarse a cabo en condiciones estériles, y con el fin de obtener un producto constante debe de suplementarse la desactivación biocatalítica. Esto es fácil de llevar a cabo en casos de aplicación de enzimas solubles en un reactor enzimático de membrana de ultrafiltración mediante la filtración estéril de enzimas, pero es imposible en un reactor de lecho fijo que esta limitado por sus dimensiones (caso de la reducción microbiana).

Teniendo en cuenta el proceso aguas abajo es una gran ventaja que los biocatalizadores sean separados del producto, así el HPBA se puede extraer con mayor facilidad.

Debido a que la reacción tiene lugar en un disolvente orgánico para los procesos químicos, la concentración del ester del HPBA es de 5 a 6 veces mayor que en la fase acuosa que se requiere en un proceso bioquímico.

Comparando la producción por litro y hora (space-time-yield) entre las cuatro alternativas, si esto puede llevarse a cabo mediante proceso continuos y en lotes, es de un 15 a 30 mayor para el proceso heterogéneo comparado con la reducción bioquímica y 4 veces mayor comparado con la catálisis homogénea.

Desde el punto de vista económico las aproximaciones biológicas son más competitivas que la reducción heterogénea enantioselectiva, ya que estas últimas necesitan al menos tres procesos de cristalización para adquirir la pureza óptica cercana al 99%. Por este último motivo se llevará a cabo la síntesis del HPBA mediante el proceso bioquímico de reducción enzimática.

2.2. -Viabilidad legal.

En el proceso se van a producir una serie de emisiones las cuales se encuentran dentro de los márgenes legales permitidos.

Los efluentes emitidos fundamentalmente son:

- Emisiones gaseosas: CO_2 y H_2 provenientes del proceso de regeneración de cofactor en el reactor enzimático de membrana de ultrafiltración, así como emisiones de CO_2 de la etapa de hidrólisis del ester y emisiones de N_2 debido a la necesidad de guardar ciertas disoluciones y procesos bajo atmósfera de nitrógeno. Estas emisiones son liberadas a la atmósfera, donde son diluidas.
- Efluentes líquidos: Son disoluciones acuosas de cloruro sódico provenientes de la centrifugadora filtradora, del proceso de cristalización y vapor condensado del proceso de separación en evaporadores. Estos efluentes son liberados al medio ya que sus concentraciones no superan los límites legales. El resto de efluentes son almacenados y enviados a una planta de tratamiento.

2.3. -Viabilidad económica.

El coste total de la planta considerando costes directos (costes físicos) y costes indirectos (costes de ingeniería, retribuciones contractuales, contingencias, etc.) supone un total de 1.783.169 €.

La producción anual es de 19,8 toneladas de HPBA a un precio de venta de 220.800 €/kg lo que supone un total de 4.391.712.000 €, el coste de producción es de 3.079.710 €, lo que da un beneficio antes de impuesto de 4.388.632.290 €.

El tiempo de vida de la planta es de 25 años durante los cuales se realiza la amortización (para más detalle ver análisis de la rentabilidad del proyecto en el apartado 5 del presupuesto).

Al beneficio antes de impuesto se le ha de restar la amortización obteniendo la base imponible a la cual hay que restar los impuestos (35% de la base imponible) y sumarle la deducción fiscal de la amortización obteniendo un beneficio medio después de impuestos de 2.852.633.778 € (esta cantidad variará en los 5 primeros años al tener en cuenta la amortización del activo ficticio y el último año por la venta de los activos fijos).

Los parámetros de rentabilidad estudiados son:

- El valor actual neto:
VAN = 568.570.745 € para un valor de la tasa de actualización (k) de 5.
- La rentabilidad media anual para los 25 años de vida media de la planta es de 1.427,25%.

Todos estos datos permiten comprobar la viabilidad económica de la planta diseñada.

Capítulo 3: Procesos de fabricación. Etapas.

El proceso está dividido en varias etapas de las cuales unas se realizarán en continuo y otras en discontinuo, pero el total del proceso se puede considerar un proceso en continuo porque está diseñado para tal comportamiento. Las etapas estarán enlazadas unas con otras y se describen según el orden necesario en la cadena de síntesis del HPBA. No se describen los procesos de recepción y acondicionamiento de materias primas, ya que no se tienen en cuenta en este proyecto, así como procesos auxiliares tales como la obtención de vapor de caldera, nitrógeno, etc.

3.1. -Etapas.

3.1.1.-Síntesis del Bromuro de 2-feniletilo (magnesiano).

Se realizará en un reactor de tanque agitado, mediante la reacción del bromuro de 2-feniletilo y magnesio, siendo una reacción muy rápida y no necesitando de condiciones de reacción específicas, así que se realiza en condiciones normales de operación. La conversión en este proceso es del 68%.

3.1.2.-Síntesis del OPBE.

Se procede a la reacción del magnesiano con el oxalato de feniletilo en disolvente de tetrahidrofurano. Este proceso se realiza en un reactor de tanque agitado bajo atmósfera de nitrógeno y en condiciones normales de operación. El oxalato de dietilo se introduce en un exceso del 20% ya que el reactivo limitante es el magnesiano con una conversión del 100% del mismo. En esta etapa se obtiene el éster del ácido precursor del HPBA, el OPBéster.

3.1.3.-Centrifugación.

Esta etapa tiene como objeto la eliminación de las partículas de magnesio que no se han convertido en la etapa de síntesis del magnesiano, y que afectan al proceso posterior de evaporación. El proceso se realiza por cargas en discontinuo. La eliminación de estas partículas se considera total y llevada a cabo en una centrifugadora sedimentadora de discos. De esta etapa se obtiene un efluente líquido (que se dirige a un tanque intermedio de almacenamiento y posteriormente al evaporador) y unos lodos que se retiran y almacenan (el proceso de tratamiento se considera un auxiliar y no se ha tenido en cuenta en el proyecto). En esta etapa se considera una pérdida de productos en lodos del 10%.

3.1.4.-Separación de productos.

Este proceso se realiza para la separación del OPBester en una corriente líquida (aprovechando su elevado punto de ebullición) y la separación del resto de los compuestos en una corriente de vapor (que posteriormente se hace pasar por un intercambiador de doble tubo para condensar y almacenar dichos vapores). La separación se ha considerado total, y el proceso se ha llevado a cabo en un evaporador vertical de tubos cortos. Se han tenido en cuenta las variables físicas, químicas y económicas, para llevar a cabo el diseño óptimo. En esta etapa se considera una pérdida de productos en la corriente de vapor del 10%.

3.1.5.-Hidrólisis.

Esta etapa se realiza para la obtención de la sal OPB-Na del ácido a partir del éster del mismo. La corriente de entrada al reactor y proveniente del evaporador, se hace pasar previamente por un intercambiador de doble tubo para disminuir su temperatura, ya que el interior del reactor debe

permanecer a 60°C. El proceso conlleva la utilización de un reactor de tanque agitado con encamisado, donde se realiza la sustitución de la cadena etil del éster por sodio, dando lugar a la sal del ácido. La corriente de salida del reactor se dirige a un tanque de almacenamiento intermedio con la etapa de neutralización.

3.1.6.-Neutralización.

Esta etapa se realiza en discontinuo en un reactor de tanque agitado con rascador de paredes, debido a la disminución progresiva de temperatura de 60°C hasta 30°C durante una hora, que es necesario realizar para la formación del ácido a partir de su sal. Esta disminución de temperatura se realizará por intercambio de calor con el exterior. Transcurrido ese periodo de tiempo, se lleva la carga a un tanque intermedio de almacenamiento.

3.1.7.-Filtración.

Con esta etapa se consigue la obtención de los cristales del ácido OPBA provenientes de la neutralización, utilizando una filtradora-centrifugadora, y produciendo un efluente líquido formado por una disolución de agua y cloruro sódico, además de 2-Propanol. Por otro lado dentro del tambor de la centrifugadora quedarán atrapados los cristales de ácido que se retiran manualmente. En esta etapa se considera una pérdida de productos del 10% en los lodos.

3.1.8.-Reducción enzimática.

El proceso consiste en la reducción enantioselectiva del OPBA por medio del cofactor NADH dependiente del enzima D-lactato deshidrogenasa (*Staphylococcus epidermidis*) en un reactor de membrana de ultrafiltración, usando el sistema formato/formato deshidrogenasa para la regeneración

del coenzima. Con respecto al reactor enzimático de membrana de ultrafiltración, este se construye como un circuito con una membrana de ultrafiltración como unidad de separación para las enzimas. La mezcla de reacción se introduce con una bomba peristáltica ortogonalmente hacia la superficie de la membrana para evitar la formación de concentrados polarizados. El sustrato se bombea hacia el interior del reactor continuamente a través de un filtro esterilizado de 0,2 micras. Se realiza un reflujo del sistema de filtración hacia el reactor para mantener constante la cantidad de enzimas en el interior de este, recuperándose estas de la corriente de productos y reintroduciéndolas en el reactor, obteniéndose en la salida el ácido HPBA diluido.

3.1.9.- Etapa de cristalización.

Se realiza una congelación progresiva o normal, produciéndose la solidificación lenta y direccional de una fusión, en el fondo o en los lados de un recipiente, por enfriamiento indirecto. La impureza se rechaza hacia la fase líquida por avance de la interfase sólida.

La corriente de HPBA obtenida en la fase de reacción enzimática es enviada a dos cristalizadores horizontales de columna multitubos con alimentación central para llevar a cabo la cristalización del ácido que se encuentra en disolución. La presencia de dos cristalizadores conectados en serie es necesaria para la mayor recuperación del HPBA producido.

La corriente líquida de salida es almacenada en recipientes o depósitos apilables, dejándola enfriar.

3.1.10.- Recuperación de productos.

A lo largo del proceso se produce unas corrientes provenientes de diferentes etapas las cuales contienen productos de interés a recuperar,

como son el tetrahidrofurano y el Isopropanol. Ambos son sometidos a procesos de recuperación, que se describen el Anexo 16.

3.2.-Control del proceso de fabricación.

3.2.1.-Control pH en el reactor enzimático.

Se utilizará un electrodo de pH con un rango de medida de 7 a 9 y con una exactitud de $\pm 0,1$ y con una salida 4/20 mA.

Se realizará un control selectivo, de forma que según la señal del sensor si el pH es menor que el del punto de consigna se envía dos señales, una para la selección de la bomba, y otra con el caudal necesario.

3.2.2.-Control de nivel en reactores y tanques de almacenamiento.

Se lleva a cabo el control del nivel mediante un sensor de nivel de líquido de oscilación amortiguada. La capacidad máxima de trabajo tanto para reactores como para los tanques de almacenamiento es del 80%, por lo que el sensor de nivel enviará una señal al controlador cuando los depósitos lleguen al 80% de su capacidad para parar el llenado. El controlador de cada tanque y reactor mandará una señal al depósito correspondiente para activar/desactivar la bomba y proceder al vaciado/llenado.

3.2.3.-Control del nitrógeno disuelto para tanques de almacenamiento y reactor químico.

Se desea trabajar al 0,01 VVM de nitrógeno por lo que esté será el punto de consigna del controlador según el tamaño de cada depósito. Se actuará sobre la válvula de estrangulamiento a la entrada del filtro de nitrógeno.

3.2.4.-Control de la temperatura.

La temperatura de los reactores con encamisado no va a superar los 60°C por lo que se va a utilizar como sensor una PT-100 con una precisión de $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$ y salida 4/20 mA. El punto de consigna será la temperatura de reacción para cada caso (30°C en el enzimático y 60°C en el de hidrólisis) de forma que si la temperatura aumenta se enviará una señal a la salida de la bomba de refrigeración para que aumente el caudal de refrigeración y se disminuya la temperatura.

Capítulo 4: Materias primas.

En los siguientes apartados se caracteriza cada una de las materias primas utilizadas en el proceso, considerando que deben ser lo más puras posibles debido a las exigencias del proceso.

Reactor Enzimático

- D-lactato deshidrogenasa (D-LDH):

Obtenida del *Staphylococcus epidermidis*, ya que posee la actividad específica proteínica más adecuada con respecto a la obtenida de otras cepas como *Lactobacillus leichmannii* o *Leuconostoc mesenteroides*.

CAS RN: 9001-60-9

- Formato deshidrogenasa (FDH):

Enzima.

Obtenida de *Candida boidinii*.

CAS RN: 9028-85-7.

- NADH:

Cofactor.

Fórmula: $C_{21} H_{26} N_7 Na_2 O_{17} P_3$.

CAS RN: 24292-60-2.

- Ácido fórmico:

Fórmula: HCO_2H .

CAS RN: 64-98-6.

- 2-Mercaptoetanol:

Estabilizador enzimático.

Formula: $HSCH_2 CH_2OH$.

CAS RN: 60-24-2.

Pureza: 99%.

- **Ácido etilendiaminotetraacético (EDTA):**
Estabilizador enzimático.
Fórmula: $(\text{HO}_2\text{CCH}_2)_2 \text{NCH}_2\text{CH}_2\text{N} (\text{CH}_2\text{CO}_2\text{H})_2$.
CAS RN: 60-00-4.
Pureza: 99,5%.
- **Agua:**
Fórmula: H_2O .

Reactor Químico Magnesiano:

- **Bromuro de 2-feniletilo:**
Formula: $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_2\text{Br}$.
CAS RN: 103-63-9.
- **Magnesio:**
Fórmula: Mg .
CAS RN: 7439-95-4.
Tamaño de partícula: 30-80 malla.
Pureza $\geq 99,0\%$.

Reactor Químico:

- **Oxalato de dietilo:**
Fórmula: $\text{C}_2\text{H}_5\text{O}_2\text{CCO}_2\text{C}_2\text{H}_5$.
CAS RN: 95-95-1.
- **Tetrahidrofurano:**
Fórmula: $\text{C}_4\text{H}_8\text{O}$.
CAS RN: 109-99-9.

Hidrólisis:

- Bicarbonato sódico:

Fórmula: NaHCO_3 .

CAS RN: 144-55-8.

- Agua:

Fórmula: H_2O .

- 2-Propanol:

Fórmula: $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$.

CAS RN: 67-63-0.

Neutralización:

- Ácido clorhídrico:

Fórmula: HCl .

CAS RN: 7647-01-0.

Otros:

- Estabilizador del pH:

Buffer concentrado de pH 8.

Fórmula: tetraborato sódico/ácido hidroclicóricó.

CAS RN: 38747

- Nitrógeno:

Fórmula: N_2 .

Capítulo 5: Maquinarias y equipos.

En este capítulo se exponen los datos más importantes de todos los equipos de la planta, encontrándose los cálculos realizados en los Anexos de la memoria.

5.1.-Reactores.

En la planta hay un total de 5 reactores y la nomenclatura utilizada es la siguiente:

- R_q : Reactor químico de tanque agitado sin encamisado que trabaja en continuo para la síntesis de OPBE.
- R_e : Reactor enzimático de tanque agitado con encamisado que trabaja en continuo para la síntesis de HPBA.
- R_m : Reactor químico de tanque agitado sin encamisado que trabaja en discontinuo para la síntesis del magnesiano.
- R_h : Reactor químico de tanque agitado con encamisado que trabaja en continuo para la hidrólisis del OPBE.
- R_n : Reactor químico de tanque agitado con sistema de rascado de paredes que trabaja en discontinuo para la neutralización del OPB-Na.

El material seleccionado para la construcción de los reactores R_q y R_m es vidrio debido a su pequeña capacidad. Todos los demás se construirán en acero SA-283-C.

El cálculo de las dimensiones, espesores y costes se encuentra realizado en el Anexo 13. Las dimensiones principales son:

	R_q	R_e	R_m	R_h	R_n
D_{ext}	234,848	661,789	247,815	466,768	467,921
H	460,695	1313,578	486,630	924,536	926,842
T	4,500	5,000	4,500	4,500	4,500
L	0	25	0	35	0
e	1	1	1,840	1	2,254

Siendo:

D_{ext} : El diámetro exterior en mm.

H: La altura total en mm.

T: El espesor en mm.

L: El ancho de la camisa de refrigeración en mm.

e: La elevación desde el suelo hasta el fondo del reactor en metros.

Los techos y fondos de los reactores son del tipo korbogen. Todos los reactores (excepto el reactor de neutralización) disponen de un agitador tipo Rushton de 6 palas y con 4 placas deflectoras.

Todos los reactores son unidades autosoportadas por patas o por una estructura metálica.

5.2. - Depósitos.

Hay un total de 20 depósitos utilizados en la planta. La nomenclatura utilizada para cada uno de ellos es:

- D_M : tanque de alimentación del magnesiano.
- D_{Ox} : tanque de alimentación de oxalato de dietilo.
- D_{TH} : tanque de alimentación del disolvente orgánico THF.
- D_1 : Tanque de almacenamiento de la alimentación a la centrifugadora decantadora.

- D_2 : Tanque de almacenamiento de la alimentación al evaporador 1 de múltiple efecto.
- D_{VC} : Tanque de recogida de vapores condensados y lodos provenientes de la centrifugadora decantadora. Son dos tanques iguales.
- D_{2P} : tanque de alimentación de 2-Propanol.
- D_{Bi} : tanque de alimentación de Bicarbonato Sódico.
- D_3 : tanque de almacenamiento de la alimentación al reactor de neutralización.
- D_4 : Tanque de almacenamiento de la alimentación a la centrifugadora filtradora.
- D_{L1} : tanque de almacenamiento del efluente líquido proveniente de la centrifugadora filtradora.
- D_{OPBA1} y D_{OPBA2} : Tanques de alimentación de la disolución de OPBA.
- D_{TP} : Tanque de alimentación de la disolución tampón.
- D_{enz} : Tanque de almacenamiento de la disolución de salida del reactor enzimático y entrada al evaporador 3.
- $D_{isopropanol}$: Tanque de almacenamiento de Isopropanol recuperado en el evaporador 2.
- $D_{Tetrahydrofurano}$: Tanque de almacenamiento de tetrahydrofurano recuperado en el intercambiador de calor 4.
- $D_{Pulmón}$: Tanque pulmón para la realización del mantenimiento.
- D_{HCl} : Tanque de alimentación de ácido clorhídrico al reactor de neutralización.

Todos los depósitos se construirán en acero SA-283-C.

El cálculo de las dimensiones, espesores y costes se encuentra realizado en el Anexo 12. Las dimensiones principales son:

	D_M	D_{TH}	D_{Ox}	D_1	D_2	D_{Vc}	D_{2P}	D_{Bi}
D_{ext}	249,501	292,234	230,996	460,441	458,114	1887,755	410,354	181,417
H	539,836	615,870	500,379	1017,548	1012,302	5165,828	904,651	388,627
T	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	6	4,5	4,5
e	1	1	1	1	1	0,524	2,242	2,188

	D_3	D_4	D_{L1}	D_{OPBA1}	D_{OPBA2}	D_{TP}	D_{enz}
D_{ext}	459,075	624,000	455,623	533,523	533,523	169,868	588,362
H	1014,469	1654,105	1006,689	1410,37	1410,370	362,597	1544,638
T	4,5	5	4,5	5	5	4,5	5
e	3,831	0,5	0,5				

	$D_{isopropanol}$	$D_{tetrahydrofurano}$	$D_{Pulmón}$	D_{HCl}
D_{ext}	851,903	703,862	284,081	284,081
H	2124,680	1877,346	620,032	620,032
T	5	3,5	4,5	4,5
e	0,5	0,423	1	3,831

Siendo:

Dext: El diámetro exterior en mm.

H: La altura total en mm.

T: El espesor en mm.

e: La elevación desde el suelo hasta el fondo del depósito en metros.

Todos los depósitos son unidades autosoportadas por patas o por una estructura metálica, excepto los depósitos D_{VC} , $D_{isopropanol}$ y $D_{tetrahydrofurano}$ que debido a sus tamaños, estarán soportados por faldones. Los faldones se soldarán al fondo de forma que los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidan. No se permitirán uniones bridadas o roscadas en el interior de los faldones. Los faldones irán sujetos al suelo mediante pernos de anclaje, cuyas dimensiones varía según el diámetro del reactor. Se utilizarán collarines para todas las tuberías que atraviesen el faldón.

De todos los depósitos el único que lleva camisa es el D_3 cuyo ancho es de 20 mm.

Los depósitos de OPBA llevaran un sistema de agitación tipo Rushton de 6 palas con 4 placas deflectoras.

5.3. -Centrifugadoras.

En la planta hay un total de dos centrífugas. La nomenclatura utilizada es la siguiente:

- C_{DEC} : Centrifugadora decantadora de discos para la separación de las partículas de magnesio. Posee 33 discos de 0,104 m de diámetro cada uno. Trabaja con una velocidad angular de 1050 rad/s. El valor de la capacidad máxima de la centrifugadora para una completa separación de las partículas límite es de 0,611 l/s. Todos los cálculos se encuentran en el Anexo 3.

- C_{FIL} : Centrifugadora filtradora de tambor para la separación de los cristales de ácido OPBA. Posee una cesta de 5 dm de radio y un diámetro de agujeros de malla de 0,05 micras. Trabaja con una velocidad angular de 100 rad/s. Todos los cálculos se encuentran en el Anexo 8.

Ambas centrifugadoras funcionan en discontinuo.

5.4.- Intercambiadores de calor.

En la planta hay un total de cuatro intercambiadores de calor. La nomenclatura utilizada es la siguiente:

- Int₁: Intercambiador de calor para la disminución de temperatura del OPBE a la salida del evaporador 1 y entrada en el reactor de hidrólisis.
- Int₂: Intercambiador de calor para la condensación de vapores a la salida del evaporador 1.
- Int₃: Intercambiador de calor para la condensación de vapores a la salida del evaporador 2.
- Int₄: Intercambiador de calor para la condensación de vapores a la salida del evaporador 4.

Los cuatro intercambiadores son de doble tubo a contracorriente. Las dimensiones más importantes se recogen a continuación y también están reflejadas en el Anexo 5.

Las dimensiones de los tubos en acero I.P.S. (A.P.I. 5L) para los intercambiadores 1, 2 y 4 son:

- Dos pasos.
- Diámetro nominal: 1/8 in.
- Diámetro exterior: 1,029 cm.

- Schedule n°: 40.
- Diámetro interior: 0,683 cm.
- Sección: 0,366 cm².
- Superficie por metro lineal:
 - Exterior: 0,0323 m²/m.
 - Interior: 0,0215 m²/m.
- Peso: 0,372 Kg/cm.
- Longitud total: 1 m.

Las dimensiones de los tubos en acero I.P.S. (A.P.I. 5L) para el intercambiador 3son:

- Dos pasos.
- Diámetro nominal: 1/4 in.
- Diámetro exterior: 1,372 cm.
- Schedule n°: 40.
- Diámetro interior: 0,925 cm.
- Sección: 0,672 cm².
- Superficie por metro lineal:
 - Exterior: 0,0431 m²/m.
 - Interior: 0,0290 m²/m.
- Peso: 0,640 Kg/cm.
- Longitud total: 1 m.

5.5. -Evaporadores.

En la planta hay un total de tres evaporadores. La nomenclatura utilizada es la siguiente:

- Evap₁: Evaporador de tubos verticales cortos. Tiene como finalidad la obtención de una corriente no evaporada de OPBE para etapas

posteriores. Posee una sola etapa de evaporación de área igual a $0,384 \text{ m}^2$. La capacidad de evaporación del sistema es de $9,698 \text{ Kg/h}$ y se consume un caudal de $24,149 \text{ Kg/h}$ de vapor de caldera. Todos los datos se encuentran recogidos en el Anexo 4.

- Evap₂: Evaporador de tubos verticales cortos. Tiene como finalidad la obtención de una corriente evaporada de Isopropanol para recuperarlo. Posee una sola etapa de evaporación de área igual a $2,517 \text{ m}^2$. La capacidad de evaporación del sistema es de $13,716 \text{ Kg/h}$ y se consume un caudal de $19,281 \text{ Kg/h}$ de vapor de caldera. Todos los datos se encuentran recogidos en el Anexo 4.
- Evap₃: Evaporador de tubos verticales cortos de múltiple efecto. Tiene como finalidad la obtención de una corriente evaporada de Tetrahidrofurano. Posee dos etapas de evaporación de área igual a $0,054$ y $0,039 \text{ m}^2$ cada una. La capacidad de evaporación del sistema es de $4,891 \text{ Kg/h}$ y se consume un caudal de $13,940 \text{ Kg/h}$ de vapor de caldera. Todos los datos se encuentran recogidos en el Anexo 4.

5.6. -Tuberías y uniones.

En la planta hay 30 tramos de tuberías, en el Anexo 14 podemos encontrar los siguientes valores:

- Caudal de paso del fluido.
- Longitudes de la tubería de la succión a la bomba y de la bomba al punto de vertido.
- Peso del tramo de tubería.
- Cotas del punto de succión y punto de vertido.
- Presiones a la entrada y salida.
- Velocidad de paso del fluido.
- Diámetro nominal.

- Diámetro exterior y espesor.
- Altura útil de la bomba.
- Carga de succión positiva disponible.

Las tuberías seleccionadas son según la Norma ANSI-B-36-10 y de cédula 40.

Los materiales empleados son acero inoxidable 316 para todas las tuberías que transportan fluidos corrosivos o a elevada temperatura, y PVC para las demás. Las uniones entre las tuberías se llevarán a cabo bien mediante codos de radio corto de 90°, 45° y 30° o crucetas tipo T y cruz con flujo desviado a 90°. Todas las uniones de los tramos de tubería van a ser realizadas con bridas tipo SLIP-ON ANSI 150 lb (brida deslizante o postiza) para diámetros mayores o igual a $\frac{1}{2}$ in y para diámetro menores bridas SOCKET WELDING ANSI 150 lb (brida de casquillo). Los asientos de las bridas son de cara realzada y se utiliza juntas planas no metálicas de amianto comprimido (puesto que las condiciones de servicio son moderadas). La Norma utilizada en la selección de las uniones es la Norma ANSI B 16.5.

5.7. -Bombas.

Conocida la altura útil, el caudal y la carga de succión positiva disponible calculada en el Anexo 14, podemos seleccionar las bombas. La selección se hace en el Anexo 17.

Se utilizan un total de 18 bombas. Las bombas centrífugas son de acero inoxidable, para trabajar a temperaturas elevadas o con fluidos corrosivos. Las bombas peristálticas poseen tubos de neopreno que impiden el contacto del fluido con la propia bomba.

5.8. -Válvulas.

Las válvulas más importantes del proceso son:

- $V_{\text{Magnesiano}}$: válvula situada entre el reactor magnesiano y el depósito D_M . Es de bola, para permitir el cierre o apertura total del caudal hacia el depósito.
- V_{RQ} : válvula situada entre la salida del reactor químico y la entrada a la bomba BCD1. Es de bola, para permitir el cierre o apertura total del caudal hacia la bomba.
- V_{VC} : válvula situada entre la bomba BCDVC y los depósitos D_{VC1} y D_{VC2} , y la entrada del efluente proveniente del evaporador 4. Es de cuatro vías que según su posición permite alternar la entrada de efluente hacia el D_{VC1} y el D_{VC2} , estando siempre abierta la entrada de efluente de la centrifugadora decantadora y el evaporador 4.
- V_{SVC} : válvula situada entre los depósitos D_{VC1} y D_{VC2} y la boca de descarga de los vapores condensados almacenados en ellos. Es de bola, para permitir el cierre o apertura total del caudal hacia la boca de descarga. Son dos válvulas idénticas.
- $V_{\text{Pulmón}}$: válvula situada entre el depósito $D_{\text{Pulmón}}$ y la bomba BCINT1. Es de bola, para permitir el cierre o apertura total del caudal hacia el intercambiador.
- $V_{\text{Agua-hidrólisis}}$: válvula situada en la línea de entrada de caudal de agua hacia el reactor de hidrólisis. Es de regulación para controlar el caudal de entrada al reactor.
- V_{HCl} : válvula situada entre el depósito D_{HCl} y el reactor de neutralización. Es una válvula de regulación que recibe una señal de un sensor de caudal.
- V_{D3} : válvula situada entre el depósito D_3 y el reactor de neutralización. Es de bola, permitiendo el cierre o apertura total del caudal hacia el reactor.

- $V_{\text{Neutralización}}$: válvula situada entre el reactor de neutralización y el depósito D_4 . Es de bola, permitiendo el cierre o apertura total del caudal hacia el depósito.
- $V_{\text{Isopropanol}}$: válvula situada entre el depósito $D_{\text{Isopropanol}}$ y la boca de descarga del mismo. Es de regulación, permitiendo el cierre o apertura total del caudal hacia la boca de descarga.
- V_{OPBA} : válvula situada entre el depósito D_{OPBA} y el reactor enzimático. Es de regulación para controlar el caudal de salida del depósito.
- $V_{\text{Tampón}}$: válvula situada entre el depósito D_{TP} y el reactor enzimático. Es una válvula neumática que recibe una señal de un sensor de pH situado en el reactor.

Capítulo 6: Distribución en planta.

La distribución de todos los equipos esta representada en el plano número 1. Para hacer la distribución se ha intentado seguir los siguientes criterios:

- Proximidad de equipos contiguos en el proceso productivo.
- Facilidad de acceso y movimiento por parte del personal de planta.

Para facilitar el acceso a la planta se disponen de 3 pasos, dos puertas corredizas de 3x3 metros situadas en la pared este y oeste de la planta, que permiten la entrada de vehículos, equipos y cargas al sistema, enfrentadas por un pasillo de 5 metros de ancho. También hay una puerta de 2x2 metros situada en la pared norte de la planta, que permite el paso de personal y equipos menores debido a su tamaño, y esta enfrentada a un pasillo de 5 metros que comunica con el centro de la planta.

Existe una zona central en la planta de 50 m² donde los operarios y vehículos pueden acceder sin problemas estando libre de obstáculos. Rodeando a los equipos existen pasillos de entre 2 y 3 metros de anchura, para poder acceder a ellos desde la zona posterior de los mismos.

Existen cuatro habitaciones anexas a la nave principal que se destinan a varios servicios:

- A: Sala de control de la planta.
- B: Laboratorio de control de calidad.
- C: Almacén de almacenamiento de productos intermedios.
- D: Garaje de carretillas.

En el centro de la planta se instalara una arqueta para la recogida de fluidos en caso de fuga, por lo que el suelo de la planta tendrá una inclinación hacia el centro de la misma de un 1%. El volumen de la arqueta será igual al volumen del mayor de los tanques o reactores que se encuentre

en la planta (1 metro cúbico) y no estén rodeados por un cubeto de seguridad.

Existen tres emparrillados (hidrólisis, neutralización y enzimático) de soporte de reactores y depósitos con escala de acceso lateral a las zonas superiores y zona de movilidad o descansillo del operario, para llevar a cabo el mantenimiento y seguimiento de la producción de los equipos. Poseen distintos alturas y por lo tanto distintas zonas de acceso a cada nivel de altura según las necesidades:

- Enzimático: dos niveles.
- Hidrólisis: dos niveles.
- Neutralización: tres niveles.

La planta en general, al ser un sistema donde la mayoría de procesos son en continuo, se ha distribuido en el orden necesario para la cadena de producción:

1. Sistema Reactor Químico.
2. Sistema Centrifugadora Decantadora.
3. Sistema Evaporador 1.
4. Sistema Reactor de Hidrólisis.
5. Sistema Reactor de Neutralización.
6. sistema Centrifugadora Filtradora.
7. Sistema Recuperación de Isopropanol.
8. Sistema Reactor Enzimático.
9. Sistema de Cristalización.

Las etapas de recuperación de vapores condensados se encontrarían entre los puntos 2 y 3 y la de recuperación de tetrahidrofurano entre los puntos 3 y 4.

Se ocupa un área mínima de 500 m².

La localización geográfica de la planta se ha situado en el marco industrial de Algeciras, debido a que satisface la demanda eléctrica de la planta, así como por ser un buen enclave geográfico para la llegada de las materias primas y distribución del producto sintetizado.

El coste de los terrenos es de 200.000 € y el de los edificios y servicios es de 240.000 € (información cedida por la empresa constructora B.R.O. Sotillo SL. en Sanlucar de Barrameda).

Capítulo 7: Mantenimiento.

El estudio del proceso de mantenimiento se ha realizado de modo que la planta no tenga que sufrir ninguna parada completa para llevar a cabo los mismos. Se ha dividido el sistema en 8 bloques (cada bloque incluye las bombas y accesorios) del siguiente modo:

1. Sistema de recuperación del Isopropanol: Evaporador 2, intercambiador de calor 3 y depósito $D_{\text{isopropanol}}$.
2. Sistema de centrifugación filtración: Centrifugadora filtradora y depósito D_{L1} .
3. Sistema de neutralización: Reactor de neutralización y depósitos D_{HCl} , D_4 y D_3 .
4. Sistema enzimático: Reactor enzimático, sistema de ultrafiltración, cristalizadores y depósitos D_{OPBA} , D_{TP} .
5. Sistema hidrólisis: Intercambiador de calor 1, reactor de hidrólisis, depósitos D_{2P} y D_{Bi} .
6. Sistema evaporador 1: Evaporador 1 y 4, intercambiadores de calor 2 y 4 y depósito $D_{\text{Tetrahidrofurano}}$.
7. Sistema químico: Reactor químico, reactor magnesiano, depósitos D_{ox} , D_{TH} y D_{M} .
8. Sistema centrifugación decantación: Centrifugadora decantadora, depósitos D_{VC} , D_1 y D_2 .

El ciclo de mantenimiento se ha estudiado para que sea un solo equipo el que lleve a cabo la labor. El proceso se lleva a cabo de modo que los depósitos de almacenamiento y tanque pulmón, tenga la capacidad suficiente de recoger la carga necesaria como para aislar y parar un bloque completo durante un determinado periodo de tiempo en el que se estima su mantenimiento, y se realizaría en el siguiente orden:

- Bloques 1 y 2: 8 horas de parada y mantenimiento. Se aísla el sistema aprovechando la llenada del depósito D_4 .
- Bloques 3 y 5: 8 horas de parada y mantenimiento. Para ello se llena al completo del depósito D_4 , mientras que el $D_{\text{Pulmón}}$ esta vacío. Al completarse el llenado del D_4 , se paran los bloques y comienza el llenado del $D_{\text{Pulmón}}$.
- Bloque 6: 8 horas de parada y mantenimiento. Para ello, se llena al completo el depósito D_{L1} , mientras se consume el $D_{\text{Pulmón}}$.
- Bloque 8: 3 horas de parada y mantenimiento. Se realiza durante el periodo en el que se llena el depósito D_1 y se consume el contenido del D_2 .
- Bloque 7: 8 horas de parada y mantenimiento. Se realiza mientras se consume el contenido del depósito D_1 (llenado completamente).
- Bloque 4: este sistema al no esta físicamente conectado a los anteriores, se para y mantiene después del bloque 7. Se estima 8 horas de parada y mantenimiento.

Capítulo 8: Seguridad.

8.1.-Identificación de riesgos ambientales y laborales.

Los riesgos ambientales y laborales potenciales asociados son:

- Manejo de maquinaria y equipos, y ruido generado por los compresores de nitrógeno y centrífugas, así como las bombas.
- Manejo de cargas pesadas y trabajos repetitivos.
- Operación de las calderas. Se necesita vapor para la separación de compuestos (aunque el sistema de calderería se ha considerado sistema auxiliar en el proyecto, es necesario tenerlo en cuenta en factores de riesgo).
- Pisos resbaladizos.
- Manejo de combustible para calderas.
- Manipulación de productos corrosivos.
- Manejo de vehículos para el transporte de materias primas y producto final.

La mayor frecuencia de accidentes (que es baja) se produce por golpes o cortes. Las principales enfermedades laborales son lumbagos y problemas de pérdida de audición.

En general los trabajadores utilizan ropas especiales de trabajo, y los complementos de seguridad (máscaras, protectores auditivos, botas, etc.).

Referente a los ruidos generados por los compresores y centrífugas, las mutuas de seguridad realizan mediciones periódicas de niveles de presión sonora en lugares de trabajo, y los trabajadores utilizan en general protectores auditivos.

Las calderas se manejan controlando las emisiones de material particulado para que estén dentro de la normativa vigente.

Los vectores sanitarios (insectos y roedores) son controlados con insecticidas. Las fumigaciones se realizan con equipos y protecciones adecuadas para el trabajador.

Finalmente en cuanto al manejo de vehículos para el transporte de materias primas y productos, en general la ocurrencia de accidentes es baja.

8.2. -Medidas preventivas recomendadas.

Las medidas generales para mejorar la salud ocupacional, las condiciones de trabajo y la seguridad del sector productor de productos químicos son:

- Entrenamiento e instrucciones a los trabajadores en las técnicas y principios de un trabajo seguro.
- Distribución de ropa adecuada de trabajo.
- Optimización de la higiene.
- Optimización de las condiciones de trabajo, enfocado a áreas de trabajo climatizadas y lugares para descanso
- Rotación de trabajo y mejora de la gestión de la organización.
- Pisos ásperos para evitar resbalones y protecciones de seguridad de las máquinas.

Las medidas para evitar exposiciones al olor y ruido, son:

- Reducción de los tiempos de exposición de los trabajadores.
- Ventilación adecuada de los lugares de trabajo
- Reducción de los niveles de ruidos y uso de protectores.
- Uso de máscaras apropiadas.

En términos generales, para reducir los ruidos se debe aplicar un sistema de control, cada fuente debe ser evaluada individualmente, y aplicar un plan integral de control que sea compatible con la normativa vigente. El control del ruido es un problema relacionado con el sistema compuesto por la fuente

generadora del ruido, la propagación del ruido y el individuo receptor. El método de control deberá reducir la intensidad de la fuente, impedir la propagación de la energía acústica, o proteger a la persona receptora final del ruido.

Para evitar los problemas musculares las medidas son:

- Mecanización del trabajo manual pesado.
- Adaptación de la carga y tipo de trabajo a la capacidad del trabajador.
- Evitar trabajos repetitivos (rotación de personal).

8.3.-Protección contra incendios.

En este tipo de planta los riesgos de incendios son bajos debido a que se opera a temperaturas bajas y no se utilizan líquidos inflamables (menos en las calderas), el principal riesgo es de un cortocircuito eléctrico. En las zonas de riesgo eléctrico como en los cuadros eléctricos se situarán extintores de CO₂. Los extintores se revisarán periódicamente, de acuerdo con la legislación vigente y recomendaciones del fabricante, y como mínimo una vez al año. Se mantendrá un libro de registro actualizado con las pruebas realizadas.

Se dispondrá de puestos para el accionamiento de la alarma consistente en pulsadores manuales con sirena asociada y perfectamente audible en toda la zona, y de tono distinto de los usados para otros fines. Se establecerán normas de evacuación para evitar el bloqueo de los accesos cuando suene la alarma y existirá un teléfono que permita la comunicación con el cuerpo de bomberos.

En las zonas de mayor riesgo como los depósitos de combustible de las calderas se dispondrá además de bocas de incendio equipadas (BIE). Se instalarán con una distancia máxima entre ellas de 30 m. Cada BIE constará

de una vitrina que lleve bien visible el letrero "Equipo de protección contra incendios" y contendrá una manguera de 45 mm de diámetro y una longitud de 15 m, de uso exclusivo contra incendio. La presión más desfavorable en la BIE será de 3,5 kg/cm² y proporcionará un caudal de 9m³/h.

Capítulo 9: Planificación.

El estudio de la evaluación de los tiempos de puesta en marcha y parada de los diferentes equipos se encuentra realizado en el diagrama de *Gantt*.

Puesta en marcha																														
cuartos de hora	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Reactor magnesiano	■																													
Reactor Químico		■	■	■	■	■	■	■	■	■																				
Centrifugadora decantadora										■																				
Evaporador 1											■																			
Evaporador 3												■																		
Hidrólisis												■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Neutralización																									■	■	■	■	■	■
Centrifugadora filtradora																													■	■
Evaporador 2																														
Reactor Enzimático																														
Cristalizadores																														

Tiempo total (h):
12 horas 45 minutos

Puesta en marcha																							
cuartos de hora	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	
Reactor magnesiano																							
Reactor Químico																							
Centrifugadora decantadora																							
Evaporador 1																							
Evaporador 3																							
Hidrólisis																							
Neutralización																							
Centrifugadora filtradora		■																					
Evaporador 2		■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Reactor Enzimático		■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Cristalizadores																					■	■	■

Proceso continuo 24 h	
cuartos de hora	1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31
Reactor magnesiano	■
Reactor Químico	■
Centrifugadora decantadora	■
Evaporador 1	■
Evaporador 3	■
Hidrólisis	■
Neutralización	■
Centrifugadora filtradora	■
Evaporador 2	
Reactor Enzimático	
Cristalizadores	

Proceso continuo 24 h																														
cuartos de hora	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61
Reactor magnesiano																														
Reactor Químico																														
Centrifugadora decantadora																														
Evaporador 1																														
Evaporador 3																														
Hidrólisis																														
Neutralización																														
Centrifugadora filtradora																														
Evaporador 2																														
Reactor Enzimático																														
Cristalizadores																														

Proceso continuo 24 h																								
cuartos de hora	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	
Reactor magnesiano				■							■								■					
Reactor Químico	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Centrifugadora decantadora					■						■									■				
Evaporador 1	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Evaporador 3	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Hidrólisis	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Neutralización	■	■												■	■								■	
Centrifugadora filtradora			■	■	■	■	■								■	■	■	■						
Evaporador 2	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Reactor Enzimático	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Cristalizadores	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	

Proceso continuo 24 h													
cuartos de hora	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	
Reactor magnesiano				■								■	
Reactor Químico	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Centrifugadora decantadora					■							■	
Evaporador 1	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Evaporador 3	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Hidrólisis	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Neutralización	■	■	■									■	
Centrifugadora filtradora				■	■	■	■						
Evaporador 2	■							■	■	■	■	■	
Reactor Enzimático	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
Cristalizadores	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	

Capítulo 10: Bibliografía.

10.1.-Libros.

- Industrial Biotransformations/ A. Liese, K. Seelbach, C. Wandrey/ Ed. Wiley-VCH.
- Elementos de estereoquímica/ Ernest L. Eliel/ Ed. Limusa, 1975.
- Plant design and economics for chemical engineers/Peters Timmerhaus/ed McGraw-Hill international editions. 3 edición.
- Equipos para la industria química y alimentaria/J. Baquero Franco, V. Llorente Martínez/ Ed. Alambra, 1985.
- Especificación para diseño de recipientes a presión/ESP.-1101-01. CEPISA.
- Basic principles of membrane technology/Marcel Mulder/ Ed. Kluwer, 1998
- Proyecto y construcción de recipientes a presión/Carlos Ruiz Rubio/ Ed. Urmo, 1976
- Manual de recipientes a presión: diseño y cálculo/Eugene F. Megyesy, prefacio de Paul Buthod/ Ed. Limusa, 1989
- Equipos para la transmisión de calor, Camden, grupo EVE.
- Chemical Engineers Handbook/Perry, R. H. y Chilton, C. H.(1992)/McGraw Hill, Madrid.
- Química, curso universitario/Mahan&Myersaddison-Wesley Iberoamericana, S.A., 1990.
- Flujo de Fluidos/Crane/Ed. McGraw Hill, 1990.
- Válvulas. Selección, uso y mantenimiento/Richard W. Greene y cuerpo de redactores de Chemical Engineering Magazine/Ed. McGraw Hill.

.

10.2.-Libros electrónicos.

- Perry's Chemical Engineers Handbook/Robert H. Perry, Don W. Green/ed McGraw-Hill Companies Inc.
- Ingeniería de las reacciones químicas/ Octave Levenspiel/ed. Reverté.

10.3.-Artículos y revistas.

- Microbial Reagents in Organic Synthesis, pág. 377-388/ 1992 Kluwer Academic Publishers/ Ed. Service.
- Critical issues for using enantioselective catalysis for fine chemicals production/ Chirality 11: 459-464 (1999).
- Optimization of a process for the production of (R)-2-hydroxy-4-phenylbutiric acid, an intermediate for inhibitors of angiotensin converting enzyme/ Journal of biotechnology 24: 315-327 (1992).
- Microbial reduction of 2-oxo-4-phenylbutiric acid and its ester/ Polish journal of chemistry 70: 1301-1307 (1996).
- "Simulación del decantador centrífugo en la extracción del aceite de oliva virgen". Espínola Lozano, F y Moya López A. J., (1995).

10.4.-Programas informáticos.

- Autocad 2002.
- Microsoft Excel.
- Microsoft Word.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

- Microsoft PowerPoint.
- Visio Technical 5.0 Plus.

Anexo 1: Síntesis del magnesiano.

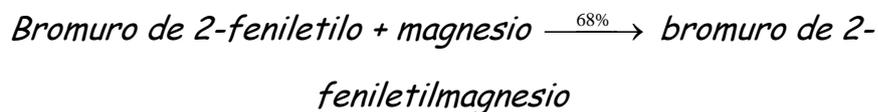
1.1.-Síntesis del magnesiano.

El Bromuro de 2-feniletilo junto con el magnesio se introduce en un reactor de tanque agitado, donde se formará el magnesiano (bromuro de 2-feniletilmagnesio).

Las condiciones de esta reacción son:

- Conversión: 68%.
- Temperatura ambiente.
- Reacción estequiométrica entre los reactivos.
- Producción de 20,16 mol/h de magnesiano.
- Velocidad de reacción: instantánea. Tiempo de residencia 5 minutos, para homogeneizar la mezcla.

La síntesis del magnesiano se produce siguiendo la siguiente reacción:



Para la síntesis de 20,16 moles/h de magnesiano son necesarias:

$$\text{Bromuro de 2-feniletilo} = 29,647 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$\text{Magnesio} = 29,647 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

En la reacción nos encontraremos con $9,487 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$ de cada reactivo sin reaccionar.

Ambos reactivos se introducen directamente al reactor de modo manual.

Las disoluciones son preparadas en un reactor de tanque agitado, de modo que una vez que la mezcla esta homogeneizada se descarga por

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

gravedad a un tanque de almacenamiento que abastece al reactor químico principal.

1.2.-Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.

- Entrada:

	29,647	mol/h
Bromuro de 2-feniletilo	4,150	kg/h
	3,063	l/h
<hr/>		
	29,647	mol/h
Magnesio	0,721	kg/h
	0,414	l/h

- Salida:

	20,16	mol/h
Magnesiano	4,217	kg/h
	3,012	l/h
<hr/>		
	9,487	mol/h
Bromuro de 2-feniletilo	1,328	kg/h
	0,980	l/h
<hr/>		
	9,487	mol/h
Magnesio	0,231	kg/h
	0,133	l/h

.

1.3.-Cálculo del volumen del reactor.

Con los datos de la tabla anterior, se puede ver que al haber reacción química, el caudal de productos es algo mayor que el caudal de reactivos, tomándose como valor de la capacidad del reactor 16,5 litros, de modo que pueda abastecer al reactor químico durante un periodo de 4 horas. Este valor es el 80% de su capacidad total, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

Anexo 2: Reactor químico.

2.1.-Reactor químico.

El reactor es de tipo tanque agitado, el cual trabajará en continuo a temperatura ambiente pero esta nunca debe ser superior a 60 °C, siendo la conversión en el interior del 100% respecto al magnesiano. La producción de OPBE necesaria, es de $20,16 \frac{mol}{h}$ de OPBE.

El interior del reactor se encuentra bajo atmósfera de nitrógeno a presión atmosférica. El 99% del avance de reacción se produce en 1 hora, siendo esta la base de cálculo.

Al reactor van a llegar dos corrientes de reactivos, una de oxalato de dietilo y otra de bromuro de 2-feniletilmagnesio (magnesiano previamente sintetizado). En esta corriente de magnesiano, también se encuentra el magnesio y el bromuro de 2-feniletilo que no han reaccionado en la síntesis del magnesiano, y entran en el reactor, pero que actúan como inertes en la reacción. El disolvente en el cual transcurre la reacción es tetrahidrofurano.

En la síntesis del OPBE se va a generar un subproducto de reacción, bromuroetoxi de magnesio.

La cantidad de disolución que entra en el reactor es de 13,4 litros por hora de producción.

2.2.-Balance de materia.

La reacción que se producen en el interior del reactor es la siguiente (ecuación ajustada estequiométricamente):



.

El balance de materia se resuelve sabiendo los moles de OPBE necesarios:

- $\text{Moles}_{\text{OPBE}} = \text{Moles}_{\text{Magnesiano}}$
- $\text{Moles}_{\text{Oxalato de dietilo}} = 20\% \times \text{Moles}_{\text{Magnesiano}}$
- $\text{Moles}_{\text{Magnesiano}} = \text{Moles}_{\text{Bromuroetoxi de magnesio}}$

2.2.1.-Cálculo del balance.

- Reactivos:

1.-Oxalato de dietilo:

El oxalato se encuentra en exceso del 20% con respecto al magnesiano. Serán necesarios 24,192 moles de oxalato de dietilo por hora de producción. La concentración necesaria es de 1,75 Molar.

2.-Magnesiano:

El magnesiano se consume por completo en la reacción química. La cantidad necesaria es de 20,16 moles de magnesiano por hora de producción (1,46 molar).

- Productos:

1.-Oxalato de dietilo:

Este compuesto aparece como consecuencia del exceso necesario para llevar a cabo la reacción (ver punto 2.2.1, Reactivos). La cantidad es de 4,032 moles por hora de producción.

2.-Bromuroetoxi de magnesio:

Es un subproducto de reacción, del cual se obtienen 20,16 moles por hora de producción.

3.-Magnesio:

Es un subproducto de reacción de síntesis del magnesiano, del cual se obtienen 9,487 moles por hora de producción.

4.-Bromuro de 2-feniletilo:

.

Es un subproducto de reacción de síntesis del magnesiano, del cual se obtienen 9,487 moles por hora de producción.

5.-OPBE:

Este producto es la clave del proceso. Se obtienen 20,16 moles por hora de producción.

- Disolvente:

1.-Tetrahidrofurano:

El tetrahidrofurano que se emplea es seco, siendo la cantidad necesaria de 75,358 moles por hora de producción. Esta cantidad de disolvente, es la misma para la entrada y salida del reactor.

2.3.-Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.

- Entrada:

	75,358	mol/h
Tetrahidrofurano	5,434	kg/h
	6,126	l/h
	24,192	mol/h
Oxalato de dietilo	3,535	kg/h
	3,285	l/h
	20,160	mol/h
Magnesiano	4,217	kg/h
	3,012	l/h

.

- Salida:

	75,358	mol/h
Tetrahidrofurano	5,434	kg/h
	6,126	l/h
	4,032	mol/h
Oxalato de dietilo	0,589	kg/h
	0,548	l/h
	20,160	mol/h
OPB-e	4,158	kg/h
	3,811	l/h
	9,487	mol/h
Bromuro de 2-feniletilo	1,328	kg/h
	0,980	l/h
	9,487	mol/h
Magnesio	0,231	kg/h
	0,133	l/h
	20,160	mol/h
Bromuroetoxi de magnesio	3,008	kg/h
	2,220	l/h

2.4.-Cálculo del volumen del reactor.

Con los datos de la tabla anterior, se puede ver que al haber reacción química, el caudal de los productos es algo mayor que el de los reactivos, tomándose el caudal de productos como dato para obtener el volumen del reactor.

$$\tau = \frac{V_r}{F} \quad \rightarrow \quad V_r = 13,8 \text{ litros.}$$

τ : Tiempo de residencia.

V_r : Volumen o capacidad del reactor.

F : Caudal de alimentación al reactor.

.

La capacidad del reactor es de 14 litros. Este valor es el 80% de su capacidad total, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

El producto de salida pasa a un tanque intermedio que alimenta a la centrifugadora decantadora.

2.5.-Cálculo de los volúmenes de los tanques de abastecimiento al reactor.

El sistema esta formado por tres tanques de alimentación al reactor. Cada uno de estos tanques alimentara al reactor por un período de 4 horas. Cada tanque tiene un volumen distinto según el reactivo a alimentar.

- Tetrahidrofurano: tiene un volumen 24,5 litros, pero este es el 80% de su capacidad, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.
- Oxalato de dietilo: tiene un volumen 13,14 litros, pero este es el 80% de su capacidad, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.
- Magnesiano: tiene un volumen 16,5 litros, pero este es el 80% de su capacidad, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

Anexo 3: Centrifugadora decantadora.

3.1.-Centrifugadora decantadora.

Esta etapa se realiza debido a la necesidad de la separación de partículas de magnesio a la salida del reactor químico.

Para llevar a cabo el cálculo de los parámetros característicos de una centrifugadora decantadora de discos, se va a partir de la expresión que nos ofrece la velocidad de flujo volumétrico de la alimentación:

$$Q = 2\eta V_g \Sigma \quad [1]$$

Donde:

Q: capacidad máxima de la centrifugadora para una completa separación de las partículas límite (l/s).

V_g : velocidad de sedimentación de una partícula bajo la gravedad (m/s).

Σ : Factor sigma de Ambler.

Consideraciones a tener en cuenta para el cálculo de la centrifugadora:

- Flujo ideal de entrada a la centrifugadora.
- Las partículas sólidas se encuentran uniformemente distribuidas a la entrada de la centrifugadora, lo cual implica la completa captura de estas en la cesta de la centrifugadora.
- La alimentación alcanza la velocidad tangencial plena cuando llega a la cesta.

.

Mediante la aplicación de la ley de Stokes, se puede obtener el valor de la velocidad de sedimentación de las partículas bajo la acción del campo gravitatorio:

$$V_g = \frac{d_{\text{límite}}^2 \Delta \rho g k_h k_s}{18 \mu} \quad [2]$$

Donde:

$d_{\text{límite}}$: Diámetro equivalente de la partícula límite (m).

$\Delta \rho$: Variación de densidad entre las partículas sólidas a separar y el líquido que las contiene (kg/m^3).

μ : Viscosidad del líquido (Pa s).

g : valor del campo gravitatorio terrestre (m/s^2).

k_h : factor para considerar la circulación interna de la partícula a sedimentar (Stokes).

k_s : factor para modificar la velocidad aparente de sedimentación en el caso de sistemas densos y viscosos (Steinour).

En el caso a estudiar, la disolución se considera poco densa y viscosa, por lo cual el factor k_s , se puede considerar despreciable. En el caso del factor k_h como la diferencia de densidad entre el fluido continuo y las partículas sólidas a separar es grande, dicho factor se considera igual a la unidad.

En cuanto al factor sigma en el caso de centrifugadoras de disco, viene dado por la expresión de Ambler:

$$\Sigma = \left[\frac{2\pi}{3g} \omega^2 N \cot g \alpha (r_1^3 - r_2^3) \right] \quad [3]$$

.

Donde:

ω : velocidad angular (rad/s).

N: número de discos.

α : ángulo de los discos con el eje de la centrífuga (rad).

r_1 y r_2 : son el diámetro interno y externo de los discos respectivamente (m).

Sustituyendo las expresiones [2] y [3] en la expresión de la velocidad de flujo volumétrico [1], se obtiene:

$$Q = 2x\eta x \left[\frac{d_{\text{limite}}^2 \Delta\rho g}{18\mu} \right] x \left[\frac{2\pi}{3g} \omega^2 N \cot g\alpha (r_2^3 - r_1^3) \right] \quad [4]$$

El primer término de los corchetes tiene unidades de m/s y representa la velocidad a la que sedimentan las partículas con el diámetro límite en un campo gravitatorio.

La capacidad de la centrífuga es proporcional a la variación de densidad entre las partículas a separar y el líquido en el que están dispersas, y al diámetro de las partículas a separar.

El segundo término entre corchetes de la ecuación (factor sigma) tiene unidades de m^2 .

Todas las partículas con una velocidad de sedimentación (V) mayor que la velocidad de sedimentación límite (V_{limite}) serán separadas. De aquellas con una velocidad menor a la velocidad límite serán separadas únicamente un tanto por ciento igual a:

$$X = \frac{V}{V_{\text{limite}}}$$

.

En este caso se considera que todas las partículas poseen una velocidad de sedimentación mayor que la velocidad de sedimentación límite, por lo que todas serán separadas en el proceso.

Las condiciones de operación son:

- $D_{\text{límite}}: 0,131 \times 10^{-3} \text{ m.}$
- $\rho_{\text{sólido}}: 1,74 \times 10^3 \text{ kg/m}^3.$
- $\rho_{\text{líquido}}: 1,08 \times 10^3 \text{ kg/m}^3.$
- $\mu_{\text{líquido}}: 1,7 \times 10^{-3} \text{ Pa s.}$
- $g: 9,8 \text{ m/s}^2.$
- $\omega: 1050 \text{ rad/s.}$
- $r_1: \text{despreciable.}$
- $r_2: 0,104 \text{ m.}$
- $N: 33.$
- $\eta: 0,33.$
- $\alpha \approx \pi \text{ rad.}$
- Cota de malla: $1 \times 10^{-4} \text{ m.}$

Con estos datos el valor de la capacidad máxima de la centrifugadora para una completa separación de las partículas límite es de 0,611 l/s.

El proceso se va a llevar a cabo en discontinuo para evitar el funcionamiento continuo de la centrifugadora con el correspondiente ahorro energético, ya que la carga en continuo a tratar es baja. La carga a tratar es de 55,268 litros cada 4 horas provenientes del reactor químico y almacenada en un tanque intermedio. El caudal a introducir mediante una bomba en la centrifugadora será de 0,5 l/s para asegurar la completa separación de las partículas límite, produciéndose la separación en un periodo de tiempo de 111 segundos.

.

El efluente clarificado se conduce hacia un depósito de almacenamiento y los lodos hacia un tanque de almacenamiento.

La centrifugadora a utilizar es similar a la de la siguiente figura:



3.2.-Cálculo de la capacidad de los depósitos de almacenamiento intermedios.

Al tanque primero le llega una carga de forma progresiva de 55,268 litros cada cuatro horas. Debido a la necesidad de realizar ciclos de mantenimiento en la planta, la capacidad de este depósito será del doble. Esta carga es el 80% de la capacidad del tanque, siendo el 20% restante de seguridad. Esa carga se trata en la centrifugadora donde se obtienen dos efluentes:

1. lodos: 6 litros.
2. efluente clarificado: 49,266 litros.

.

En los lodos se considera la completa separación de las partículas de magnesio y la pérdida del 10% en el resto de compuestos que forman el efluente clarificado.

El efluente clarificado se envía a otro tanque de almacenamiento del cual cuando la capacidad esté al 10%, se debe realizar otra centrifugación para asegurar el continuo abastecimiento de caudal al evaporador, por lo cual la capacidad de este tanque sería de 49,266 litros, pero debido al proceso de mantenimiento será del doble. Este valor es el 80% de su capacidad total, siendo el 20% restante de seguridad.

En la primera centrifugación que se realice, la carga a tratar será de 55,268 más el 10% de esta cantidad, 60,8 litros (no sobrepasa este valor la capacidad total del primer tanque de almacenamiento) de modo que en el segundo tanque exista siempre un 10% de capacidad, para abastecer al evaporador durante el periodo de tiempo que dura la centrifugación de una carga de 55,268 litros.

El depósito de almacenamiento de lodos es el mismo que el de recogida de vapores condensados provenientes del evaporador 1.

Anexo 4: Evaporadores.

4.1.-Cálculo del evaporador vertical de tubos cortos de múltiple efecto.

En el diseño de evaporadores se han tenido en cuenta las variables físicas, químicas y económicas, para llevar a cabo el diseño óptimo.

Las consideraciones que se han tenido en cuenta a la hora de realizar los cálculos son las siguientes:

- Los diferentes compuestos son separados completamente según su punto de ebullición.
- Se desprecia las pérdidas de calor al exterior del sistema.
- La elevación del punto de ebullición de la solución debida a las sales disueltas es despreciable.
- El coeficiente de transmisión de calor del vapor de condensante de la solución en ebullición en cada efecto es constante e igual a un valor U .
- Alimentación directa.
- Se toma el valor tanto del calor específico medio, como del calor latente medio de la disolución.

Existen tres evaporadores a lo largo del proceso para la separación de:

- Evaporador 1: necesidad de separar el OPBE (corriente líquida) del Oxalato de dietilo, Bromuroetoxi de magnesio, Tetrahidrofurano, Bromuro de 2-feniletilo (corriente evaporada).
- Evaporador 2: necesidad de separar el Isopropanol (corriente evaporada) del Cloruro sódico y agua (corriente líquida).

.

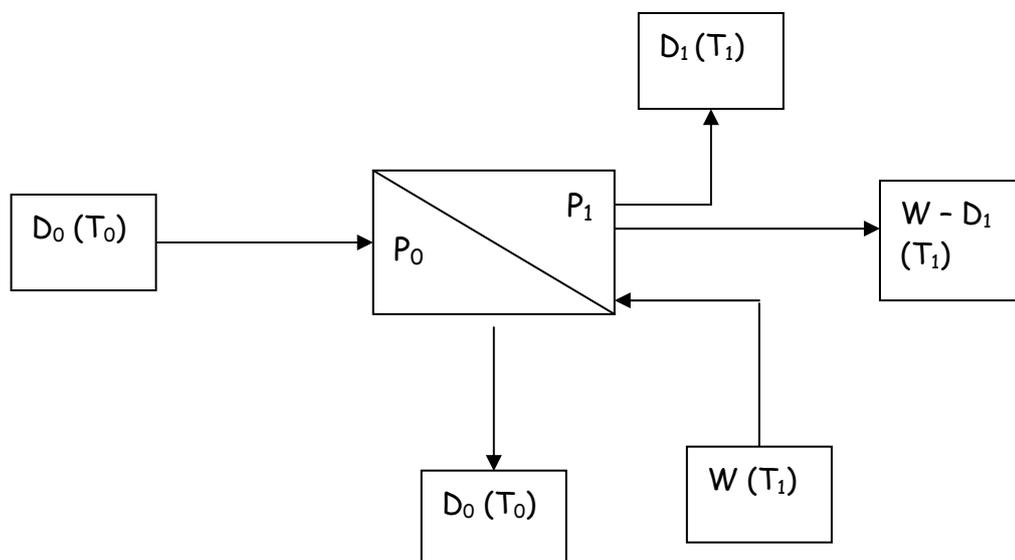
- Evaporador 3: necesidad de separar el Tetrahydrofurano (corriente evaporada) del Oxalato de dietilo, Bromuroetoxi de magnesio, Bromuro de 2-feniletilo (corriente líquida).

4.2.-Balances a los diferentes efectos.

El balance aplicado es el siguiente:

$$\text{Calor cedido} = \text{Calor absorbido}$$

4.2.1.-Balance al primer efecto.



.

Donde:

W: caudal másico de alimentación al primer efecto (kg/h).

D₁: Caudal de disolución evaporada (kg/h).

W-D₁: Caudal másico de salida de producto del primer efecto (kg/h).

D₀: Caudal de vapor de caldera entrante, y condensado saliente (kg/h).

T_i: Temperaturas de las corrientes (T₀ > T₁).

P_i: Presiones (P₀ > P₁).

Calor cedido:

- Calor cedido por el vapor de caldera: $\lambda_0 D_0$.

Calor absorbido:

- Calor absorbido por la alimentación para aumentar su temperatura hasta la temperatura de ebullición: $C_p W \Delta T$.
- Por la alimentación evaporada al realizar el cambio de fase: $\lambda_1 D_1$.

La ecuación que se obtiene para un solo efecto es:

$$\lambda_0 D_0 = C_p W \Delta T + \lambda_1 D_1 \quad [1]$$

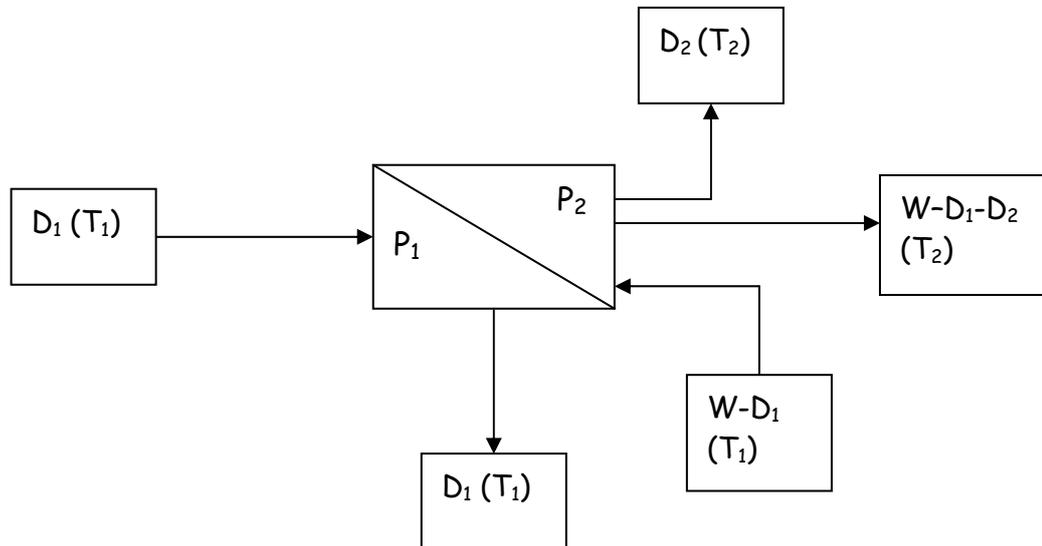
Donde:

λ_i : Calor latente de vaporización a la presión P_i.

C_p: Calor específico del líquido a presión constante.

.

4.2.2.-Balance al segundo efecto.



Donde:

$W-D_1$: Caudal másico de alimentación al segundo efecto (procede del primer efecto) (kg/h).

D_1 : Caudal de vapor saturado entrante (procedente de la alimentación evaporada del primer efecto), y que posteriormente sale como condensado del segundo efecto (kg/h).

D_2 : Caudal de disolución evaporada (kg/h).

$W- D_1- D_2$: Caudal másico de salida de producto del segundo efecto (kg/h).

T_i : Temperaturas de la corrientes ($T_1 > T_2$).

P_i : Presiones ($P_1 > P_2$).

.

Calor cedido:

- Por la alimentación evaporada del efecto 1: $\lambda_1 D_1$.
- Por la alimentación al pasar a un efecto de menor presión (efecto de expansión termodinámica con evaporación súbita):
 $C_p (W-D_1) \Delta T$.

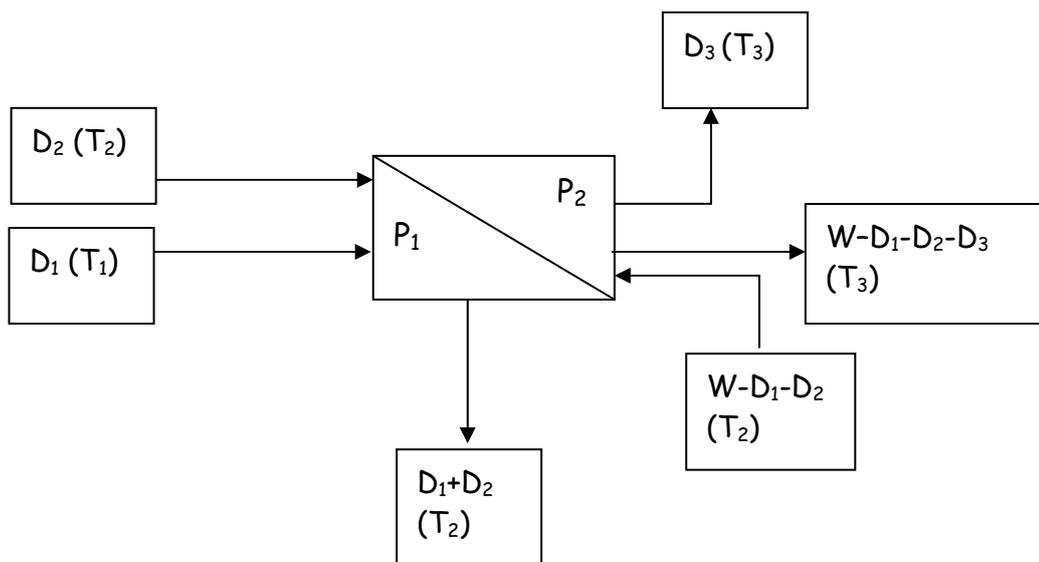
Calor absorbido:

- Por la alimentación evaporada al realizar el cambio de fase:
 $\lambda_2 D_2$.

La ecuación que se obtiene en el segundo efecto es:

$$\lambda_1 D_1 + C_p (W-D_1) \Delta T = \lambda_2 D_2 \quad [2]$$

4.2.3.-Balance al tercer efecto.



.

Donde:

$W - D_1 - D_2$: Caudal másico de alimentación al tercer efecto (procedente del primer efecto) (kg/h).

D_2 : Caudal de vapor saturado entrante (procedente de la alimentación evaporada del segundo efecto) (kg/h).

D_1 : Caudal de condensado del segundo efecto, con vaporización súbita parcial (kg/h).

D_3 : Caudal de disolución evaporada (kg/h).

$D_1 + D_2$: Caudal de condensado saliente del tercer efecto (kg/h).

$W - D_1 - D_2 - D_3$: Caudal másico de salida de producto del tercer efecto (kg/h).

T_i : Temperaturas de la corrientes ($T_1 > T_2 > T_3$).

P_i : Presiones ($P_1 > P_2 > P_3$).

Calor cedido:

- Por la alimentación evaporada del efecto 2: $\lambda_2 D_2$.
- Por la alimentación al pasar a un efecto de menor presión (efecto de expansión termodinámica con evaporación súbita):
 $C_p (W - D_1 - D_2) \Delta T$.
- Por la corriente de condensado que procede del efecto anterior, la cual se vaporiza al pasar a una presión y temperatura más reducidas (Vaporización súbita o flash): $C_p D_1 \Delta T$.

Calor absorbido:

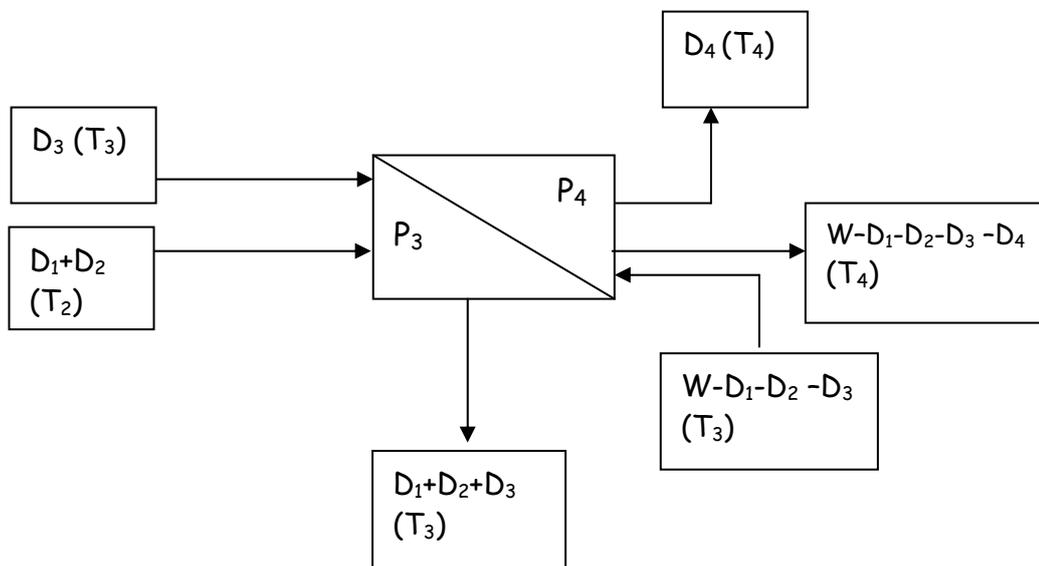
- Por la alimentación evaporada al realizar el cambio de fase:
 $\lambda_3 D_3$.

La ecuación que se obtiene en el tercer efecto es:

.

$$\lambda_2 D_2 + C_p (W - D_1 - D_2) \Delta T + C_p D_1 \Delta T = \lambda_3 D_3 \quad [3]$$

4.2.4.-Balance al cuarto efecto.



Donde:

$W - D_1 - D_2 - D_3$: Caudal másico de alimentación al cuarto efecto (procedente del tercer efecto) (kg/h).

D_3 : Caudal de vapor saturado entrante (procedente del tercer efecto) (kg/h).

D_4 : Caudal de disolución evaporada (kg/h).

$D_1 + D_2$: Caudal de condensado del tercer efecto (kg/h).

$D_1 + D_2 + D_3$: Caudal de condensado saliente del efecto.

.

$W - D_1 - D_2 - D_3 - D_4$: Caudal másico de salida de producto del cuarto efecto (kg/h).

T_i : Temperaturas de las corrientes ($T_2 > T_3 > T_4$).

P_i : Presiones ($P_2 > P_3 > P_4$).

Calor cedido:

- Por la alimentación evaporada del efecto 3: $\lambda_3 D_3$.
- Por la alimentación al pasar a un efecto de menor presión (efecto de expansión termodinámica con evaporación súbita): $C_p (T_3 - T_4) (W - D_1 - D_2 - D_3)$.
- Por la corriente de condensado que procede del efecto anterior, la cual se vaporiza al pasar a una presión y temperatura más reducidas (Vaporización súbita o flash): $C_p (T_2 - T_3) (D_1 + D_2)$.

Calor absorbido:

- Por la alimentación evaporada al realizar el cambio de fase: $\lambda_4 D_4$.

La ecuación que se obtiene en el cuarto efecto es:

$$\lambda_3 D_3 + C_p (T_3 - T_4) (W - D_1 - D_2 - D_3) + C_p (T_2 - T_3) (D_1 + D_2) = \lambda_4 D_4$$

[4]

4.3.-Ejemplo de cálculo para evaporador 1.

4.3.1.-Balance global al evaporador.

- Caudal másico de entrada al evaporador: 13,065 kg/h.
- Caudal másico de disolución evaporada: 9,323 kg/h.

[5]

.

- Producto de salida: 3,742 kg/h. (Este producto de salida es el OPBE que se demanda para la posterior etapa del proceso).

4.3.2.-Balance de ecuaciones a resolver.

El balance de ecuaciones y todos los cálculos a partir de ahora a resolver será para tres efectos, aunque el sistema será económicamente viable para un solo efecto (ver apartado 4.7). Los valores de las temperaturas a sustituir han sido obtenidos mediante el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor (ver el apartado 4.4).

Las ecuaciones a resolver y los datos a sustituir son:

- $\lambda_0 D_0 = C_p W \Delta T_1 + \lambda_1 D_1$ [1]

- $\lambda_1 D_1 + C_p (W - D_1) \Delta T_2 = \lambda_2 D_2$ [2]

- $\lambda_2 D_2 + C_p (W - D_1 - D_2) \Delta T_3 + C_p D_1 \Delta T_3 = \lambda_3 D_3$ [3]

- $D_1 + D_2 + D_3 = 7,25 \text{ kg/h.}$ [5]

- $C_p = 1,688 \text{ kJ/(kg K).}$

- $\lambda_0 (230^\circ\text{C}) = 313,75 \text{ kJ/kg.}$

- $\lambda_1 (229^\circ\text{C}) = 315,08 \text{ kJ/kg.}$

- $\lambda_2 (228^\circ\text{C}) = 316,39 \text{ kJ/kg.}$

- $\lambda_3 (227^\circ\text{C}) = 317,69 \text{ kJ/kg.}$

- $\Delta T_1 = (230^\circ\text{C} - 22,5^\circ\text{C}).$

- $\Delta T_2 = (229^\circ\text{C} - 228^\circ\text{C}).$

- $\Delta T_3 = (228^\circ\text{C} - 227^\circ\text{C}).$

Resolviendo el sistema de ecuaciones formado por [1], [2], [3], y [5], se obtienen unos valores de caudales de:

- $D_0 = 17,5 \text{ kg/h.}$

- $D_1 = 3,067 \text{ kg/h.}$

- $D_2 = 3,107 \text{ kg/h.}$

.

➤ $D_3 = 3,148 \text{ kg/h.}$

4.4.-Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

La ecuación básica del intercambiador de calor es:

$$Q = U A \Delta T$$

Donde:

Q: Calor total intercambiado.

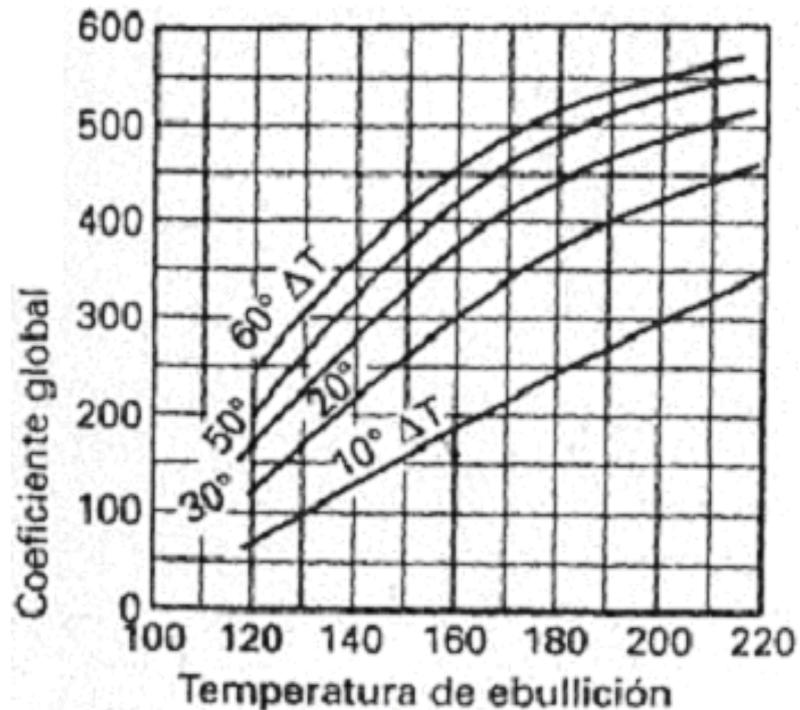
U: Coeficiente global de transmisión de calor.

A: Área de intercambio.

ΔT : Salto térmico entre los fluido de intercambio.

El valor del coeficiente global de transmisión de calor se obtiene mediante la grafica:

.



De esta gráfica se puede obtener la ecuación de la recta (correspondiente a $\Delta T = 10^\circ\text{C}$) que nos ofrece el valor de U:

$$Y = 2,75 x - 257,5$$

Donde el valor de "x" es la temperatura de ebullición y el valor de "y" es el coeficiente global de transmisión de calor.

Para este tipo de evaporadores, se va a realizar una aproximación que es considerar que el calor cedido o absorbido es el mismo para todos los efectos, ya que al transmitirse la disolución evaporada de un efecto a otro, la cantidad de disolución evaporada viene a ser la misma.

.

Por lo que:

$$Q_1 = Q_2 = Q_3$$

Donde:

$$Q_1 = U_1 * A_1 * \Delta T_1$$

$$Q_2 = U_2 * A_2 * \Delta T_2$$

$$Q_3 = U_3 * A_3 * \Delta T_3$$

Considerando que el valor de las distintas áreas va a ser el mismo en cada uno de los efectos (excepto en el primer efecto que la diferencia de temperatura entre la alimentación y el vapor de caldera es mayor) podemos hacer un estudio iterativo para estimar del valor de U_i y ΔT_i considerando que:

$$U_1 * \Delta T_1 = U_2 * \Delta T_2 = U_3 * \Delta T_3$$

Los resultados obtenidos para el evaporador 1 son:

- T_0 (T^a del vapor de caldera): 230°C .
- T_1 (T^a salida de la disolución evaporada del primer efecto): 229°C .
- T_2 (T^a salida de la disolución evaporada del segundo efecto): 228°C .
- T_3 (T^a salida de la disolución evaporada del tercer efecto): 227°C .
- U_1 : $19707 \text{ KJ}/(\text{m}^2 \text{ h})$.
- U_2 : $19605 \text{ KJ}/(\text{m}^2 \text{ h})$.
- U_3 : $19504 \text{ KJ}/(\text{m}^2 \text{ h})$.

.

4.5.-Cálculo del área de intercambio.

Mediante la aplicación de la ecuación global de transmisión de calor para intercambiadores y considerando que el calor intercambiado es el que cede el vapor de caldera a la solución, obtendremos el valor del área de intercambio.

$$U_i A_i \Delta T_i = \lambda_i D_i$$

Obteniéndose unos valores par el evaporador 1 de:

- $A_1 = 0,279 \text{ m}^2$.
- $A_2 = 0,050 \text{ m}^2$.
- $A_3 = 0,050 \text{ m}^2$.

4.6.-Cálculos económicos comparativos según el número de efectos.

4.6.1.-Costes de inmovilizado.

En el proceso se ha considerado un periodo de amortización de 10 años.

4.6.1.1.-Costes de los efectos según el valor del área de intercambio:

El coste de las distintas etapas se ha realizado siguiendo la ecuación ofrecida por King (1963):

$$\text{Coste} = \left(\frac{pie^2}{1000} \right)^{\frac{2}{3}} 20000\$$$

En esta ecuación se incluye la instalación y puesta en marcha pero no el IVA.

Hay que tener en cuenta el índice de costes de Marshall&Swift que se estima en 1103,4 \$.

- Evaporador 1:

Costes de inmovilizado según el numero de efectos:			
Nº efectos	1	2	3
Área efecto (m ²)	0,384	0,304	0,279
		0,075	0,049
		-	0,050
Área total (m ²)	0,384	0,378	0,378
Coste de las sumas de efectos (PVP €)	4.759,546	5.663,591	6.278,354
Número de bombas entre efectos	-	1	2
Coste bombas intermedias (€)	-	600,000	1.200,000
Coste total evaporador(efectos + bombas + 16% IVA)	5.521,073	7.265,765	8.674,890
Coste del evaporador para amortizar en 10 años	552,107	726,577	867,489

- Evaporador 2:

Costes de inmovilizado según el numero de efectos:			
Nº efectos	1	2	3
Área efecto (m ²)	2,517	1,654	1,318
		1,030	0,680
		-	0,716
Área total (m ²)	2,517	2,684	2,714
Coste de las sumas de efectos (PVP €)	16.657,482	21.770,302	24.988,043
Número de bombas entre efectos	-	1	2
Coste bombas intermedias (€)	-	600,000	1.200,000
Coste total evaporador(efectos + bombas + 16% IVA)	19.322,680	25.253,550	28.986,130
Coste del evaporador para amortizar en 10 años	1.932,268	2.525,355	2.898,613

- Evaporador 3:

Costes de inmovilizado según el número de efectos:			
Nº efectos	1	2	3
Área efecto (m ²)	1	0,222	0,054
	2	-	0,039
	3	-	0,026
Área total (m ²)		0,222	0,093
Coste de las sumas de efectos (PVP €)		3.299,769	2.321,821
Número de bombas entre efectos		-	1
Coste bombas intermedias (€)		-	600,000
Coste total evaporador (efectos + bombas + 16% IVA)		3.827,732	3.389,312
Coste del evaporador para amortizar en 10 años		382,773	338,931

4.6.2.- Costes de operación.

4.6.2.1.- Costes de combustible.

- Coste de una Termia (1000 Kcal) de PCI del gas natural: 0,0185 €.
- Vaporización de un kilogramo de agua a 230 °C:
 - Evaporador 1: 2082 KJ/Kg.
 - Evaporador 2: 2665,8 KJ/Kg.
 - Evaporador 3: 2240 KJ/Kg.
- El rendimiento de la caldera se supone del 95% sobre el PCI.
- Precio de un kilogramo de vapor saturado a 230 °C:
 - Evaporador 1: 0,013 €/kg.
 - Evaporador 2: 0,012 €/kg.
 - Evaporador 3: 0,010 €/kg.

4.6.2.2.- Costes de mantenimiento.

- El mantenimiento se estima de un uno por ciento sobre el coste de los equipos instalados.

.

4.6.3.-Resumen de costes totales anuales.

- Evaporador 1:

Resumen de costes de operación:			
Nº efectos	1	2	3
Vapor necesario(Kg/h)	24,149	19,076	17,500
Coste a la hora de combustible (€)	0,315	0,249	0,228
Consumo eléctrico a la hora (Kw - h)	-	2,000	4,000
Coste a la hora de energía eléctrica de bombas intermedias(€)	-	0,144	0,288
Coste de energía térmica + eléctrica (€)	1.360,182	1.696,544	2.229,855
Mantenimiento anual (€)	47,595	56,636	62,784
Costes totales de operación anuales (€)	1.407,777	1.753,180	2.292,639
Costes totales anuales			
Nº de efectos	1	2	3
Costes de inmovilizado (€/año)	552,107	726,577	867,489
Costes de operación (€/año)	1.407,777	1.753,180	2.292,639
Costes totales anuales por evaporador	1.959,885	2.479,756	3.160,128

- Evaporador 2:

Resumen de costes de operación:			
Nº efectos	1	2	3
Vapor necesario(Kg/h)	19,281	12,672	10,092
Coste a la hora de combustible (€)	0,239	0,157	0,125
Consumo eléctrico a la hora (Kw - h)	-	2,000	4,000
Coste a la hora de energía eléctrica de bombas intermedias(€)	-	0,144	0,288
Coste de energía térmica + eléctrica (€)	1.033,201	1.301,142	1.784,966
Mantenimiento anual (€)	166,575	217,703	249,880
Costes totales de operación anuales (€)	1.199,776	1.518,845	2.034,846
Costes totales anuales			
Nº de efectos	1	2	3
Costes de inmovilizado (€/año)	1.932,268	2.525,355	2.898,613
Costes de operación (€/año)	1.199,776	1.518,845	2.034,846
Costes totales anuales por evaporador	3.132,044	4.044,200	4.933,459

.

- Evaporador 3:

Resumen de costes de operación:			
Nº efectos	1	2	3
Vapor necesario(Kg/h)	13,940	3,388	2,548
Coste a la hora de combustible (€)	0,182	0,044	0,033
Consumo eléctrico a la hora (Kw - h)	-	2,000	4,000
Coste a la hora de energía eléctrica de bombas intermedias(€)	-	0,144	0,288
Coste de energía térmica + eléctrica (€)	785,189	812,911	1.387,677
Mantenimiento anual (€)	32,998	23,218	26,421
Costes totales de operación anuales (€)	818,186	836,129	1.414,098
Costes totales anuales			
Nº de efectos	1	2	3
Costes de inmovilizado (€/año)	382,773	338,931	445,683
Costes de operación (€/año)	818,186	836,129	1.414,098
Costes totales anuales por evaporador	1.200,959	1.175,060	1.859,781

.

4.7.-Elección del evaporador.

- **Evaporador 1:**

Podemos observar como los costes de inmovilizado aumentan a medida que se incrementan el número de efectos.

El coste de operación es el determinante de la elección del evaporador, ya que a medida que aumenta el número de efectos, el coste de operación también aumenta.

La suma total de costes (el coste total anual por evaporador), es el que refleja como el aumento del número de efectos produce un aumento en el coste total del sistema, siendo el número de efectos uno, el más económicamente viable.

- **Evaporador 2:**

Siguiendo el mismo razonamiento que en el apartado del evaporador 1, el número de etapas óptimas es 1 para el caso del evaporador 2.

- **Evaporador 3:**

Se puede observar como el coste de inmovilizado disminuyen entre el efecto uno y dos, y vuelve a aumentar entre el efecto dos y tres, siendo el caso óptimo dos efectos, ocurriendo lo mismo en el estudio de los costes totales anuales.

.

4.8.-Datos básicos del diseño de los evaporadores.

- **Evaporador 1.**

Cálculo de las longitudes de tubos:	
Primer efecto:	
A (m ²):	0,279
nº de pasos:	4,000
D interior (m):	0,041
D exterior (m):	0,048
D nominal (in)	1 1/2
Sección (cm ²):	13,138
Schedule nº:	40
Longitud de cada tubo(m):	0,542

- **Evaporador 2:**

Cálculo de las longitudes de tubos:	
Primer efecto:	
A (m ²):	2,517
nº de pasos:	8,000
D interior (m):	0,203
D exterior (m):	0,219
D nominal (in)	8,000
Sección (cm ²):	322,763
Schedule nº:	40
Longitud de cada tubo(m):	0,494

.

- **Evaporador 3:**

Cálculo de las longitudes de tubos:	
Primer efecto:	
A (m ²):	0,054
nº de pasos:	1,000
D interior (m):	0,041
D exterior (m):	0,048
D nominal (in)	1 1/2
Sección (cm ²):	13,138
Schedule nº:	40
Longitud de cada tubo(m):	0,420
Segundo efecto:	
A (m ²):	0,039
nº de pasos:	1,000
D interior (m):	0,041
D exterior (m):	0,048
D nominal (in)	1 1/2
Sección (cm ²):	13,138
Schedule nº:	40
Longitud de cada tubo(m):	0,304

Anexo 5: Intercambiadores de calor.

5.1.-Diseño de intercambiadores de doble tubo.

5.1.1.-Ecuaciones fundamentales.

Para cualesquiera que sea el tipo de aparato, si sólo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede establecer el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor Q perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas.

$$Q = M (H_1 - H_2) = m (h_2 - h_1) \quad (1)$$

Las letras mayúsculas se reservan para el fluido caliente y las minúsculas para el fluido frío, mientras que los índices 1-2 corresponden respectivamente, a las condiciones de entrada y de salida. M y m representan caudales horarios de los fluidos, y H y h las entalpías de los fluidos en función de sus temperaturas T y t .

Se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = A \frac{\Delta tm}{\Sigma R} = U A \Delta tm \quad (2)$$

A : superficie total del intercambio del aparato:

$$A = 2 \pi r L \quad (3)$$

U : coeficiente global de transmisión de calor.

Δtm : Diferencia de temperaturas media entre los dos fluidos.

.

ΣR : suma de resistencias a la transmisión de calor.

5.1.2.-Diferencia media de temperatura.

La evolución de la temperatura de cada fluido a partir de la temperatura de entrada T_1 y t_1 condiciona directamente el valor medio.

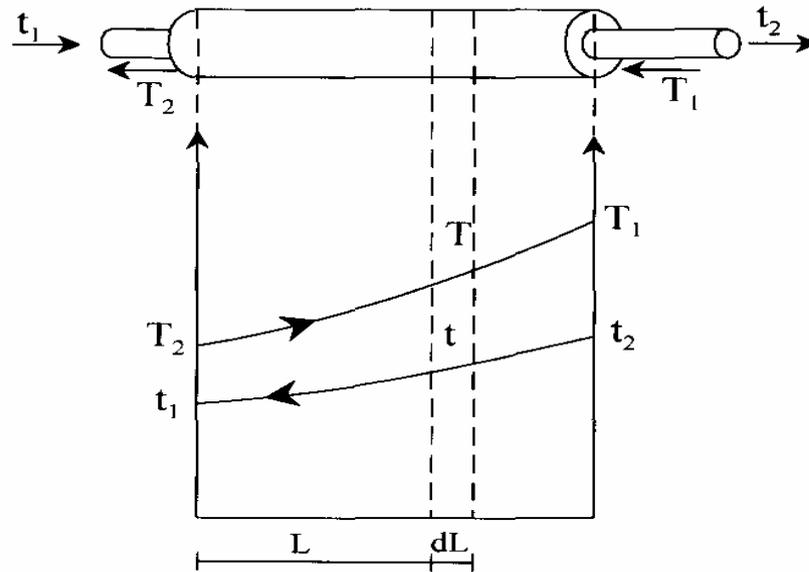
Δtm es función de:

- La naturaleza y caudales respectivos de los dos fluidos.
- El sentido del movimiento relativo de los dos fluidos que pueden circular, ya a contracorriente pura o corrientes paralelas, para los aparatos de varios pasos.

El estudio de la diferencia media de temperatura en el aparato se efectuará suponiendo que el coeficiente global de transmisión de calor U es constante, así como los calores específicos de los fluidos y que no hay cambios de fase.

5.2.-Sistema a contracorriente pura.

El movimiento a contracorriente pura sólo se realiza en los intercambiadores de doble tubo.



Intercambiador de calor a contracorriente pura.

Para el conjunto del intercambiador, la cantidad de calor intercambiada se escribe suponiendo un coeficiente de transmisión medio constante a todo lo largo del tubo.

De la ecuación (1), podemos obtener una expresión equivalente sustituyendo las entalpías por calores específicos a presión constante:

$$Q = M C_{pc} (T_1 - T_2) = m C_{pf} (t_2 - t_1) \quad (4)$$

Donde C_{pc} y C_{pf} corresponden respectivamente a los calores específicos a presión constante del fluido caliente y frío, que en este caso el valor de C_{pc} se puede aproximar al del agua.

En este caso la Δtm será la diferencia de temperaturas media logarítmica (DTML) tomando un valor:

$$\Delta tm = DTML = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \log \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (5)$$

Donde:

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

- $\Delta t_1 = T_1 - t_2$
- $\Delta t_2 = T_2 - t_1$

Conocidos los valores:

Intercambiador	1	2	3	4
T₁ (°C)	227	227,5	90	80
T₂ (°C)	60	50	40	50
t₁ (°C)	25	25	25	25
M (mol/h)	16,128	98,133	253,610	60,286
m (mol/h)	250	3.000	500	500
C_{pf} (J/mol K)	75,291	123,9	55,533	123,9
C_{pc} (J/mol K)	75,291	75,291	75,291	75,291
r (m)	0,0035	0,0035	0,0045	0,0035
L (m)	1	1	1	1

Donde:

r: radio interior del tubo.

L: longitud total de tubo de intercambio de calor.

.

5.2.1.-Ejemplo de cálculo para el intercambiador 1.

De la ecuación (4), se obtiene la temperatura t_2 :

$$t_2 = \frac{MC_{pc}(T_1 - T_2)}{mC_{pf}} + t_1 \rightarrow t_2 = 35,744 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Sustituyendo este valor en la expresión de la temperatura media logarítmica (5), se obtiene:

$$\text{DTML} = 92,104 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

De la ecuación (4), conocido todos los datos y sustituyendo en la expresión:

$$Q = M C_{pc} (T_1 - T_2) \rightarrow Q = 202,787 \text{ KJ/h}.$$

Sustituyendo los datos en la expresión (3), se obtiene el área de intercambio:

$$A = \pi r^2 L \rightarrow A = 3,66 * 10^{-5} \text{ m}^2.$$

Teniendo todos los datos, se sustituyen los valores en la expresión (2):

$$Q = U A \Delta tm \rightarrow U = 60.094 \text{ KJ / h K m}^2.$$

.

Datos obtenidos:

Intercambiador	1	2	3	4
t_2 (°C)	35,744	34,555	43,706	30,952
U (KJ/h K m ²)	60.094	715.944	376.943	171.208
ΔT_{ml} (°C)	92,104	82,276	27,800	35,723
Q (KJ/h)	202,787	2.158,165	704,191	224,083
A (m ²)	$3,66 * 10^{-5}$	$3,66 * 10^{-5}$	$6,72 * 10^{-5}$	$3,66 * 10^{-5}$
Velocidad del fluido a través de la sección (m/h)	83,300	215,882	288,888	167,386

5.3.- Datos de diseño de los intercambiadores.

El intercambiador 1 que se va a utilizar es un intercambiador de doble tubo, conectado a la salida del evaporador 1 y a la entrada en el reactor de hidrólisis. El intercambiador 2 es igual pero conectado de la salida de vapores del evaporador 1 y a la entrada del evaporador 4. El intercambiador 3 condensa vapores de Isopropanol a la salida del evaporador 2. El intercambiador 4 condensa vapores de tetrahidrofurano a la salida del evaporador 4.

El fluido caliente circulará por la tubería interior del circuito y el fluido frío o refrigerante por la exterior.

Para todos los evaporadores se ha realizado el diseño estructural específico para el proceso en cuestión y se encargarán a una empresa para su construcción.

.

Las dimensiones de los tubos en acero I.P.S. (A.P.I. 5L) para los intercambiadores 1, 2 y 4 son:

- Dos pasos.
- Diámetro nominal: 1/8 in.
- Diámetro exterior: 1,029 cm.
- Schedule n°: 40.
- Diámetro interior: 0,683 cm.
- Sección: 0,366 cm².
- Superficie por metro lineal:
 - Exterior: 0,0323 m²/m.
 - Interior: 0,0215 m²/m.
- Peso: 0,372 Kg/cm.
- Longitud total: 1 m.

Para el intercambiador 3, las dimensiones son:

- Dos pasos.
- Diámetro nominal: 1/4 in.
- Diámetro exterior: 1,372 cm.
- Schedule n°: 40.
- Diámetro interior: 0,925 cm.
- Sección: 0,672 cm².
- Superficie por metro lineal:
 - Exterior: 0,0431 m²/m.
 - Interior: 0,0290 m²/m.
- Peso: 0,640 Kg/cm.
- Longitud total: 1 m.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

Los intercambiadores usados serán similares a los de la figura:



Anexo 6: Reacción de hidrólisis.

6.1.-Introducción al proceso de hidrólisis.

Este proceso junto con la neutralización, es necesario debido a que en la posterior etapa de reacción enzimática, se precisa del ácido OPBA y el reactivo sintetizado en la fase de reacción química es el ester de dicho ácido. La necesaria utilización del ácido y no del ester, se debe a que en la reacción enzimática participa la enzima D-LDH (D-Lactato deshidrogenasa), la cual sólo va a actuar en presencia del ácido y no del ester. Es por este motivo que la etapa de hidrólisis y neutralización se realicen antes de la reacción enzimática y no después de la misma.

6.2.-Proceso de hidrólisis.

En esta etapa se va a sustituir la cadena etil del ester por el ión sodio, obteniéndose una sal. Para llevar a cabo la reacción se precisa de un reactor de tanque agitado con encamisado para mantener una temperatura constante de reacción.

Los productos implicados son:

- Reactivos: OPB-E.
Bicarbonato sódico.
- Disolventes: 2-Propanol.
Agua.
- Productos: OPB-Na.
CO₂.
Agua.

.

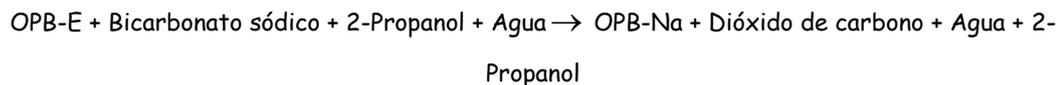
La necesidad de dos disolventes radica en que el OPBE no es soluble en agua, por ello se utiliza un disolvente orgánico como es el 2-Propanol. Del mismo modo es necesaria la presencia de agua para poder disolver el bicarbonato sódico.

Las condiciones de reacción del proceso son:

- Temperatura del proceso: 60 °C.
- Tiempo de residencia: 3 horas.
- Proporción molar Agua - 2-Propanol: 3:1.
- Proporción Bicarbonato sódico - OPB-E: 5:2.
- Presión: 1 atmósfera.
- Agitación.

6.2.1.-Balance de materia.

La reacción cualitativa que se producen en el interior del reactor es la siguiente:



6.2.1.1.-Cálculo del balance de materia.

Todos los cálculos están realizados en base a una hora.

- Reactivos:

Al ser conocida la entrada de OPBE (16,128 moles) al reactor se puede conocer la cantidad de bicarbonato sódico necesaria, que es 40,320 moles.

- Productos:

La cantidad de sal obtenida en la reacción de hidrólisis es igual a la cantidad de ester de partida, es decir 16,128 moles de OPB-Na. Lo

.

mismo ocurre con la cantidad de dióxido de carbono y agua obtenida, que es igual a la cantidad de bicarbonato sódico de partida, 40,320 moles.

- Disolventes:

Tanto el agua como el 2-Propanol, son los disolventes que participan en el medio de reacción. La proporción molar entre ambos es de (3:1) en (Agua : 2-Propanol).

Para los 16,128 moles de OPBE las cantidades de disolventes son 13,715 litros de agua y 19,404 litros de 2-Propanol.

6.2.1.2.-Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.

Para llevar a cabo el cálculo de los flujos másicos y volumétricos a partir del flujo molar de la reacción, es necesario saber los pesos moleculares y densidades de los distintos compuestos. Con estos datos se obtiene:

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

- Entrada:

	16,128	mol/h
OPBE	3,326	kg/h
	3,049	l/h
<hr/>		
	40,320	mol/h
NaHCO ₃	3,387	kg/h
	1,539	l/h
<hr/>		
	761,940	mol/h
H ₂ O	13,715	kg/h
	13,715	l/h
<hr/>		
	254,000	mol/h
2-Propanol	15,240	kg/h
	19,414	l/h

- Salida:

	16,128	mol/h
OPB-Na	2,871	kg/h
	2,631	l/h
<hr/>		
	40,320	mol/h
CO ₂	1,774	kg/h
		l/h
<hr/>		
	802,260	mol/h
H ₂ O	14,441	kg/h
	14,441	l/h
<hr/>		
	254,000	mol/h
2-Propanol	15,240	kg/h
	19,414	l/h

.

6.3.- Cálculo de la capacidad del reactor.

Conocidos los caudales de entrada y salida de producto y disolventes al reactor ($37,717 \frac{l}{h}$) y considerando la disminución de caudal que se produce en la reacción química debido a la descomposición del bicarbonato sódico en dióxido de carbono (que se elimina en forma gaseosa) y agua, además de conocer también el tiempo de residencia, se puede calcular el volumen del reactor.

$$\tau = \frac{V_r}{F} \rightarrow V_r = F \times \tau \rightarrow V_r = 113,151 \text{ litros.}$$

τ : Tiempo de residencia.

V_r : Volumen o capacidad del reactor.

F : Caudal de alimentación al reactor.

Los 113,151 litros son el 80% de la capacidad total del reactor, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

6.4.-Cálculo de la capacidad de los tanques de abastecimiento al reactor.

El sistema esta formado por cuatro entradas al reactor: dos de los tanques de alimentación al reactor, una de agua de red y otra de la entrada directa provenientes del intercambiador de calor 1.

Con respecto a los tanques, cada uno de estos alimentará al reactor por un período de 4 horas. Cada tanque tiene un volumen distinto según el reactivo a alimentar.

- Bicarbonato sódico: tiene un volumen 6,156 litros, siendo este es el 80% de su capacidad, y el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

- 2-Propanol: tiene un volumen 77,65 litros, siendo este es el 80% de su capacidad, y el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

Anexo 7: Reacción de neutralización.

7.1.-Neutralización.

En esta etapa, la sal formada en la hidrólisis, se hace reaccionar con ácido clorhídrico en disolución para formar el ácido OPBA y cloruro sódico. Es un proceso que debe realizarse por lotes, ya que es necesaria la disminución de la temperatura para provocar la cristalización del ácido. Esta disminución de temperatura se realizará sin encamisado en el reactor, mediante intercambio de calor con el exterior.

El reactor dispondrá de un sistema de rascado de las paredes del mismo, para ir despegando los cristales de ácido formados y que se vayan depositando en el fondo del tanque.

En el medio de reacción también se encuentra Agua y 2-Propanol provenientes de la reacción anterior de hidrólisis, pero que no afectan al proceso.

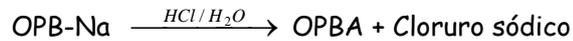
Las condiciones de reacción del proceso son:

- Temperatura: Disminución de 60 °C a temperatura ambiente (22,5°C).
- Tiempo de residencia: 1 hora.
- Presión: 1 atmósfera.
- Proporción HCl - OPBNa: (1:1).
- HCl al 33% de pureza.

.

7.2.-Balance de materia.

La reacción cualitativa que se producen en el interior del reactor es la siguiente:



7.2.1.-Cálculo del balance de materia.

Todos los cálculos están realizados en base a una hora.

- **Reactivos:**

Al ser la reacción entre el HCl y el OPB-Na (1:1), serán necesarios 16,128 moles de HCl, ya que esta es la producción de OPB-Na procedente de la etapa anterior.

Hay que considerar el aumento del volumen de agua debido a la disolución de ácido clorhídrico. Este aumento es de 0,589 litros.

- **Productos:**

1.-Cloruro Sódico:

Se obtendrá 16,128 moles de cloruro sódico debido a la descomposición del ácido clorhídrico.

2.-OPBA:

Se obtendrá 16,128 moles de OPBA, como consecuencia de la transformación química de la sal al ácido.

- **Disolventes:**

Estos provienen de la reacción de hidrólisis. Son el agua y el 2-Propanol. La proporción entre ambos es de (3:1) en (Agua : 2-Propanol).

.

7.3.-Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.

Para llevar a cabo el cálculo de los flujos másicos y volumétricos a partir del flujo molar de la reacción, es necesario saber los pesos moleculares y densidades de los distintos compuestos. Con estos datos se obtiene:

- Entrada:

	16,128	mol/h
OPB-Na	2,871	kg/h
	2,631	l/h
<hr/>		
	835,005	mol/h
H ₂ O	15,030	kg/h
	15,030	l/h
<hr/>		
	254,000	mol/h
2-Propanol	15,240	kg/h
	19,414	l/h
<hr/>		
	16,128	mol/h
HCl	0,589	kg/h
	0,499	l/h

- Salida:

	16,128	mol/h
OPBA	2,871	kg/h
	2,631	l/h
<hr/>		
	835,005	mol/h
H ₂ O	15,030	kg/h
	15,030	l/h
<hr/>		
	254,000	mol/h
2-Propanol	15,240	kg/h
	19,414	l/h
<hr/>		
	16,128	mol/h
NaCl	0,943	kg/h
	0,932	l/h

.

7.4.- Cálculo de la capacidad del reactor.

Conocidos los caudales de entrada y salida de producto y disolventes al reactor ($38 \frac{l}{h}$) y considerando la variación de caudal que se produce en la reacción química, además de conocer también el tiempo de residencia, se puede calcular el volumen del reactor.

Los cálculos de caudales están en base a una hora, pero se multiplica por tres horas ya que este es el caudal introducido en el reactor de hidrólisis, que posteriormente se introduce en el de neutralización.

$$\tau = \frac{V_r}{F} \rightarrow V_r = F \times \tau \rightarrow V_r = 114 \text{ litros.}$$

τ : Tiempo de residencia.

V_r : Volumen o capacidad del reactor.

F : Caudal de alimentación al reactor.

Los 114 litros son el 80% de la capacidad total del reactor, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

7.5.-Cálculo del tanque de alimentación al reactor.

Este tanque recibe 36,5 l/h provenientes del reactor de hidrólisis, y debe abastecer al reactor de neutralización con cargas de 3 horas por lo que la capacidad debe ser de 110 l (80%) mas el 20% seguridad, 137,5 l.

Este tanque posee un aislamiento exterior y un encamisado para mantener la temperatura constante a 60°C antes de introducir la alimentación en el reactor de neutralización. El refrigerante a utilizar es el que proviene de la salida del encamisado del reactor de hidrólisis,

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

•

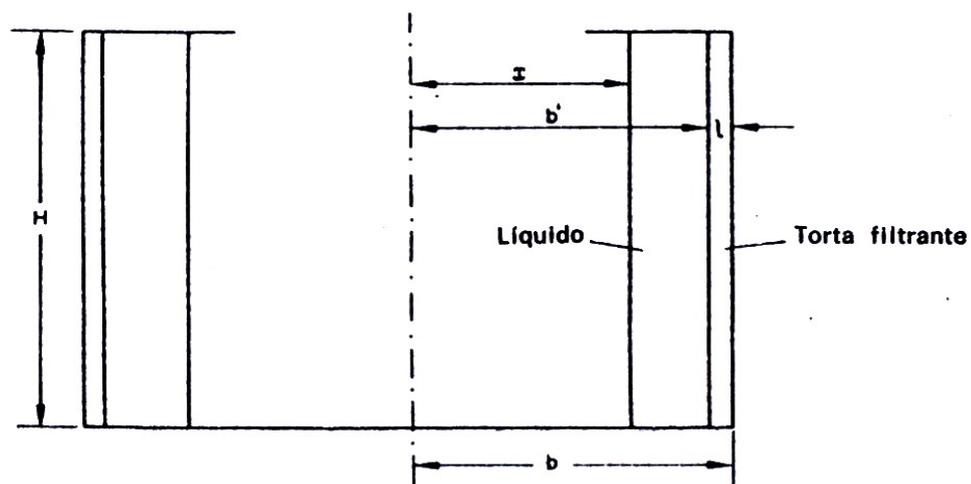
ya que este sale a la temperatura de 60°C que es la misma que posee la alimentación almacenada, manteniéndose la temperatura constante.

Anexo 8: Filtración.

8.1.-Filtración en centrífugas.

Cuando la filtración se lleva a cabo en una centrifugadora de tambor donde la fuerza impulsora es la fuerza centrífuga debida al líquido, ésta no es afectada por la presencia de partículas sólidas depositadas en las paredes. La resistencia de la torta filtrante aumenta a medida que los sólidos se van depositando, pero las restantes resistencias permanecen aproximadamente constantes durante todo el proceso.

Considérese la filtración en un recipiente de radio b , suponiendo que la suspensión se introduce a una velocidad tal que el radio interior de la superficie del líquido permanece constante durante el proceso.



Filtración en una centrifuga.

.

Al cabo de un cierto tiempo t a partir del inicio de la filtración, se habrá formado una torta filtrante de espesor l , siendo b' el radio de la interfase existente entre la torta y la suspensión.

Para calcular el tiempo t necesario para la formación de una torta de espesor l se utilizará la ecuación:

$$(b^2 - b'^2)\left(1 + 2\frac{L}{b}\right) + 2b'^2 \ln \frac{b'}{b} = \frac{2vt\rho\omega^2}{r\mu}(b^2 - x^2) \quad (1)$$

Donde:

b : radio de la cesta.

b' : radio de la interfase existente entre la torta y la suspensión.

l : espesor de la torta.

L : resistencia de la tela igual a la de una torta de espesor L .

r : resistencia específica de la torta.

μ : viscosidad del filtrado.

v : volumen global de torta incompresible.

ω : velocidad angular.

x : radio de la superficie interior de la suspensión.

Para realizar los cálculos se considerará que el volumen de torta incompresible v , será igual al volumen de sólidos filtrados que se quiere obtener en todo el proceso de filtración de un lote proveniente de la neutralización.

Para obtener el volumen de la torta tendremos:

$$V_v = \pi(b^2 - b'^2)H \quad (2)$$

.

Donde H es la altura de la cesta filtradora.

El volumen de filtrado se puede calcular como:

$$V = \frac{\pi}{v}(b^2 - b'^2)H \quad (3)$$

8.2.-Cálculos del diseño.

Conocidos los datos:

- b: 5 dm.
- H: 4 dm.
- v: 7,893 dm³ (volumen total de torta incompresible).
- V: 106,126 dm³ (volumen total de filtrado).
- w: 100 rad/s.
- μ: 96 Kg/dm s (se considera la del agua a 30°C).
- ρ: 1 Kg/dm³ (se considera la del agua a 30°C).
- L: 0,03 dm.
- r: 256 × 10⁶ dm (valor medio estimado para este tipo de suspensiones).
- Diámetro de agujeros de malla: 0,05 micras.

Considerando que se formará para el proceso completo una torta de volumen igual a la cantidad total de sólidos a separar, se calcula b' restando al volumen total de la cesta de la centrifugadora, el volumen que ocupa el radio de la interfase existente entre la torta y la suspensión e igualándolo al volumen de la torta se obtiene:

$$v = \pi(b^2 - b'^2)H \quad \rightarrow \quad b' = 4,93 \text{ dm.}$$

•

Con este valor, se obtiene el volumen de filtrado que se debe introducir en la centrifugadora para permanecer con un radio de fluido constante. Sustituyendo en la ecuación (3):

$$V = 1,107 \text{ dm}^3.$$

Conocido el valor de b' , el espesor de la torta l que se formará (e igual a la cantidad de cristales de ácido que se formarán en el proceso de neutralización) es:

$$l = b - b' \quad \rightarrow \quad l = 0,07 \text{ dm.}$$

El radio de la superficie interior de la suspensión viene dado por:

$$\pi b'^2 H - \pi x^2 H = V \quad \rightarrow \quad x = 4,92 \text{ dm.}$$

Con estos datos se calcula el espesor de la capa de líquido como la diferencia entre b' y x . Se obtiene un valor igual a 0,01 dm.

Introduciendo los datos anteriores en la ecuación (1) se obtiene un tiempo de filtrado total igual a una hora.

El caudal que se va a introducir en la centrifugadora es de 114 l/h de disolución.

.

La filtradora a usar es similar a la de la siguiente figura:



8.3.-Depósitos de almacenamiento de los efluentes.

La descarga del sólido retenido en la filtradora se realiza de modo manual, depositándose este en depósitos apilables, cerrados y plegables para minimizar espacio, similar al de la figura:



Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

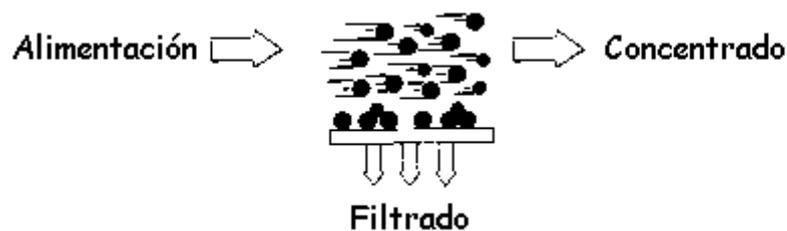
El efluente líquido se conduce a un depósito de almacenamiento de capacidad 107 litros, siendo este el 80% de su capacidad y el 20% restante de seguridad. Este depósito abastece al evaporador de múltiple efecto para la recuperación del Isopropanol.

Anexo 9: Reacción enzimática.

9.1.-Reactor enzimático con membrana de ultrafiltración.

El reactor enzimático con membrana de ultrafiltración, se construye como un circuito termostaticado con una membrana de ultrafiltración como unidad de separación para las enzimas.

La ultrafiltración es un paso de separación selectiva usada tanto para concentrar como para purificar compuestos de medio y alto peso molecular. La mezcla de reacción se introduce con una bomba peristáltica de modo transversal hacia la superficie de la membrana para evitar la formación de concentrados polarizados.



El sustrato se bombea hacia el interior del reactor continuamente a través de un filtro esterilizado de 0,2 micras. Se realiza un reflujo del sistema de filtración hacia el reactor para mantener constante la cantidad de enzimas en el interior de este, recuperándose estas de la corriente de productos y reintroduciéndolas en el reactor.

.

9.1.1.-Condiciones de producción.

- Volumen de disolución: 324,53 litros (80% de la capacidad del reactor).
- La solución substrato contiene:
0,2 M de OPBA.
0,35 M de ácido fórmico.
0,02 mM de NADH.
0,15 % Mercaptoetanol.
1 mM EDTA.
(Esta solución substrato es guardada bajo atmósfera de nitrógeno).
- Periodo de producción: 4.320 h.
- pH: 8,0.
- Temperatura: 30°C.
- Tiempo de residencia 4,6 h.
- Consumo específico de enzimas en la producción(por kg de HPBA producido):

$$\text{FDH} \quad 150 \frac{U}{kg}.$$

$$\text{D-LDH} \quad 150 \frac{U}{kg}.$$

- Desactivación de enzimas:

$$\text{FDH} \quad 15 \% d^{-1}.$$

$$\text{D-LDH} \quad 15 \% d^{-1}.$$

- Numero de ciclos de la coenzima: 900 por cada 3,1 kg de HPBA.
- Medio acuoso.
- Membrana de ultrafiltración de 0,2 μm de poros.

.

La producción se realiza con un tiempo de residencia de 4,6 h, para de este modo compensar la inactivación de las enzimas, teniendo una conversión constante del 91%.

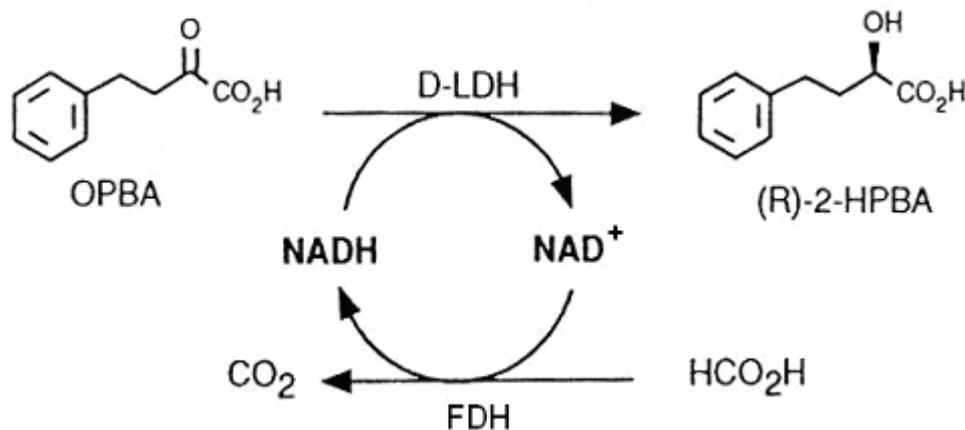


Fig. 2: Esquema general de la síntesis del HPBA.

9.2.-Balance de materia.

9.2.1.- Cálculo de la producción de HPBA.

Conocida la cantidad de reactivo OPBA de entrada al reactor (14,11 $\frac{mol}{h}$) y la conversión (91%) que se va a producir en el mismo, se obtiene la cantidad de HPBA que se sintetiza en el reactor:

$$12,84 \frac{mol}{h} \text{ de HPBA.}$$

Suponiendo un trabajo en continuo de 4.320 horas, se obtiene una producción total de 10.000 kg HPBA (parte de este producto se perderá en la etapa posterior de cristalización).

.

9.2.2.- Cálculo del caudal de alimentación al reactor, salida, recirculación y capacidad del mismo.

Conocida la cantidad de reactivo OPBA que entra al sistema y la concentración del mismo, se obtiene el volumen de disolución por hora o caudal necesario y a partir de este, y junto con el tiempo de residencia se conoce el volumen de disolución necesario.

$$M = \frac{n}{V} \rightarrow V = 70,55 \text{ litros de disolución por hora.}$$

M : Molaridad.

n : Número de moles.

V : Volumen de disolución.

$$\tau = \frac{V_r}{F} \rightarrow V_r = 324,53 \text{ litros de disolución de OPBA.}$$

τ : Tiempo de residencia.

V_r : Volumen o capacidad del reactor.

F : Caudal de alimentación al reactor.

Esta capacidad del reactor en realidad es el 80% de su capacidad total, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

La cantidad de producto que hay que sacar del sistema a la hora es de 69,624 litros.

9.2.3.- Cinética enzimática.

En el caso del FDH, se encuentra parcialmente inhibido por el OPBA, lo cual significa que, en el caso de 100 mM de OPBA, se produce

una reducción de la actividad de FDH del 54%. Es por ello que para evitar esta inhibición se realiza el proceso en continuo en el reactor de membrana (este tipo de reactor muestra una características de un reactor de tanque agitado); para que la reacción tenga una condiciones adecuadas el reactor debe operar a un elevado grado conversión, disminuyendo la inhibición de FDH manteniendo la concentración de OPBA baja.

El consumo de enzimas es de $150 \frac{U}{kg}$ tanto para la D-LDH como para la FDH, de modo que para una producción de $2,314 \frac{kg}{h}$ de HPBA serán necesarias unas cantidades de $347 \frac{U}{h}$ de cada enzima.

Esta cantidad es la que se introduce inicialmente y la que se debe mantener por hora de reacción, pero hay que tener en cuenta que se produce una desactivación diaria de las enzimas de un $15\% d^{-1}$ ($0,625\% h^{-1}$) para cada una de ellas. Esto implica la adición de $2 \frac{U}{h}$ de cada enzima. Debido a que el tiempo de residencia es de 4,6 horas, la cantidad de cada enzima a añadir es de $10 \frac{U}{4,6h}$ para este periodo de tiempo.

Partiendo de una cantidad total de 1.522.500 unidades de cada enzima, tendríamos:

$$D-LDH = \frac{1522500U}{10 \frac{U}{mg}} = 152,25 \text{ g.}$$

$$FDH = \frac{1522500U}{50 \frac{U}{ml}} = 10.844 \text{ ml} \times 1,1 \frac{g}{ml} = 33.495 \text{ g.}$$

.

La adición de las enzimas al reactor se realiza manualmente.

9.2.4.- Sistema formato/formato deshidrogenasa para la regeneración de la coenzima.

9.2.4.1.- Ácido fórmico.

La concentración total de formato en la alimentación (con OPBA =200 mM) es de 350 mM, garantizando una conversión mayor del 90%. La baja afinidad del FDH con el formato es responsable de tomar elevadas concentraciones.

Sabiendo que el caudal de disolución es de 70,55 l/h, la cantidad de ácido fórmico necesario es de 24,7 mol/h.

La cantidad total de ácido fórmico es de 106.661 moles.

9.2.4.2.- NADH.

Un factor económico importante en la producción de HPBA es la minimización del coste de consumo de coenzimas. Para ello es necesario obtener un elevado número de ciclos para la coenzima NADH. Con una concentración de 100 mM de OPBA, la mínima cantidad de coenzima necesitada es de 0,02 mM. En el caso del 90% de conversión de OPBA el número de ciclos de la coenzima es de 450. Con un aumento de la concentración de OPBA en la alimentación de 200 mM, el número de ciclos se duplica pero sin tener que aumentar la cantidad de coenzimas. En el proceso se va a usar una concentración de coenzima de 0,005 mM, debida a la baja concentración de productos.

En el proceso, 900 ciclos de la coenzima llevan a cabo una producción de 3,1 kg de producto final HPBA. El número totales de ciclos que se van a llevar a cabo para una producción de 10.000 kg de HPBA es de 3.225 ciclos totales para el proceso completo, o lo que es

igual a 3.226 veces que es necesario introducir 0,005 mM de NADH en el proceso.

Para el proceso completo de 4.320 horas de producción, sería necesario añadir 0,74 veces por hora, 0,005 mM de NADH, o lo que es lo mismo, 1 vez cada 1 hora y 20 minutos, directamente al reactor.

El número de moles totales de NADH necesarios será de $1,623 \times 10^{-3}$.

Para el proceso completo se necesitarán 5,26 moles de NADH.

9.2.5.- Estabilizadores enzimáticos.

9.2.5.1.-Mercaptoetanol.

Se encuentra en un 0,15% en peso con respecto a la cantidad de enzimas en la reacción. Este estabilizador se añade directamente al reactor enzimático.

La cantidad total de enzimas es de $347 \frac{U}{h}$ ($0,0347 \frac{g}{h}$) de D-LDH y $347 \frac{U}{h}$ ($7,634 \frac{g}{h}$) de FDH, por lo que la cantidad de mercaptoetanol es de $0,011 \frac{g}{h}$.

Para el proceso completo se obtiene una cantidad de 18 g totales de Mercaptoetanol.

9.2.5.2.-EDTA.

En este proceso, las disoluciones de OPBA se preparan en tanques con capacidad para 212 litros de disolución (ver punto 9.3 de este anexo) y en cada una de estas disoluciones se consumirán 1mM de EDTA (0,212 moles), con el fin de asegurar la estabilidad de las enzimas. En el proceso global para 4.320 horas de producción, el

número de disoluciones a preparar es de 1.083 disoluciones, en cada una de las cuales se introducirán 1 mM de EDTA.

La cantidad total de EDTA necesaria es de 230 moles.

9.2.6.-Estabilizador de pH.

El estabilizador de pH utilizado es un buffer concentrado formado por una disolución de tetraborato sódico y ácido hidroclicóric. Para la temperatura de operación de 30°C el rango de pH que se obtiene con este buffer es de 7,94.

La adición del mismo al reactor se realiza a través de un sensor de pH que manda la señal a una válvula dosificadora conectada al tanque de almacenamiento del buffer.

9.3.-Resumen de flujos de entrada y salida en el reactor.

- Entrada:

	14,11	mol/h
OPBA	2,51	kg/h
	2,3	l/h
FDH	347	U*
D-LDH	347	U*
	24,7	mol/h
A. Fórmico	1,136	kg/h
	0,931	l/h
NADH	$6,5 \times 10^{-3}$	mol**
Mercaptoetanol	0,011	g/h
EDTA	0,0705	mol/h
	3740	mol/h
Agua	67,32	kg/h
	67,32	l/h

*Ver apartado 9.2.3

**Ver apartado
9.2.4.2

.

- Salida:

	12,8401	mol/h
HPBA	2,31378602	kg/h
	24,6925	mol/h
CO2	1,08647	kg/h
		l/h
	24,6925	mol/h
H2	0,049385	kg/h
		l/h
	3740	mol/h
Agua	67,32	kg/h
	67,32	l/h
	1,270	mol/h
OPBA	0,226	kg/h
	0,207	l/h

No se han tenido en cuenta en la salida las cantidades de mercaptoetanol, EDTA y NAD^+ , porque son muy pequeñas.

9.4.-Tanque de almacenamiento de la disolución de entrada al reactor enzimático.

El sistema consiste en dos tanques de almacenamiento de los cuales se van a extraer las corrientes de alimentación al reactor. Uno de los tanques aprovisiona al reactor de alimentación durante 3 horas, mientras en el otro se prepara la misma disolución.

Estas disoluciones son guardadas bajo atmósfera de nitrógeno para evitar la oxidación del medio.

.

- Cálculo del consumo de disolución para un periodo de 3 horas:

El consumo de disolución de OPBA es de 70,55 l/h por lo que para tres horas es necesario un volumen de 212 l de disolución de OPBA, siendo este el 80% de su capacidad total, siendo el 20% restante volumen no ocupado por la disolución y de seguridad.

9.5.-Cálculo de las cantidades de reactivos por disolución de alimentación de OPBA al reactor.

- Consumo de OPBA:

$$14,11 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \times 3 \text{ h} = 42,33 \text{ moles} = 7,627 \text{ Kg. de OPBA.}$$

$$M = \frac{42,33}{212} = 0,2 \text{ molar.}$$

- Consumo de ácido fórmico:

$$24,69 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \times 3 \text{ h} = 74,07 \text{ moles} = 3,407 \text{ Kg. de ácido fórmico.}$$

$$M = \frac{74,07}{212} = 0,35 \text{ molar.}$$

- Consumo de EDTA:

La cantidad de EDTA que se va a introducir en la disolución es de 1 mM, con el objeto de que la estabilización de las enzimas esté asegurada.

$$1\text{mM} \times 212 \text{ l} = 0,212 \text{ moles} = 0,062 \text{ Kg. de EDTA.}$$

- Agua:

$$67,3 \frac{\text{l}}{\text{h}} \times 3 \text{ h} = 202 \text{ litros.}$$

.

- Finaxal(estabilizador enzimático):

Se estima un gasto de 10 litros.

9.6.-Características del sistema de ultrafiltración.

El sistema de ultrafiltración no se encuentra integrado en el reactor enzimático, si no que es un módulo paralelo a este.

Se utiliza un sistema de membranas tubulares de celulosa modelo Ultracel Amicom PLCC suministrado por la empresa Millipore y similar al de la figura.



Esta membrana posee una longitud de 1.000 mm y una superficie de contacto hidráulico de $0,645 \text{ m}^2$. El diámetro externo es de 41,8 mm y posee 25 canales de paso. La geometría de la membrana es:



.

El sistema que contiene las membranas y toda la infraestructura necesaria para la ultrafiltración es suministrado por la empresa TECN.A y similar al de la siguiente figura:



Posee dos filtros tubulares de membranas de características iguales a las indicadas anteriormente. El sistema se encuentra automatizado e incluye dos bombas: una de succión del reactor y que alimenta a las membranas y otra para la recirculación. Tiene una capacidad de filtrado de rango entre 50-100 l/h.

Anexo 10: Cristalización.

10.1.-Cristalización a partir de la fusión.

La cristalización a partir de la fusión se ha definido como la separación de los componentes de una mezcla binaria sin la adición de disolventes. En la cristalización de la solución se agrega un disolvente a la mezcla y después la solución se enfría en forma directa o indirecta para realizar la cristalización. En este caso el disolvente ya proviene de la fase anterior de reacción enzimática.

Se realiza una congelación progresiva o normal, produciéndose la solidificación lenta y direccional de una fusión, en el fondo o en los lados de un recipiente, por enfriamiento indirecto. La impureza se rechaza hacia la fase líquida por avance de la interfase sólida.

Si la impureza o el componente menor es completa o parcialmente soluble en la fase sólida del componente que se desea purificar, conviene definir un coeficiente de distribución "k":

$$k = \frac{C_s}{C_l} \quad [1]$$

C_s : concentración de la impureza o el componente menor en la fase sólida.

C_l : Concentración de la impureza en la fase líquida.

10.2.-Equipo para la cristalización. Cristalización en columnas con alimentación central.

La realización de la cristalización dentro de una columna con un flujo en contracorriente de los cristales y el líquido puede dar lugar a

un producto con mayor pureza que la cristalización o destilación convencional.

Al igual que en una columna simple de destilación, estos equipos se componen de tres secciones distintas (Figura 1): una sección de congelación o recuperación en donde se congela el soluto a partir del licor impuro; la zona de purificación, donde se ponen en contacto a contracorriente las fases sólida y líquida, y la sección de fusión y reflujo de los cristales. La posición de la alimentación separa las secciones de refinado y recuperación de la zona de purificación.

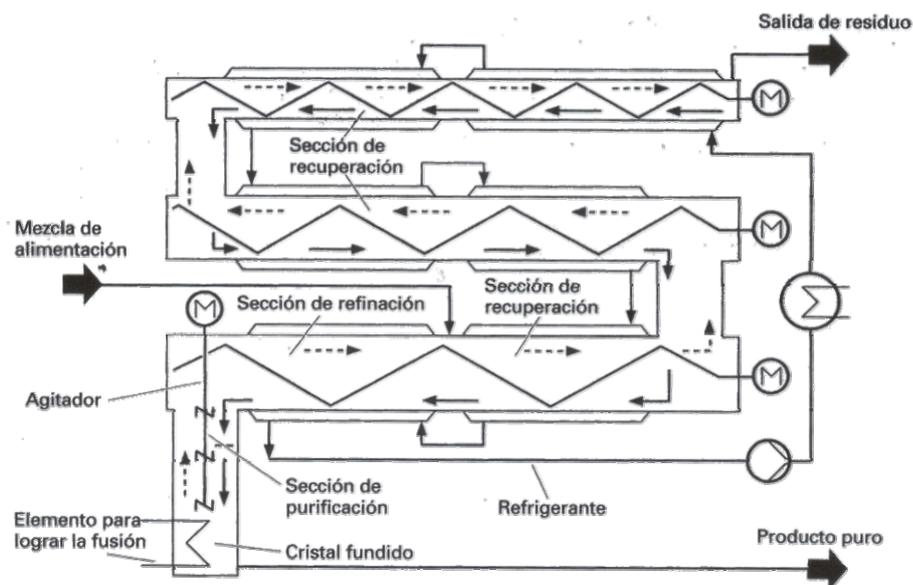


Figura 1: Cristizador de columna horizontal Brodie multitubo con alimentación central (C. W. Nofsinger Co.)

.

10.3.- Separación de los componentes mediante la congelación progresiva.

En el caso de que el coeficiente de distribución sea menor que 1, el primer sólido que cristaliza contiene menos soluto que el líquido a partir del cual se forma. Conforme aumenta la fracción congelada, se incrementa la concentración de impurezas en el líquido restante y, por tanto, aumenta la concentración de impurezas en la fase sólida (para $k < 1$). El gradiente de concentración se invierte para $k > 1$.

Considerando que la fase líquida masiva es bien mezclada y no se produce difusión en la fase sólida, y que la concentración de la solución en la carga inicial es 1, se obtiene una expresión que relaciona la composición en la fase sólida con la fracción congelada.

$$C_s = kC_0(1 - X)^{(k-1)} \quad [2]$$

C_0 : concentración de la solución en la carga inicial.

X : fracción congelada.

La expresión para obtener X , es:

$$X = 1 - \frac{C_s^{\frac{1}{k-1}}}{kC_0} \quad [3]$$

10.3.1.- Datos y cálculo.

- Disolvente (agua): 3.740 mol/h.
- Sólido (OPBA): 1,270 mol/h.
Temperatura de fusión: 102-105 °C.
- Sólido a cristalizar (HPBA): 12,842 mol/h.
Temperatura de fusión: 114-117 °C.

.

De la ecuación 1 se obtiene el valor de k. La pureza del producto resultante va a ser del 99%. Sabiendo que C_s toma el valor de 0,061

$\frac{mol}{l}$ y el valor de C_l es 0,017 $\frac{mol}{l}$, se obtiene:

$$k = 3,588$$

Sustituyendo los valores en la expresión 3, se obtiene:

$$X = 0,87$$

La pérdida de producto final es del 13% en la primera fase de cristalización. La recuperación del mismo no se realiza siguiendo el mismo método de cálculo que el anterior, de modo que los datos a manejar son:

- Disolvente (agua): 3.740 mol/h.
- Sólido (OPBA): 1,14 mol/h.
Temperatura de fusión: 102-105 °C.
- Sólido a cristalizar (HPBA): 1,67 mol/h.
Temperatura de fusión: 114-117 °C.

Se considera que parte del disolvente se ha evaporado en la fase de cristalización anterior, de modo que se repone dicha cantidad evaporada, con agua de red. De la ecuación 1 se obtiene el valor de k. La pureza del producto resultante va a ser del 99%. Sabiendo que C_{s2} toma el valor de 0,387 $\frac{mol}{l}$ y el valor de C_{l2} es 0,0167 $\frac{mol}{l}$, se obtiene:

$$k = 23,174$$

.

Sustituyendo los valores en la expresión 3, se obtiene:

$$X = 0,96$$

La cantidad total de HPBA al 99% de pureza obtenida es de 11,173 $\frac{mol}{h}$ en la primera fase y de 1,603 $\frac{mol}{h}$ para la segunda fase; 12,776 $\frac{mol}{h}$ en total.

10.4.-Cálculo del reflujo.

Para estabilizar la operación de la columna, el calor sensible de los sólidos subenfriados que entran a la zona de fusión debe estar balanceado o excedido por el calor de fusión de la sustancia derretida que se somete a reflujo. La relación que describe el requerimiento de reflujo mínimo para la operación adecuada de la columna es:

$$R = \frac{(T_p - T_F)C_p}{\lambda} \quad [4]$$

R: razón de reflujo (g de reflujo/g de producto).

T_p: Temperatura del producto (°C): 120.

T_F: Temperatura de la alimentación saturada (°C): 100.

C_p: Calor específico de los cristales sólidos (cal/g °C): 0,3982.

λ: Calor de fusión (cal/g): 85,5 cal/g.

Sustituyendo los datos en la ecuación [4], se obtiene una razón de reflujo de 0,1 g de reflujo/g de producto para cada fase de cristalización.

.

10.5.-Depósitos de almacenamiento de los efluentes.

La descarga del HPBA líquido se realiza en depósitos apilables, cerrados, plegables, aislados de la luz, herméticos y resistentes a altas temperaturas (150°C) para minimizar espacio, similar al de la figura:



El HPBA es almacenado y dejado enfriar produciéndose la cristalización del mismo en el interior del depósito.

El efluente líquido secundario que se obtiene es una disolución acuosa muy diluida de OPBA que se vierte directamente al sistema de alcantarillado debido a que las bajas concentraciones de OPBA no superan el límite legal establecido.

Anexo 11: Materias primas.

11.1.-Materias Primas.

Las cantidades totales de materias primas necesarias según cada etapa del proceso y para 4.320 horas de producción se detallan a continuación.

En este cuadro no se han tenido en cuenta las posibles recuperaciones de alguna de las materias primas, por lo que esta referido al coste de inversión inicial en materias primas.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

	kilogramos	litros	Coste/unidad	Coste total €
Síntesis del magnesiano				
Bromuro de 2-feniletilo	12.550	9.262	8€/Kg	100.400
Magnesio	2.177,3	-	45 €/kg	97.979
Reactor Químico				
Oxalato de dietilo	10.688	9.936	12,28 €/l	122.014
Tetrahidrofurano	2.661	3.000	16 €/l	48.000
Hidrólisis y neutralización				
Bicarbonato sódico	12.801	5.819	5 €/kg	64.005,00
Agua	59.248,8	59.248,8	0,8512 €/m ³	50,433
2-Propanol	6.672,5	8.500	4,5 €/l	38.250
Ácido clorhídrico	2.225	1.883,5	2,89 €/l	5.443,32
Reactor enzimático				
FDH	3,345	10,844	20 €/ml	216.800
D-LDH	0,153		150 €/25.000 U	9.135
Mercaptoetanol	0,018	0,017	66,8 €/l	1,1356
EDTA	67,16	-	8,94 €/100g	6.004
NADH	4,141	-	100 €/g	414.100
Agua(disolvente)	290.805	290.805	0,8512 €/m ³	247,533
Ácido Fórmico	4.906	4.022	25 €/Kg	122.650
Regulador de pH				
Finaxal®	-	10	12,40/500ml	

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

La cantidad de regulador de pH es estimada ya que no es conocida. Son datos que se conocen con la experiencia y no se pueden obtener a priori.

Anexo 12: Diseño de los depósitos de almacenamiento.

12.1.-Dimensionamiento de los depósitos de almacenamiento.

Los tanques de almacenamiento van a trabajar a presión atmosférica y se van a diseñar de tipo techo fijo por varios motivos:

- Menor coste que los de techo flotante.
- Mas adecuados para pequeñas dimensiones.
- Las tolerancias a la fabricación pueden ser mayores.
- No van a soportar cargas de lluvia.
- No existe posibilidad de inundación por agua de lluvia.

Los depósitos de almacenamiento serán cilíndricos con fondo superior e inferior toriesférico tipo Korbbogen Boden(elípticos con relación máxima 2:1). Se toma este tipo de fondo debido a que soportan cargas concentradas(agitadores), además, deben tener una rigidez adecuada con objeto de minimizar las deformaciones debidas a las cargas estáticas y dinámicas transmitidas por los agitadores.

El método de cálculo es el mismo para todos. La norma utilizada para el diseño de los elementos es el código A.S.M.E. sección VIII división 1, referido al diseño y construcción de recipientes sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

El material seleccionado es acero al carbono SA-283-C ya que presenta buena ductilidad, fusión de soldadura y fácilmente maquinable, así como económico.

Los recipientes deberán diseñarse de modo que superen la prueba hidráulica en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles indicadas para cada tipo de material utilizado.

.

Los conceptos y ecuaciones utilizados para el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento, son los siguientes:

- Volumen del tanque de almacenamiento:

$$V_t = V_c + V_b = \frac{V}{\frac{B}{100}} \quad [1]$$

V_t : volumen del tanque.

V_c : volumen de la parte cilíndrica.

V_b : volumen de los fondos.

V : volumen del medio.

B : porcentaje del volumen del reactor ocupado por el medio.

- Volumen del cilindro:

$$V_c = \frac{\pi \times D^2}{4} \times H_c \quad [2]$$

D : diámetro interior del reactor.

H_c : altura del cilindro.

- Volumen de los fondos:

$$V_b = 0,13 \times D^3 \quad [3]$$

.

- Relación altura-diámetro del tanque de almacenamiento:

$$A = \frac{H_f}{D} = \frac{H_c + H_b}{D} \quad [4]$$

A: coeficiente de relación altura-diámetro. Debe tomar un valor mayor que 1,5. El valor tomado será aquel que proporcione el tamaño óptimo del recipiente, para construirlo con el mínimo de material.

H_f: Altura del reactor.

- Altura o profundidad del techo:

$$H_b = \left[0,8 - \sqrt{(0,8 - 0,154)^2 - (0,5 - 0,154)^2} \right] \times D = C \times D \quad [5]$$

C: relación entre las constantes de los radios mayores (R= 0,8 × D) y menores (r= 0,154 × D) del fondo tipo Korbboegen Boden.

Despejando se obtienen dos ecuaciones con dos incógnitas (H_c y D) de fácil resolución. Con estos, se obtienen los valores de los distintos volúmenes, así como H_b.

Los tanques requeridos en el proceso son:

- D_M: tanque de alimentación del magnesiano.
- D_{Ox}: tanque de alimentación de oxalato de dietilo.
- D_{TH}: tanque de alimentación del disolvente orgánico THF.
- D_I: Tanque de almacenamiento de la alimentación a la centrifugadora decantadora.

.

- D₂: Tanque de almacenamiento del producto de salida de la centrifugadora decantadora y alimentación al evaporador 1.
- D_{VC1} y D_{VC2}: Tanque de recogida de vapores condensados y lodos provenientes de la centrifugadora decantadora y del evaporador 4. Son dos tanques iguales.
- D_{2P}: tanque de alimentación de 2-Propanol (Isopropanol).
- D_{Bi}: tanque de alimentación de Bicarbonato Sódico.
- D₃: tanque de almacenamiento de la alimentación al reactor de neutralización.
- D₄: Tanque de almacenamiento de la alimentación a la centrifugadora filtradora.
- D_{L1}: tanque de almacenamiento del efluente líquido proveniente de la centrifugadora filtradora.
- D_{OPBA1} y D_{OPBA2}: Tanques de alimentación de la disolución de OPBA. Son dos tanques iguales.
- D_{TP}: Tanque de alimentación de la disolución tampón.
- D_{isopropanol}: Tanque de almacenamiento de Isopropanol recuperado en el evaporador 2 de múltiple efecto.
- D_{Tetrahidrofurano}: Tanque de almacenamiento de tetrahidrofurano recuperado en el intercambiador de calor 4.
- D_{Pulmón}: Tanque pulmón para la realización del mantenimiento.
- D_{HCl}: Tanque de alimentación de ácido clorhídrico al reactor de neutralización.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

Los datos obtenidos son:

	D_M	D_{TH}	D_{Ox}	D_1
V(l)	16,500	24,500	13,140	110,500
B	0,800	0,800	0,800	0,800
C	0,254	0,254	0,254	0,254
Vt(l)	20,625	30,625	16,425	138,125
Vc(l)	18,839	27,973	15,003	126,165
Vb(l)	1,786	2,652	1,422	11,960
A	2,000	2,000	2,000	2,000
Hb(mm)	60,833	69,402	56,387	114,666
D(mm)	239,501	273,234	221,996	451,441
Hc(mm)	418,169	477,067	387,605	788,216
R	191,601	218,588	177,597	361,153
r	36,883	42,078	34,187	69,522
Hf(mm)	539,836	615,870	500,379	1017,548

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

	D₂	D_{VC}	D_{2P}	D_{Bi}
V(l)	108,800	10000,000	77,650	6,156
B	0,800	0,800	0,800	0,800
C	0,254	0,254	0,254	0,254
Vt(l)	136,000	12500,000	97,063	7,695
Vc(l)	124,224	11642,031	88,658	7,029
Vb(l)	11,776	857,969	8,405	0,666
A	2,000	2,500	2,000	2,000
Hb(mm)	114,075	476,442	101,944	43,794
D(mm)	449,114	1875,755	401,354	172,417
Hc(mm)	784,153	4212,945	700,763	301,040
R	359,291	1500,604	321,083	137,933
r	69,164	288,866	61,808	26,552
Hf(mm)	1012,302	5165,828	904,651	388,627

	D_{isopropanol}	D_{tetrahidrofurano}	D_{Pulmón}	D_{HCl}
V(l)	800,000	500,000	25,000	25,000
B	0,800	0,800	0,800	0,800
C	0,254	0,254	0,254	0,254
Vt(l)	1000,000	625,000	31,250	31,250
Vc(l)	925,155	581,007	28,544	28,544
Vb(l)	74,845	43,993	2,706	2,706
A	2,440	2,440	2,000	2,000
Hb(mm)	211,303	177,003	69,870	69,870
D(mm)	831,903	696,862	275,081	275,081
Hc(mm)	1702,074	1523,340	480,291	480,291
R	665,522	557,490	220,065	220,065
r	128,113	107,317	42,362	42,362
Hf(mm)	2124,680	1877,346	620,032	620,032

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

	D₃	D₄	D_{L1}	D_{OPBA1}	D_{TP}
V(l)	109,500	342,000	107,000	212,000	5,000
B	0,800	0,800	0,800	0,800	0,800
C	0,254	0,254	0,254	0,254	0,254
Vt(l)	136,875	427,500	133,750	265,000	6,250
Vc(l)	125,023	397,409	122,168	246,347	5,709
Vb(l)	11,852	30,091	11,582	18,653	0,541
A	2,000	2,440	2,000	2,440	2,000
Hb(mm)	114,319	155,955	113,442	132,975	40,861
D(mm)	450,075	614,000	446,623	523,523	160,868
Hc(mm)	785,831	1342,195	779,804	1144,42	280,876
R	360,060	491,197	357,299	418,818	128,695
r	69,312	94,555	68,780	80,622	24,774
Hf(mm)	1014,469	1654,105	1006,689	1410,37	362,597

12.2.-Cálculo de los espesores requeridos.

Cuando se calculan los espesores requeridos de los recipientes a presión, además de las exigencias del código ASME, Sección VIII, División 1, deberán tenerse en cuenta los siguientes criterios:

- El espesor mínimo, excluido el sobreespesor por corrosión admisible, de las envolventes y fondos de los recipientes a presión, no será inferior a $\frac{D}{1000} + 2,5mm$ (donde D, es el diámetro interior del recipiente en milímetros), ni inferior a 5 mm para recipientes de acero al carbono y de baja aleación, ó 3 mm para recipientes de media y alta aleación, incluido cualquier tipo de acero inoxidable.

12.2.1.-Cálculo del sobreespesor para la corrosión.

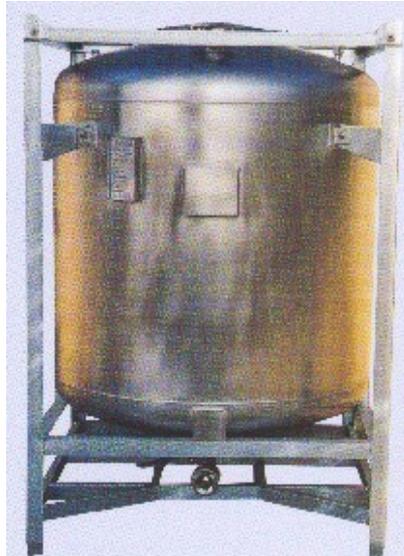
El sobreespesor normal para la corrosión, dependerá del material utilizado y será añadido a todas las superficies de los elementos en contacto con el fluido.

El cálculo de los espesores mínimos, tanto para la envolvente como para los fondos, se lleva a cabo por especificación y por tensión circunferencial, tomando el valor máximo obtenido de ambos métodos.

Existen una serie de factores implicados en el proceso, como la presión de diseño (P_D en kg/cm^2), la corrosión admisible o sobreespesor de corrosión (C en mm), temperatura de diseño (T en $^{\circ}C$), tensión admisible a temperatura de diseño (S en Kg/cm^2), eficiencia de la soldadura (E en tanto por ciento. Serán juntas a tope hechas por doble cordón de soldadura y examinadas por zonas), diámetro exterior (D_0 en mm), diámetro interior (D en mm), radio interior de la corona (L en mm), y radio exterior de la corona (L_0 en mm).

.

Los depósitos a utilizar son similares a los de la siguiente figura:



La metodología de cálculo es la siguiente:

- Presión de diseño:

Se opera a presión atmosférica, por lo que la presión de diseño será igual a:

$$\text{➤ } P = 3,5 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

- Temperatura de diseño:

Su valor es el valor de la máxima temperatura de operación más 20 °C.

.

- Cálculo de espesor mínimo de envolvente (t):

1. *Por especificación:*

$$\text{➤ } t = \frac{D}{1000} + 2,54 + c \quad (\text{a})$$

2. *Por tensión circunferencial:*

- En función del diámetro exterior:

$$t = \frac{PD_0}{2SE + 0,8P} + c \quad (\text{b})$$

Donde $D_0 = D + 2t_{\min}$

- En función del diámetro interior:

$$t = \frac{P(D + 2C)}{2SE - 1,2P} + c \quad (\text{c})$$

- Cálculo de espesor mínimo de fondo toriesférico tipo Korbogen(t_F):

1. *Por especificación:*

$$\text{➤ } t_F = \frac{D}{1000} + 2,54 + c \quad (\text{d})$$

.

2. *Por tensión circunferencial:*

➤ Conocidos los radios exteriores:

$$t_F = \frac{1,32PL_0}{2SE + 1,12P} + c \quad (e)$$

➤ Conocidos los radios interiores:

$$t_F = \frac{1,32P(L+c)}{2SE - 0,2P} + c \quad (f)$$

Donde $L = 0,8D_0$, y $L_0 = L + t$

- Comprobación analítica del espesor mínimo:

Se realiza mediante el cálculo de dos parámetros, A y B, y se aplica al espesor mínimo de la envolvente y de los fondos.

➤ $A = \frac{0,125}{\frac{R_0}{t_{\min}}}$

$$R_0 = \frac{D_0}{2} + t_{\min}$$

- B: el cálculo se realiza mediante gráfica
- Si B es mayor o igual a la tensión admisible del material para la temperatura de diseño, el espesor mínimo calculado es válido.

.

Si B es menor a la tensión admisible del material para la temperatura de diseño, hay que recalcular el espesor mínimo.

Conocidos los datos:

$P_D(\text{kg/cm}^2)$	3,5	$S(\text{kg/cm}^2)$	892,88
$C_{\text{acero}}(\text{mm})$	1,5	E	0,85

Los resultados obtenidos son:

		Valores del espesor mínimo (t en mm)						
	D_M	D_{TH}	D_{Ox}	D_1	D_2	D_{Vc}	D_{2P}	D_{Bi}
a	4,280	4,313	4,262	4,491	4,489	5,916	4,441	4,212
b	2,051	2,129	2,011	2,539	2,534	5,817	2,424	1,897
c	2,041	2,119	2,001	2,530	2,525	5,817	2,414	1,886
d	4,280	4,313	4,262	4,491	4,489	5,916	4,441	4,212
e	2,095	2,177	2,052	2,610	2,604	6,074	2,488	1,932
f	2,088	2,170	2,045	2,604	2,599	6,074	2,482	1,925
Espesor mínimo normalizado de la envolvente	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	6	4,5	4,5
Espesor mínimo normalizado de los fondos	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	6,5	4,5	4,5

.

		Valores del espesor mínimo (t en mm)					
		D ₃	D _{enz}	D _{L1}	D _{OPBA1}	D _{OPBA2}	D _{TP}
	a	4,490	4,613	4,487	4,564	4,564	4,201
	b	2,536	2,820	2,528	2,705	2,705	1,870
	c	2,527	2,811	2,519	2,696	2,696	1,859
	d	4,490	4,613	4,487	4,564	4,564	4,201
	e	2,607	2,907	2,598	2,785	2,785	1,903
	f	2,601	2,901	2,593	2,780	2,780	1,896
	Espesor mínimo normalizado de la envolvente	4,5	5	4,5	5	5	4,5
	Espesor mínimo normalizado de los fondos	4,5	5	4,5	5	5	4,5

		Valores del espesor mínimo (t en mm)				
		Disopropanol	D _{Tetrahidrofurano}	D _{Pulmón}	D ₄	D _{HCl}
	a	4,872	4,737	4,295	4,654	4,295
	b	3,415	3,104	2,088	2,913	2,088
	c	3,408	3,096	2,078	2,905	2,078
	d	4,872	4,737	4,295	4,654	4,295
	e	3,535	3,207	2,133	3,005	2,133
	f	3,531	3,202	2,127	3,000	2,127
	Espesor mínimo normalizado de la envolvente	5	3,5	4,5	5	4,5
	Espesor mínimo normalizado de los fondos	5	3,5	4,5	5	4,5

.

12.3. -Estimación del precio de tanques de almacenamiento.

La estimación se ha llevado a cabo teniendo en cuenta las siguientes características:

- Forma constructiva de los tanques: techo y fondo toriesférico.
- Norma de fabricación: API 650.
- Materiales: SA-283 grado C y vidrio.

La metodología de cálculo es la siguiente:

- El precio de suministro y montaje en obra de un tanque de acero al carbono expresado en €/kg, sin la pintura, puede obtenerse aproximadamente por la ecuación:

$$\text{➤ } y = \frac{807,41 \times X^{-0,25}}{166,386}$$

donde:

y = Precio del tanque (€/kg).

X = Peso del tanque (t).

- Precio total del tanque:

$$\text{➤ } z = \frac{0,80741 \times X^{0,75}}{166,386 \times 10^{-6}}$$

donde:

z = Precio del tanque (€) .

X = Peso del tanque (t).

.

- Cálculo del peso del tanque:

1. *Peso de la envolvente:*

$$\text{➤ } P_1 = \frac{\pi(D_0^2 - D^2)}{4} L \rho 10^{-6}$$

L: longitud de la envolvente (mm).

P: densidad del acero al carbono ($7,85 \frac{\text{kg}}{\text{dm}^3}$).

2. *Peso del fondo o techo:*

$$\text{➤ } P_2 = \frac{\text{Kg}}{\text{mm de espesor}} \times t_{\min}$$

3. *Peso total del tanque:*

$$\text{➤ } P_{\text{total}} = P_1 + 2P_2 \text{ medido en Kg.}$$

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

Los datos obtenidos son:

	D_M	D_{TH}	D_{Ox}	D₁	D₂	D_{Vc}	D_{2P}	D_{Bi}
Kg/mm de espesor	1,000	1,000	1,000	2,100	2,100	32,27	1,000	1,000
Espesor(mm)	3,500	4,500	3,500	4,500	4,500	6	4,500	3,500
P₁ (Kg)	8,771	14,704	7,544	39,883	39,475	1173,061	31,563	4,571
P₂ (Kg)	3,500	4,500	3,500	9,450	9,450	193,620	4,500	3,500
P_{total} (Kg)	15,771	23,704	14,544	58,783	58,375	1560,301	40,563	11,571
Y (€/Kg)	13,693	12,367	13,973	9,855	9,872	4,342	10,813	14,796
Z (€)	215,959	293,155	203,234	579,316	576,297	6774,600	438,604	171,202

	D₃	D₄	D_{enz}	D_{L1}	D_{OPBA1}	D_{OPBA2}	D_{TP}	D_{HCl}
Kg/mm de espesor	2,100	3,315	3,313	2,1	4,200	4,200	1,000	1,000
Espesor(mm)	4,500	5,000	5	4,5	4,564	4,564	3,500	4,500
P₁ (Kg)	39,643	102,446	89,386	39,040	68,023	68,023	3,985	12,858
P₂ (Kg)	9,450	16,575	16,565	9,450	19,169	19,169	3,500	4,500
P_{total} (Kg)	58,543	135,596	122,516	57,940	106,361	106,361	10,985	21,858
Y (€/Kg)	9,865	7,997	8,202	9,891	8,497	8,497	14,989	12,620
Z (€)	577,543	1084,331	1004,899	573,077	903,781	903,781	164,655	275,859

.

	D_{isopropanol}	D_{tetrahidrof.}	D_{Pulmón}
Kg/mm de espesor	6,71	12,5	1,000
Espesor(mm)	5	4,76	4,500
P₁ (Kg)	175,648	125,466	12,858
P₂ (Kg)	33,550	59,500	4,500
P_{total} (Kg)	242,748	244,466	21,858
Y (€/Kg)	6,913	6,901	12,620
Z (€)	1678,203	1687,104	275,859

12.4. -Dimensiones del agitador.

Para los depósitos OPBA será necesaria agitación para homogeneizar la disolución.

Tenemos que la relación de dimensiones será:

$$D_i = D/3 \quad H_i = D_i \quad W_i = 0,25 * D_i \quad L_i = 0,2 * D_i \quad D_f = 0,1 * D$$

Obtenemos:

OPBA		
D_i	175	mm
H_i	175	mm
W_i	44	mm
L_i	35	mm
D_f	52	mm
N_f	4	---

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

Siendo:

Di: diámetro del impulsor.

Hi: Separación entre impulsores.

Wi: Alto de la pala impulsora.

Li: Ancho de la pala impulsora.

Df: Ancho de los deflectores.

Nf: Número de placas deflectoras.

La agitación será a baja revolución (50 r.p.m.).

Anexo 13: Diseño de los reactores.

13.1.-Dimensionamiento de reactores.

Los reactores serán cilíndricos con fondo superior e inferior toriesférico tipo Korbbogen Boden, con agitador de turbina de disco tipo Rushton de 6 palas y con 4 placas deflectoras. Se toma este tipo de fondo superior debido a que van a soportar cargas concentradas (agitadores), además, deben tener una rigidez adecuada con objeto de minimizar las deformaciones debidas a las cargas estáticas y dinámicas transmitidas por los agitadores.

El método de cálculo es el mismo para los dos. La norma utilizada para el diseño de los elementos es el código A.S.M.E. sección VIII división 1, referido al diseño y construcción de recipientes sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

Los recipientes deberán diseñarse de modo que superen la prueba hidráulica en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles indicadas para cada tipo de material utilizado.

El material seleccionado es acero al carbono SA-283-C para reactores de mayor capacidad, ya que presenta buena ductilidad, fusión de soldadura y fácilmente maquinable, así como económico.

Los reactores a utilizar son similares a los de la siguiente figura:

.



Los conceptos y ecuaciones utilizados para el dimensionamiento de los reactores, son los siguientes:

- Volumen del reactor:

$$V_r = V_c + (2 \times V_b) = \frac{V}{\frac{B}{100}} \quad [1]$$

V_r : volumen del tanque.

V_c : volumen de la parte cilíndrica.

V_b : volumen del techo.

V : volumen del medio.

.

B: porcentaje del volumen del reactor ocupado por el medio.

- Volumen del cilindro:

$$V_c = \frac{\pi \times D^2}{4} \times H_c \quad [2]$$

D: diámetro interno del reactor.

H_c: altura del cilindro.

- Volumen del fondo superior:

$$V_b = 0,13 \times D^3 \quad [3]$$

- Relación altura-diámetro del reactor:

$$A = \frac{H_f}{D} = \frac{H_c + (2 \times H_b)}{D} \quad [4]$$

A: coeficiente de relación altura-diámetro. Debe tomar un valor mayor que 1,5.

H_f: Altura del reactor.

- Altura o profundidad del fondo superior/inferior:

$$H_b = \left[0,8 - \sqrt{(0,8 - 0,154)^2 - (0,5 - 0,154)^2} \right] \times D = C \times D \quad [5]$$

.

C: relación entre las constantes de los radios mayores ($L= 0,8 \times D$) y menores ($r= 1,54 \times D$) del fondo tipo Korbboegen Boden.

Despejando se obtienen dos ecuaciones con dos incógnitas (H_c y D) de fácil resolución. Con estos valores se obtienen los valores de los distintos volúmenes, así como H_b .

Los reactores empleados en el proceso, son dos:

- R_q : Reactor químico para la síntesis de OPBE.
- R_e : Reactor enzimático para la síntesis de HPBA.
- R_m : Reactor químico para la síntesis del magnesiano.
- R_h : Reactor químico para la reacción de hidrólisis del ester.
- R_n : Reactor químico para la neutralización de la sal procedente de la hidrólisis.

Los datos que se obtienen son los siguientes:

	R_q	R_e	R_m	R_h	R_n
V(Capacidad en litros):	14,000	324,530	16,500	113,151	114,000
B: porcentaje del volumen ocupado	0,800	0,800	0,800	0,800	0,800
C(constante):	0,254	0,254	0,254	0,254	0,254
Volumen del reactor(Vr):	17,500	405,663	20,625	141,439	142,500
Volumen del cilindro(Vc):	14,322	331,999	16,880	115,755	116,624
Volumen del fondo(Vb):	1,589	36,832	1,873	12,842	12,938
Relación altura/diámetro: A	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000
Altura del techo(Hb en mm):	58,508	166,824	61,802	117,416	117,709
Diámetro(mm):	230,348	656,789	243,315	462,268	463,421
Altura del cilindro(Hc en mm):	343,678	979,929	363,026	689,704	691,424
R(mm)	184,278	525,431	194,652	369,814	370,737
r(mm)	35,474	101,145	37,471	71,189	71,367
Hf(mm)	460,695	1313,578	486,630	924,536	926,842

13.2.-Cálculo de los espesores requeridos.

Cuando se calculan los espesores requeridos de los recipientes a presión, además de las exigencias del código ASME, Sección VIII, División 1, deberán tenerse en cuenta los siguientes criterios:

- El espesor mínimo, excluido el sobre espesor para corrosión, de las envolventes y fondos de los recipientes a presión, no será inferior a $\frac{D}{1000} + 2,5mm$ (donde D, es el diámetro interior del recipiente en milímetros), ni inferior a 5 mm para recipientes de

.

acero al carbono y de baja aleación, ó 3 mm para recipientes de media y alta aleación, incluido cualquier tipo de acero inoxidable.

13.2.1.-Cálculo del sobreespesor para la corrosión.

El sobreespesor normal para la corrosión, dependerá del material utilizado y será añadido a todas las superficies de los elementos en contacto con el fluido.

El cálculo de los espesores mínimos, tanto para la envolvente como para los fondos, se lleva a cabo por especificación y por tensión circunferencial, tomando el valor máximo obtenido de ambos métodos.

Existen una serie de factores implicados en el proceso, como la presión de diseño (P en kg/cm^2), la corrosión admisible o sobreespesor de corrosión (C en mm), temperatura de diseño (T en $^{\circ}\text{C}$), tensión admisible a temperatura de diseño (S en Kg/cm^2), eficiencia de la soldadura (E en tanto por ciento. Serán juntas a tope hechas por doble cordón de soldadura y examinadas por zonas), diámetro exterior (D_0 en mm), diámetro interior (D en mm), radio interior de la corona (L en mm), y radio exterior de la corona (L_0 en mm).

La metodología de cálculo es la siguiente:

- Presión de diseño:

Se opera a presión atmosférica, por lo que la presión de diseño será igual a:

$$\text{➤ } P = 3,5 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

.

- Temperatura de diseño:
Su valor es el valor de la máxima temperatura de operación más 20 °C.
- Cálculo de espesor mínimo de envoltente (t):

1. *Por especificación:*

$$\text{➤ } t = \frac{D}{1000} + 2,54 + c \quad (\text{a})$$

2. *Por tensión circunferencial:*

- En función del diámetro exterior:

$$t = \frac{PD_0}{2SE + 0,8P} + c \quad (\text{b})$$

Donde $D_0 = D + 2t_{\min}$

- En función del diámetro interior:

$$t = \frac{P(D + 2C)}{2SE - 1,2P} + c \quad (\text{c})$$

- Cálculo de espesor mínimo de los fondos toriesféricos tipo Korbogen(t_F):

1. *Por especificación:*

$$\text{➤ } t_F = \frac{D}{1000} + 2,54 + c \quad (\text{d})$$

.

2. *Por tensión circunferencial:*

➤ Conocidos los radios exteriores:

$$t_F = \frac{1,32PL_0}{2SE + 1,12P} + c \quad (e)$$

➤ Conocidos los radios interiores:

$$t_F = \frac{1,32P(L+c)}{2SE - 0,2P} + c \quad (f)$$

Donde $L = 0,8D_0$, y $L_0 = L + t$

- Comprobación analítica del espesor mínimo:

Se realiza mediante el cálculo de dos parámetros, A y B, y se aplica al espesor mínimo de la envolvente y de los fondos.

➤ $A = \frac{0,125}{\frac{R}{t_{\min}}}$

➤ B: el cálculo se realiza mediante gráfica

➤ Si B es mayor o igual a la tensión admisible del material para la temperatura de diseño, el espesor mínimo calculado es válido.

Si B es menor a la tensión admisible del material para la temperatura de diseño, hay que recalcular el espesor mínimo.

.

Conocidos los datos:

$P_D(\text{kg/cm}^2)$	3,5	$S(\text{kg/cm}^2)$	892,88
$C_{\text{acero}}(\text{mm})$	1,5	E	0,85

Los resultados obtenidos son:

		Valores del espesor mínimo (t en mm)				
		R_q	R_e	R_m	R_h	R_n
	a	4,270	4,697	4,283	4,502	4,503
	b	2,030	3,012	2,060	2,564	2,567
	c	2,020	3,004	2,050	2,555	2,558
	d	4,270	4,697	4,283	4,502	4,503
	e	2,072	3,109	2,104	2,636	2,639
	f	2,066	3,105	2,097	2,631	2,633
Espesor mínimo normalizado de la envolvente		4,5	5	4,5	4,5	4,5
Espesor mínimo normalizado de los fondos		4,5	5	4,5	4,5	4,5

.

13.3.-Estimación del precio de los reactores.

La estimación se ha llevado a cabo teniendo en cuenta las siguientes características:

- Forma constructiva de los reactores: techo y fondo toriesférico.

- Norma de fabricación: API 650.

- Materiales: SA-283 grado C y vidrio.

La metodología de cálculo es la siguiente:

- El precio de suministro y montaje en obra de un reactor de acero al carbono expresado en €/kg, sin la pintura, puede obtenerse aproximadamente por la ecuación:

$$\text{➤ } y = \frac{807,41 \times X^{-0,25}}{166,386}$$

donde:

y = Precio del reactor (€/kg).

X = Peso del reactor (t).

- Precio total del reactor:

$$\text{➤ } z = \frac{0,80741 \times X^{0,75}}{166,386 \times 10^{-6}}$$

donde:

z = Precio del reactor (€) .

X = Peso del reactor (t).

.

- Cálculo del peso del reactor:

1. *Peso de la envolvente:*

$$\text{➤ } P_1 = \frac{\pi(D_0^2 - D^2)}{4} L \rho 10^{-6}$$

L: longitud de la envolvente (mm).

P: densidad del acero al carbono ($7,85 \frac{\text{kg}}{\text{dm}^3}$).

2. *Peso del fondo o techo:*

$$\text{➤ } P_2 = \frac{\text{Kg}}{\text{mm de espesor}} \times t_{\min}$$

3. *Peso total del reactor:*

$$\text{➤ } P_{\text{total}} = P_1 + 2P_2 \text{ medido en Kg.}$$

.

Los datos obtenidos son:

	R_q	R_e	R_m	R_h	R_n
Kg/mm de espesor	2,200	4,200	2,200	2,200	2,200
Espesor(mm)	4,500	5,000	4,500	4,500	4,500
Peso de la envolvente:	8,957	79,966	9,984	35,727	35,905
Peso del fondo	9,900	21,000	9,900	9,900	9,900
Peso total	28,757	121,966	29,784	55,527	55,705
Precio en €/kg	11,784	8,211	11,681	9,997	9,989
Precio del Reactor(€)	338,873	1001,512	347,907	555,080	556,411

13.4. -Dimensiones de los agitadores.

La relación de dimensiones es:

$$D_i = D/3 \quad H_i = D_i \quad W_i = 0,25 * D_i \quad L_i = 0,2 * D_i \quad D_f = 0,1 * D$$

Obtenemos:

	R_q	R_e	R_m	R_h	
D_i	77	219	81	154	mm
H_i	77	219	81	154	mm
W_i	19	55	20	39	mm
L_i	15	44	4	8	mm
D_f	23	66	24	46	mm
N_f	4	4	4	4	---

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

Siendo:

Di: diámetro del impulsor.

Hi: Separación entre impulsores.

Wi: Alto de la pala impulsora.

Li: Ancho de la pala impulsora.

Df: Ancho de los deflectores.

Nf: Número de placas deflectoras.

Todos los agitadores funcionaran a baja revolución (50 r.p.m.).

Anexo 14: Tuberías.

14.1.-Diseño de tuberías.

Para realizar el diseño de las conducciones se necesita conocer los siguientes datos:

- Datos de cota (cota del punto de succión y del punto de vertido).
- Distancia del punto de succión hasta la bomba y de la bomba al punto de vertido.
- Caudal máximo.
- Características del fluido.
- Material de la tubería para obtener la rugosidad.
- Accesorios necesarios (para calcular las pérdidas).

14.2.-Procedimiento de cálculo.

Existen expresiones que nos dan aproximadamente el diámetro óptimo de la tubería, las que vamos a utilizar son:

$$Dop = 3,9 \times Q \times 0,45 \times \rho \times 0,13 \quad \text{para } Re > 2500.$$

$$Dop = 3 \times Q \times 0,36 \times \mu \times 0,18 \quad \text{para } Re < 2500.$$

Donde:

Dop es el diámetro óptimo en inch.

Q es el caudal punta en ft³/s.

ρ es la densidad en lb/ft³.

μ es la viscosidad en lb/(ft s).

.

Conocido el diámetro óptimo se redondea al valor superior escogiendo un diámetro de tubería según la Norma ANSI-B-36-10 de cédula 40, y recalculamos el valor de la velocidad. Para saber si el diámetro obtenido es válido debemos calcular la altura de la bomba ya que si este valor es muy bajo podemos aumentar el valor de la velocidad disminuir el diámetro y aumentar la altura.

Para calcular la altura de la bomba debemos calcular las presiones a la entrada y salida de la bomba.

Para calcular las presiones necesitamos conocer el factor de fricción y para su estimación utilizamos la ecuación de Colebrook en la que se obtiene el valor de f iterando, según la cual:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 * \text{Log} \left[\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{1,256}{\text{Re} * \sqrt{f}} \right]$$

14.2.1.-Cálculo de la presión a la entrada (P_1).

Aplicando Bernouilli entre el punto de succión (punto cero) y la entrada a la bomba (punto uno). Consideramos que la diferencia de cotas es nula y puesto que la sección es constante obtenemos:

$$hf_{0-1} = \frac{P_0 - P_1}{\rho * g} \quad [1]$$

siendo hf_{0-1} la pérdida de carga.

El valor de la perdida de carga viene dado por la ecuación de Fanning:

$$hf_{0-1} = (4f) \frac{L_{eq}}{D} \frac{v^2}{2g} \quad [2]$$

.

Siendo:

D el diámetro interior.

Leq la longitud equivalente.

v la velocidad calculada anteriormente.

g la constante de la gravedad.

f el factor de fricción.

La longitud equivalente viene dada por la suma de la longitud de la tubería más la pérdida de los accesorios (h_{acc}) que viene dada por:

$$h_{acc} = k \frac{v^2}{2g}$$

siendo k una constante que depende del tipo de accesorio, por lo que

$$Leq = L + \sum h_{acc}$$

siendo L longitud de tubería.

El procedimiento de cálculo es el siguiente:

Conocido el valor del factor de fricción con la ecuación y a partir de la longitud de tubería y tipos de accesorios (ver planos de tuberías) calculamos la longitud equivalente que sustituida en la ecuación [2] nos da el valor de la pérdida de carga y sustituyendo en la ecuación [1] el valor de la presión a la entrada de la bomba. Suponemos una presión a la succión (P_0) en la situación más desfavorable (cuando el depósito se encuentra en el nivel más bajo).

.

14.2.2.-Cálculo de la presión a la salida (P_2).

Aplicando Bernouilli entre el punto de salida (punto dos) y la descarga de la bomba (punto tres). Consideramos que la diferencia de cotas es nula y puesto que la sección es constante obtenemos:

$$hf_{2-3} = \frac{P_2 - P_3}{\rho * g} \quad [3]$$

siendo hf_{2-3} la pérdida de carga y P_3 la presión atmosférica.

El valor de la pérdida de carga al igual que antes viene dado por la ecuación de Fanning y el procedimiento de cálculo es igual que antes:

Conocido el valor del factor de fricción con la ecuación y a partir de la longitud de tubería y tipos de accesorios (ver planos de tuberías) calculamos la longitud equivalente que sustituida en la ecuación de Fanning nos da el valor de la pérdida de carga y sustituyendo en la ecuación [3] el valor de la presión a la salida de la bomba.

14.2.3.-Cálculo de la altura útil.

Si aplicamos Bernouilli entre la entrada y salida de la bomba considerando la diferencia de cotas nula obtenemos que:

$$H = H_u - H_{rint} \frac{P_2 - P_1}{\rho * g}$$

Siendo:

H la altura útil.

H_u la altura teórica.

H_{rint} la altura debida a las pérdidas.

.

Debemos calcular la carga de succión positiva disponible (NPSH)_a que debe ser igual o mayor que la (NPSH)_r (carga neta de succión positiva requerida, que viene dada por el fabricante de la bomba).

$$(NPSH)_a = \frac{P_1 + P_{atm} - P_v}{\rho * g} + \frac{v^2}{2 * g}$$

Siendo

P_v: presión de vapor del líquido a la temperatura que se encuentre.

Los tramos de tuberías existentes son:

1. Reactor magnesiano - tanque almacenamiento magnesiano
2. Tanque magnesiano - reactor químico
3. Tanque THF - reactor químico
4. Tanque oxalato - reactor químico
5. Reactor químico - tanque almacenamiento centrifugadora
6. Tanque almacenamiento centrifugadora - centrifugadora
7. Centrifugadora - tanque de almacenamiento evaporador
8. Centrifugadora - Tanque de almacenamiento Dvc
9. Tanque almacenamiento evaporador 1 - evaporador 1
10. Evaporador 1 - Evaporador 3
11. Evaporador 3 - Tanque almacenamiento Dvc
12. Evaporador 3 - tanque almacenamiento THF
13. Evaporador 1 - Tanque pulmón
14. Tanque pulmón - Reactor de Hidrólisis
15. Tanque Isopropanol - R hidrólisis
16. Tanque bicarbonato - R hidrólisis
17. Línea de agua de red- R hidrólisis
18. R hidrólisis - tanque alimentación neutralización
19. Tanque alimentación neutralización - R neutralización
20. Tanque HCl- R neutralización
21. R neutralización - tanque almacenamiento hacia centrifugadora
22. T almacenamiento centrifugadora - centrifugadora

.

23. Centrifugadora - tanque almacenamiento recuperar Isopropanol
24. Tanque almacenamiento recuperar Isopropanol - evaporador 2
25. Evaporador 2 - tanque almacenamiento Isopropanol
26. Evaporador 2 - salida salmuera
27. 2 x (Tanque disolución OPBA - reactor enzimático)
28. Disolución tampón - R enzimático
29. Sistema ultrafiltración - Cristalizador
30. Cristalizador - Salida disolución acuosa de OPBA

Cada tramo de tubería consta de 2 partes, una de succión y otra de descarga.

Conocido los valores de las alturas y los caudales podemos seleccionar las bombas (ver Anexo 17).

El material empleado en todas las tuberías es acero inoxidable 316 para las tuberías que transportan sustancias corrosivas y/o a elevadas temperaturas. En caso de elevadas temperaturas, además serán aisladas. Se utilizará PVC para las tuberías que transportan sustancias no corrosivas y a baja temperatura.

Consideramos una rugosidad de 0,05 mm para tuberías de acero y de 0,007 mm para tuberías de PVC.

.

Las restantes variables de entrada son:

Tramo de tubería	Q	L ₀₋₁	L ₂₋₃	P ₀	V	Material
1	0,150	0,100	0,197	101325	0,433	PVC
2	0,00084	0,100	1,089	101325	0,023	PVC
3	0,00170	0,100	0,995	101325	0,047	PVC
4	0,00091	0,100	0,972	101325	0,025	PVC
5	0,00384	0,632	2,426	101325	0,106	PVC
6	0,50000	1,43	0,571	101325	0,517	PVC
7	0,45000	0,646	2,310	101325	0,465	PVC
8	0,05000	0,740	9,269	101325	0,752	Acero
9	0,00342	1,328	1,858	101325	0,094	Acero
10	0,00254	1,093	3,362	101325	0,070	Acero
11	0,00219	-	11,72	101325	0,060	Acero
12	0,00170	1,589	5,061	101325	0,047	Acero
13	0,00086	0,260	2,258	101325	0,024	Acero
14	0,00086	1,375	4,167	101325	0,024	Acero
15	0,00539	0,050	0,254	101325	0,148	PVC
16	0,00043	0,050	0,204	101325	0,012	Acero
17	0,00381	-	-	101325	0,105	PVC
18	0,01014	1,566	5,542	101325	0,279	Acero
19	0,50000	0,843	-	101325	0,761	Acero
20	0,25000	0,843	-	101325	0,450	Acero
21	0,25000	1,019	-	101325	0,450	Acero
22	0,03167	0,313	0,300	101325	0,872	PVC
23	0,02972	0,664	1,905	101325	0,818	Acero
24	0,00983	0,798	1,726	101325	0,271	Acero
25	0,00528	1,461	3,938	101325	0,145	Acero
26	0,00551	0,260	2,000	101325	0,152	Acero
27	0,01960	0,200	0,460	101325	0,100	Acero
28	0,00001	0,410	-	101325	0,000	Acero
39	0,01934	-	1,000	101325	0,100	Acero
30	0,01875	-	3,000	101325	0,282	Acero

- : no existe línea de entrada o salida.
- Las líneas que conectan el reactor enzimático y el sistema de ultrafiltración se consideran dentro del propio sistema de ultrafiltración y no se reflejan en estos cálculos.

.

Siendo:

Q el caudal en l/s.

L_{0-1} La distancia del punto de succión a la bomba en metros.

L_{2-3} La distancia del punto de bombeo al de vertido en metros.

Z_3 La cota del punto de vertido en metros.

v la velocidad en m/s.

P_0 es la presión mínima en el punto de succión en N/m^2 (en algunos casos se ha supuesto igual a la atmosférica para que sea lo más desfavorable posible).

En todos los casos tenemos que $Z_0 = Z_1 = Z_2 = 0$ y $P_0 = 101.325 N/m^2$.

Las casillas en blanco, se deben a tramos de tuberías que o bien no llevan bombas en su recorrido, o el dato de cálculo se incluye en una casilla anterior debido a que la tubería se ha dividido en dos secciones porque incluye un intercambiador de calor que la separa en dos partes.

.

Los datos obtenidos para cada tramo de tubería son:

Tramo de tubería	Dn	Dext	t	Kg/m	Lt	Mt	H	(NPSH) _a
1	3/4	26,700	2,870	-	0,300	-	-	-
2	1/8	10,300	1,730	-	1,189	-	0,009	13,078
3	1/8	10,300	1,730	-	1,095	-	0,029	22,822
4	1/8	10,300	1,730	-	1,072	-	0,012	18,815
5	1/8	10,300	1,730	-	3,058	-	0,148	18,699
6	1 ^{1/4}	42,200	3,560	-	2,001	-	0,054	18,731
7	1 ^{1/4}	42,200	3,560	-	2,956	-	0,027	21,051
8	1/2	13,700	2,240	1,265	10,009	12,661	2,053	20,118
9	1/8	10,300	1,730	0,357	3,186	1,137	0,155	20,981
10	1/8	10,300	1,730	0,357	4,452	1,589	0,167	12,625
11	1/8	10,300	1,730	0,357	5,856	2,091	0,273	17,219
12	1/8	10,300	1,730	0,357	9,650	3,445	0,119	21,879
13	1/8	10,300	1,730	0,357	2,518	0,899	0,029	10,357
14	1/8	10,300	1,730	0,357	5,542	1,978	0,055	18,668
15	1/8	10,300	1,730	-	0,304	-	0,029	25,787
16	1/8	10,300	1,730	0,357	0,254	0,091	0,001	9,202
17	1/8	10,300	1,730	-	5,000	-	-	-
18	1/8	10,300	1,730	0,357	7,108	2,538	1,227	22,954
19	1 ^{1/2}	48,300	3,680	4,047	0,846	3,424	-	-
20	1	33,400	3,560	2,500	0,843	2,108	-	-
21	1	33,400	3,380	2,500	1,019	2,548	-	-
22	1/8	10,300	1,730	-	0,613	-	0,278	21,163
23	1/8	10,300	1,730	-	2,569	-	1,157	21,335
24	1/8	10,300	1,730	0,357	2,524	0,901	0,365	21,496
25	1/8	10,300	1,730	0,357	5,399	1,927	0,513	17,659
26	1/8	10,300	1,730	0,357	0,260	0,093	0,020	13,507
27	1/2	21,300	2,770	1,265	0,660	0,835	0,256	20,246
28	1/8	10,300	1,730	0,357	0	0,000	-	-
29	1/2	21,300	2,770	1,265	1,000	1,265	0,392	15,230
30	1/4	13,700	2,24	1,050	3,000	3,150	0,851	14,302

- : No hay bomba en la línea de tuberías.

.

Dn: diámetro nominal en pulgadas.

Dext: diámetro exterior en mm.

t: espesor en mm.

Lt: longitud total equivalente en metros.

H: altura útil de la bomba en metros.

(NPSH)_a : carga de succión positiva disponible en metros.

14.3. - Aislamiento de tuberías.

Existen tramos de tuberías que deben llevar un aislante exterior debido a las altas temperaturas del fluido que circula por su interior, para evitar la pérdida de calor hacia el exterior y como seguridad.

Los tramos aislados son:

10. Evaporador 1 - Evaporador 4.
11. Evaporador 4 - Tanque almacenamiento Dvc.
12. Evaporador 4 - tanque almacenamiento THF.
13. Evaporador 1 - Tanque pulmón.
14. Tanque pulmón - Reactor de Hidrólisis.
18. R hidrólisis - tanque alimentación neutralización.
19. Tanque alimentación neutralización - R neutralización.
25. Evaporador 2 - tanque almacenamiento Isopropanol.
26. Evaporador 2 - salida salmuera.
30. Cristalizador - Salida disolución acuosa de OPBA.

Anexo 15: Encamisado.

15.1.-Diseño de las camisas de los reactores.

Los reactores de hidrólisis y enzimático irán provistos de una camisa para el control de la temperatura de los mismos ya que si esta aumenta excesivamente se verán penalizada las reacciones. El depósito D₃ también va provisto de una camisa para la conservación de contenido a una temperatura constante. La camisa rodeará toda la superficie envolvente y fondo inferior de los reactores y tanque.

Si hacemos un balance energético tenemos que:

$$Q_{\text{disol}} + Q_{\text{agit}} = Q_{\text{acc}} + Q_{\text{exch}} + Q_{\text{evap}} + Q_{\text{sen}}$$

Siendo:

- Q_{disol} : La velocidad de generación de calor por unidad de volumen por la disolución.
- Q_{agit} : La velocidad de generación de calor por unidad de volumen por la agitación.
- Q_{acc} : La velocidad de acumulación de calor por unidad de volumen.
- Q_{exch} : La velocidad de transferencia de calor por unidad de volumen debido al intercambio con el refrigerante.
- Q_{evap} : La velocidad de pérdida de calor por unidad de volumen por evaporación.
- Q_{sen} : La velocidad de ganancia de entalpía sensible por unidad de volumen por los flujos (salida - entrada).

.

La transferencia de calor necesaria será:

$$Q_{\text{exch}} = Q_{\text{disol}} + Q_{\text{agit}} - Q_{\text{acc}} - (Q_{\text{sen}} + Q_{\text{evap}})$$

Podemos hacer las siguientes simplificaciones:

$$Q_{\text{sen}} + Q_{\text{evap}} \cong 0$$

$$Q_{\text{disol}} \gg Q_{\text{gas}} + Q_{\text{agit}} - Q_{\text{acc}}$$

El calor intercambiado será:

$$Q_{\text{exch}} = Q_{\text{disol}} = \left(\frac{H}{H_L} \right)^{\theta} = 1 \quad [1]$$

Si evaluamos la resistencia a la transferencia de calor en función del área interna de intercambio.

$$\frac{1}{U \cdot A_i} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{T}{k \cdot A_{ml}} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [2]$$

Siendo:

- U: El coeficiente global de transferencia de calor en W/(m² k).
- A_i: El área interior de transferencia de calor en m².
- A_o: El área exterior de transferencia de calor en m².
- k: La conductividad térmica del material en W/(m k).
- T: El espesor del reactor en metros.
- A_{ml}: El área media logarítmica en m².

.

El valor de k para el material empleado es de 17 W/(m k). Aplicando al sistema el balance de energía macroscópico:

$$Q_{\text{disol}} = m C_p (T_1 - T_0) \quad [3]$$

$$Q_{\text{disol}} = U A_i (T_c - T_1) \quad [4]$$

Siendo:

- m: El caudal másico de refrigerante en Kg/s.
- Cp: La capacidad calorífica del refrigerante en kJ/(kg k).
- T₀: La temperatura de entrada del refrigerante en grado kelvin.
- T₁: La temperatura de salida del refrigerante en grado kelvin.
- T_c: La temperatura de la disolución en grado kelvin.

Para evaluar el coeficiente de transferencia de calor por convección en la pared interior (hi) tenemos que para sistemas agitados:

$$Nu = E * (Re_{\text{agit}})^a * Pr^b * \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^c \quad [5]$$

Siendo E, a, b y c constantes características según el tipo de fluido y agitador.

Donde:

$$Nu = \frac{h_i * D}{k} \quad Pr = \frac{C_p * \mu}{k} \quad Re_{\text{agit}} = \frac{D_i * N * \rho}{\mu}$$

.

Además $\mu \cong \mu_L$ por lo que $\left(\frac{\mu}{\mu_L}\right)^c = 1$

En este tipo de sistema:

E	0,810
a	0,667
b	0,333

Para evaluar el coeficiente de transferencia de calor por convección en la pared exterior (h_o) se ha de suponer que el fluido refrigerante circula por la camisa como se fluyera por dos tuberías concéntricas, haciendo esta suposición tenemos ecuaciones que nos relacionan j_h y Re del tipo:

$$\ln(j_h) = a \ln(Re) + b \quad [6]$$

Siendo:

$$j_h = \frac{h_o * D_o}{k} * Pr^{(-1/3)} \quad Re = \frac{\rho * v * D_o}{\mu} \quad D_o = \frac{D_o - D}{D}$$

$$D_o = 2L + D$$

.

Los coeficientes de la ecuación [6] son:

	a	b
Re<2500	0,850	-4,214
Re>2500	0,336	-0,424

Podemos relacionar la velocidad con el flujo másico:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{4 \cdot \dot{m}}{\rho \cdot \pi \cdot (D_o^2 - D^2)} \quad [7]$$

Se van a fijar una serie de variables de diseño del sistema:

- U se obtiene de la bibliografía con un valor de 850 W/(m² K).
- T₀ toma un valor medio de 295,5 K, ya que es agua de red tomada directamente lo que se usará como refrigerante.
- Se fija una temperatura de salida T₁ del refrigerante.
- T_c es un dato de la corriente de fluido caliente.
- T, A_i, A₀ y A_{ml} son variables que se calculan con los datos de diseño del reactor en cuestión.

Con estos valores se resuelve el sistema de ecuaciones obteniéndose los valores del espesor del encamisado (L), los coeficientes de resistencia a la transmisión de calor por convección (h_i y h_o), y el caudal másico de refrigerante a utilizar.

Para el procedimiento de cálculo se ha tomado la ecuación [3] y [4] y se han igualado, sustituyendo todos los valores que son conocidos y obteniéndose el valor del caudal másico necesario como única incógnita

del sistema. Luego se toma la ecuación [5] y se han sustituido los datos obteniéndose el valor de h_i . El siguiente paso ha sido el cálculo de h_o mediante la ecuación [2] una vez que se ha obtenido el valor de h_i . Por último, se ha calculado el valor de espesor del encamisado, sustituyendo la velocidad del fluido en Reynolds de la ecuación [6] por la expresión [7] en función del caudal másico. La expresión [6] tiene como única incógnita el valor de L , que se ha obtenido iterando en la expresión.

Los valores obtenidos en cada caso son:

	Hidrólisis	Enzimático
m (kg/h)	74,62	285
h_i (W/K m²)	895,2	917
h_o (W/K m²)	4.193,25	226,38
L (mm)	35	25

Para el depósito D_3 el caudal de entrada de refrigerante para el encamisado será el mismo de salida de encamisado del reactor de hidrólisis, manteniéndose la temperatura del contenido del mismo en un rango ente 55 y 60 °C. El espesor de la camisa será de 20 mm.

Anexo 16: Recuperación de productos.

16.1.-Recuperación del 2-Propanol (Isopropanol).

En la etapa de hidrólisis, la cantidad de Isopropanol utilizada como disolvente es suficiente como llevar a cabo una etapa de recuperación del mismo.

En el Anexo 4 se han desarrollado los cálculos necesarios para un evaporador de múltiple efecto que lleve a cabo la separación del mismo aprovechando la diferencia del punto de ebullición con respecto a la disolución acuosa que lo acompaña. En el Anexo 5 se recogen también los datos del intercambiador necesario para condensar los vapores.

La cantidad de Isopropanol usada es de 19,414 litros a la hora, de modo que suponiendo unas pérdidas del 10% del mismo en el evaporador y 10% de pérdidas del mismo en la centrifugadora filtradora, se recuperaran 15,531 l/h de Isopropanol. Para el proceso completo con un periodo de producción de 4320 horas, será necesario añadir 3,883 litros de Isopropanol por cada carga recuperada para obtener la cantidad necesaria a añadir en el reactor de hidrólisis.

A continuación se muestra un cuadro resumen de los costes y ahorros anuales que se producen en la recuperación del Isopropanol:

	Isopropanol
Efluente necesario(l/h)	19,414
Recuperación en evaporador(l/h)	15,531
Pérdidas del 20% (l/h)	3,883
Cantidad total necesaria sin recuperación (l)	83.868,5
Coste sin recuperación (€)	377.408
Cantidad total necesaria con recuperación (l)	16.900
Coste con recuperación (€)	76.050
Ahorro total recuperando Isopropanol en el proceso (€)	301.358

El Isopropanol a la salida del evaporador y previo paso por el intercambiador de calor para condensar los vapores, será almacenado en un depósito de 1000 litros de capacidad, extrayéndose las cantidades necesaria para el proceso de hidrólisis.

Los costes de inmovilizado (evaporador, intercambiador, tanque de almacenamiento, tuberías y bombas) no exceden de 3000 € anuales para un periodo de amortización de los mismo de 10 años.

16.2.-Recuperación del Tetrahydrofurano.

A la salida del evaporador 1 de múltiple efecto, la corriente de vapores que incluye al tetrahydrofurano, es enviada a un primer intercambiador que condensan los vapores. Estos vapores condensados

.

se dirigen a un segundo evaporador de múltiple efecto de dos etapas donde se recupera el tetrahidrofurano en forma de vapor y se vuelve a condensar en un segundo intercambiador de calor, para almacenarlo en un depósito.

En el Anexo 4 y Anexo 5 se recogen respectivamente, los cálculos de los evaporadores e intercambiadores necesarios para llevar a cabo la recuperación.

El caudal de tetrahidrofurano condensado es de 4,906 l/h considerando que se produce una pérdida del 10% del mismo en la centrifugadora y unas pérdidas totales del 10% más en el evaporador 1 y 3.

La cantidad de tetrahidrofurano usada en el reactor químico es de 6,126 l/h, por lo que la pérdida es de 1,22 l/h.

A continuación se muestra un cuadro resumen de los costes y ahorros anuales que se producen en la recuperación del Tetrahidrofurano:

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

	Tetrahidrofurano
Efluente necesario(l/h)	6,126
Recuperación en intercambiador(l/h)	4,906
Pérdidas del 20% (l/h)	1,22
Cantidad total necesaria sin recuperación (l)	26.464
Coste sin recuperación (€)	423.424
Cantidad total necesaria con recuperación (l)	5.300
Coste con recuperación (€)	84.800
Ahorro total recuperando tetrahidrofurano en el proceso (€)	338.624

Los costes de inmovilizado (intercambiador, tanque de almacenamiento, tuberías y bombas) no exceden de 1.100 € anuales para un periodo de amortización de los mismo de 10 años.

Anexo 17: Bombas.

17.1.-Selección de bombas.

Las bombas utilizadas en el proceso son:

1. BPOX: Bomba peristáltica de carga del depósito D_{ox} al reactor químico.
Caudal (l/h): 3,285. Temperatura (°C): 22,5.
2. BPTHF: Bomba peristáltica de carga del depósito D_{THF} al reactor químico.
Caudal (l/h): 6,126. Temperatura (°C): 22,5.
3. BPMG: Bomba peristáltica de carga del depósito D_M al reactor químico.
Caudal (l/h): 3,012. Temperatura (°C): 22,5.
4. BCD1: Bomba de carga del reactor químico al depósito D_1 .
Caudal (l/h): 13,817. Temperatura (°C): 22,5.
5. BCCD: Bomba de carga del depósito D_1 a la centrifugadora decantadora.
Caudal (l/h): 1800. Temperatura (°C): 22,5.
6. BCDVC: Bomba de carga de la centrifugadora decantadora al depósito D_{vc} .
Caudal (l/h): 180. Temperatura (°C): 22,5.
7. BCD2: Bomba de carga de la centrifugadora decantadora al depósito D_2 .
Caudal (l/h): 1650. Temperatura (°C): 22,5.
8. BCRH: Bomba de carga del depósito D_2 al evaporador 1.

.

Caudal (l/h): 12,315. Temperatura (°C): 22,5.

9. BPEVP3: Bomba peristáltica del intercambiador de calor 2 al evaporador 3.

Caudal (l/h): 8,787. Temperatura (°C): 50.

10. BPINT1: Bomba peristáltica del depósito $D_{\text{Pulmón}}$ al intercambiador de calor 1.

Caudal (l/h): 3,049. Temperatura (°C): 227.

11. BPBI: Bomba peristáltica de carga del depósito D_{Bi} al reactor de hidrólisis.

Caudal (l/h): 1,539. Temperatura (°C): 22,5.

12. BPD2P: Bomba peristáltica de carga del depósito D_{2P} al reactor de hidrólisis.

Caudal (l/h): 19,414. Temperatura (°C): 22,5.

13. BCD3: Bomba de carga del reactor de hidrólisis al depósito D_3 . Caudal (l/h): 22,045. Temperatura (°C): 22,5.

14. BPCF: Bomba peristáltica de carga del depósito D_4 a la centrifugadora filtradora.

Caudal (l/h): 114. Temperatura (°C): 30.

15. BCD4: Bomba de carga de la centrifugadora filtradora al depósito D_{L1} .

Caudal (l/h): 107. Temperatura (°C): 30.

16. BCEVAP2: Bomba de carga del depósito D_{L1} al evaporador 2.

Caudal (l/h): 35,390. Temperatura (°C): 22,5.

17. BPISO: Bomba peristáltica de carga del intercambiador de calor 3 al depósito $D_{\text{isopropanol}}$.

Caudal (l/h): 19. Temperatura (°C): 40.

.

18. BPOPBA 1 y 2: Bombas peristálticas de carga de los depósitos D_{OPBA} 1 y 2 al reactor enzimático. Caudal (l/h): 2,302. Temperatura ($^{\circ}C$): 22,5.

En el sistema de membrana de ultrafiltración existen bombas que no se incluye, ya que se suministra y forma parte del propio sistema.

Para cada bomba, deben existir válvulas de apertura y cierre total, en el tramo de carga y descarga.

Se incluirá un sensor de caudal o rotámetro en el tramo de descarga, para evitar aumentos o disminuciones de caudal de salida de las siguientes bombas:

BPOX, BPTHF, BPMG, BCD1, BCRH, BCCD, BPINT1, BPEVP4, BPBI, BPD2P, BCD3, BPCF, BCEVAP2, BPOPBA 1 y 2.

Es necesario que exista una bomba peristáltica y otra de carga de repuesto en la planta para evitar posibles averías y por consiguiente la parada de la producción.

17.2.-Características generales de las bombas.

17.2.1.-Bombas de carga (BCD1, BCDVC, BCRH, BCD3, BCD4, BCEVAP2):

- Bomba centrífuga vertical modelo CRN 15-2, no autocebante, multicelular, en línea para instalación en sistemas de tuberías o montaje en una cimentación. Longitud de montaje de cierre según DIN 24960. Transmisión de energía mediante acoplamiento rasurado de fundición. Motor CA 3-fásico. Distribuida por la empresa SEDA.
- Líquido:

.

- Temperatura mínima del líquido: -20°C.
- Temperatura máxima del líquido: 120°C.
- Datos Técnicos:
 - Velocidad de bomba: 2900 r.p.m.
 - Caudal nominal: 0,9 m³/h.
 - Altura nominal 8,6 m.
 - Tipo de cierre: HQQE.
 - Certificados en placa: CE.
- Materiales:
 - Cuerpo hidráulico: Acero inoxidable. 1.4408 DIN W.-Nr A316 CF 8M ASTM.
 - Impulsor: Acero inoxidable. 1.4401 DIN W.-Nr 316 AISI.
- Instalación:
 - Temperatura ambiente máxima: 40°C.
 - Presión máxima a temperatura de trabajo: 25/120 bar/°C.
 - Presión mínima a temperatura de trabajo: 25/-20 bar/°C.
 - Conexión de tubería, estándar: DIN.
 - Dimensión de conexión de tubería: DN 25 / DN 32.
 - Presión, conexión de tubería: PN 16 / PN 25.
 - Dimensión de bridas del motor: FT85.
- Datos eléctricos:
 - Tipo de motor: 71 A.
 - N° de polos: 2.
 - Potencia de entrada velocidad: 1-2-3.
 - Potencia nominal (P2): 0,37 KW.

.

- Potencia (P2) requerida por bomba: 0,37 KW.
- Frecuencia de red: 50 Hz.
- Corriente nominal: 1,74 / 1 A.
- Corriente de arranque 490-530 %.
- Cos phi - factor de potencia: 0,80 - 0,70.
- Velocidad nominal: 2850-2880 r.p.m.
- Grado de protección (IEC 34-5): IP55.
- Clasificación de aislamiento (IEC 85): F.
- Otros:
 - Peso neto: 19,2 Kg.
 - Peso bruto: 21,7 Kg.
 - Volumen: 0,05 m³.

17.2.1.-Bombas de carga (BCCD, BCD2):

- Bomba centrífuga vertical modelo CRN 1-2, no autocebante, multicelular, en línea para instalación en sistemas de tuberías o montaje en una cimentación. Longitud de montaje de cierre según DIN 24960. Transmisión de energía mediante acoplamiento rasurado de fundición. Motor CA 3-fásico. Distribuida por la empresa SEDA.
- Líquido:
 - Temperatura mínima del líquido: -20°C.
 - Temperatura máxima del líquido: 120°C
- Datos Técnicos:
 - Velocidad de bomba: 2900 r.p.m.
 - Caudal nominal: 1,8 m³/h.
 - Altura nominal 10,5 m.
 - Tipo de cierre: HQQE.

.

- Certificados en placa: CE.
- Materiales:
 - Cuerpo hidráulico: Acero inoxidable. 1.4408 DIN W.-Nr A316 CF 8M ASTM.
 - Impulsor: Acero inoxidable. 1.4401 DIN W.-Nr 316 AISI.
- Instalación:
 - Temperatura ambiente máxima: 40°C.
 - Presión máxima a temperatura de trabajo: 25/120 bar/°C.
 - Presión mínima a temperatura de trabajo: 25/-20 bar/°C.
 - Conexión de tubería, estándar: PJE.
 - Dimensión de conexión de tubería: 42,4 mm.
 - Dimensión de bridas del motor: FT85.
- Datos eléctricos:
 - Tipo de motor: 71 A.
 - N° de polos: 2.
 - Potencia de entrada velocidad: 1-2-3.
 - Potencia nominal (P2): 0,37 KW.
 - Potencia (P2) requerida por bomba: 0,37 KW.
 - Frecuencia de red: 50 Hz.
 - Corriente nominal: 1,74 / 1 A.
 - Corriente de arranque 490-530 %.
 - Cos phi - factor de potencia: 0,80 - 0,70.
 - Velocidad nominal: 2850-2880 r.p.m.
 - Grado de protección (IEC 34-5): IP55.
 - Clasificación de aislamiento (IEC 85): F.

.

- Otros:
 - Peso neto: 15,6 Kg.
 - Peso bruto: 17,6 Kg.
 - Volumen: 0,04 m³.

17.2.3.-Bombas peristálticas (BPOX, BPTHF, BPMG, BPEVP4, BPOPBA1, BPOPBA2):

- Bomba peristáltica de desplazamiento positivo modelo 30600/001, en línea para instalación en sistemas de tuberías. Libre de partes móviles para la eliminación del mantenimiento. Utilización de tubos de neopreno que impiden el contacto de fluidos corrosivos con las distintas partes de la bomba. Sin necesidad de herramientas para la sustitución de los tubos.

Distribuida por la empresa Gormann-Rupp.

- Líquido:
 - Temperatura mínima del líquido: -10°C.
 - Temperatura máxima del líquido: 135°C.
- Datos Técnicos:
 - Velocidad de bomba: 15 r.p.m.
 - Caudal mínimo: 20 ml/min.
 - Caudal máximo: 200 ml/min.
 - Altura nominal: 6 m.
 - Certificados en placa: CE.
- Instalación:
 - Presión máxima de trabajo: 20 psi.
 - Conexión de tubería, estándar: cierre a presión.
 - Dimensión de conexión de tubería: $\frac{1}{4}$ inch.
- Datos eléctricos:

.

- Voltaje del motor: 115 V.
- Potencia requerida por bomba: 0,25 KW.
- N° de polos: 2.
- Frecuencia de red: 50 Hz.
- Velocidad nominal: 13 r.p.m.
- Aislamiento térmico del motor.
- Otros:
 - Peso neto: 1,5 Kg.

17.2.4.-Bombas peristálticas (BPINT1):

- Bomba peristáltica de desplazamiento positivo modelo 30610/001, en línea para instalación en sistemas de tuberías. Libre de partes móviles para la eliminación del mantenimiento. Utilización de tubos de neopreno que impiden el contacto de fluidos corrosivos con las distintas partes de la bomba. Sin necesidad de herramientas para la sustitución de los tubos.

Distribuida por la empresa Gormann-Rupp.

- Líquido:
 - Temperatura mínima del líquido: -10°C.
 - Temperatura máxima del líquido: 235°C.
- Datos Técnicos:
 - Velocidad de bomba: 15 r.p.m.
 - Caudal mínimo: 20 ml/min.
 - Caudal máximo: 200 ml/min.
 - Altura nominal: 6 m.

.

- Certificados en placa: CE.
- Instalación:
 - Presión máxima de trabajo: 20 psi.
 - Conexión de tubería, estándar: cierre a presión.
 - Dimensión de conexión de tubería: $\frac{1}{4}$ inch.
- Datos eléctricos:
 - Voltaje del motor: 115 V.
 - Potencia requerida por bomba: 0,25 KW.
 - N° de polos: 2.
 - Frecuencia de red: 50 Hz.
 - Velocidad nominal: 13 r.p.m.
 - Aislamiento térmico del motor.
- Otros:
 - Peso neto: 1,5 Kg.

17.2.5.-Bombas peristálticas (BPD2P, BPISO):

- Bomba peristáltica de desplazamiento positivo modelo 30600/006, en línea para instalación en sistemas de tuberías. Libre de partes móviles para la eliminación del mantenimiento. Utilización de tubos de neopreno que impiden el contacto de fluidos corrosivos con las distintas partes de la bomba. Sin necesidad de herramientas para la sustitución de los tubos.

Distribuida por la empresa Gormann-Rupp.

- Líquido:
 - Temperatura mínima del líquido: -10°C.
 - Temperatura máxima del líquido: 135°C.
- Datos Técnicos:

.

- Velocidad de bomba: 125 r.p.m.
- Caudal mínimo: 280 ml/min.
- Caudal máximo: 360 ml/min.
- Altura nominal: 6 m.
- Certificados en placa: CE.
- Instalación:
 - Presión máxima de trabajo: 20 psi.
 - Conexión de tubería, estándar: cierre a presión.
 - Dimensión de conexión de tubería: $\frac{1}{4}$ inch.
- Datos eléctricos:
 - Voltaje del motor: 115 V.
 - Potencia requerida por bomba: 0,29 KW.
 - N° de polos: 2.
 - Frecuencia de red: 60 Hz.
 - Velocidad nominal: 120 r.p.m.
 - Aislamiento térmico del motor.
- Otros:
 - Peso neto: 2,25 Kg.

17.2.6.-Bombas peristálticas (BPCF):

- Bomba peristáltica de desplazamiento positivo modelo 30600/015, en línea para instalación en sistemas de tuberías. Libre de partes móviles para la eliminación del mantenimiento. Utilización de tubos de neopreno que impiden el contacto de fluidos corrosivos con las distintas partes de la bomba. Sin necesidad de herramientas para la sustitución de los tubos.

Distribuida por la empresa Gormann-Rupp.

.

- Líquido:
 - Temperatura mínima del líquido: -10°C .
 - Temperatura máxima del líquido: 135°C .
- Datos Técnicos:
 - Velocidad de bomba: 1900 r.p.m.
 - Caudal mínimo: 1700 ml/min.
 - Caudal máximo: 2000 ml/min.
 - Altura nominal: 8 m.
 - Certificados en placa: CE.
- Instalación:
 - Presión máxima de trabajo: 50 psi.
 - Conexión de tubería, estándar: cierre a presión.
 - Dimensión de conexión de tubería: 1 inch.
- Datos eléctricos:
 - Voltaje del motor: 230 V.
 - Potencia requerida por bomba: 0,29 KW.
 - N° de polos: 2.
 - Frecuencia de red: 60 Hz.
 - Velocidad nominal: 1830 r.p.m.
 - Aislamiento térmico del motor.
- Otros:
 - Peso neto: 7,5 Kg.

.

Anexo 18: Salarios.

18.1.-Salario de los trabajadores.

Según el convenio colectivo de trabajadores de plantas del año 2005, los salarios mínimos anuales por grupos profesionales son:

	Euros/año
Grupo 1	11.555,37
Grupo 2	12.364,24
Grupo 3	13.404,23
Grupo 4	14.906,44
Grupo 5	16.985,89
Grupo 6	19.875,25
Grupo 7	24.150,71
Grupo 8	30.621,71

Plus mínimo de nocturnidad:

	Euros/día
Nocturnidad	8,38

.

Teniendo en cuenta la definición de los grupos profesionales según las diversas tareas y funciones que se realizan en la Industria Química, es necesaria la presencia en la planta de trabajadores pertenecientes al grupo 4 y 5, que se definen a continuación.

- Grupo profesional 4:
 - Formación: Formación básica, equivalente a Bachillerato Unificado Polivalente o bien Educación General Básica, complementada con formación específica de carácter profesional.
 - Actividades a desarrollar: actividades de control y regulación de procesos industriales que generen transformación de producto, en cualquier fase del proceso productivo, sean de producción o de servicios generales de fabricación, cuando exijan iniciativa y razonamiento por parte de los encargados de su ejecución, con ayuda o no de otros puestos de trabajo e indicación de las operaciones a realizar por estos últimos.
- Grupo profesional 5:
 - Formación: Conocimientos equivalentes a los que se adquieren en Bachillerato Unificado Polivalente, complementados con una experiencia o una titulación profesional a primer nivel superior o por los estudios específicos necesarios para desarrollar su función.
 - Actividades a desarrollar: Actividades que impliquen la responsabilidad de un turno o de una unidad de producción que puedan ser secundadas por uno o varios trabajadores del grupo profesional inferior.

.

Actividades que consistan en la ordenación de tareas y puestos de trabajo de una unidad funcional de producción o envasado, con vigilancia de instalaciones y seguimiento de procesos.

En la planta es necesario tres turnos de ocho horas cada uno, formado cada turno, por dos trabajadores del grupo 4 y uno del grupo cinco. El resumen de los salarios a percibir es en un periodo de 360 días al año, es:

	Diurno	Nocturno
N° de trabajadores	6	3
Grupo 4	4	2
Grupo 5	2	1
Salario base total		
Grupo 4	59.625,76	29.812,88
Grupo 5	33.971,78	16.985,89
Plus de nocturnidad	-	9.050,4
Subtotal	93.597,54	55.849,17
Total	149.446,71	

Anexo 19: Sistemas auxiliares.

19.1.-Sistemas auxiliares.

Son todos aquellos procesos que no se incluyen desarrollados en cuanto al diseño de los mismos en el proyecto, pero que son necesarios para el óptimo funcionamiento y síntesis del producto final.

Para la síntesis del HPBA son necesarios varios procesos auxiliares que a continuación se describen:

- Caldera.

Este sistema alimenta de vapor vivo de caldera a los evaporadores además de agua caliente para los sistemas de encamisado.

- Nitrógeno:

El caudal total de nitrógeno gaseoso que se va a utilizar es de 45.500 litros para un ciclo completo de producción de 4.320 horas. Para el periodo completo de un año o dos ciclos se necesitaran 91.000 litros de nitrógeno gaseoso.

- Retirada de productos de desecho.

En el proceso completo se producen 49.050 litros de productos de desecho que son retirados y gestionados por medio de una contrata a empresa exterior. La empresa Allende SL sería la responsable de la recogida y tratamiento de los mismos.

La división de residuos especiales, división SIREA (Servicio Integral de Residuos Especiales de Allende), ofrece la gestión

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

de este tipo de residuos, tramitación de documentación oficial, transporte autorizado y asesoramiento sobre legislación Medioambiental y trámites administrativos.



Allende. Oficinas centrales
Zona Franca, carrer D, 57-59
08040 Barcelona
T. 93 3353300 F. 93 3353300
barcelona@papeles-allende.es

Plantas de Recuperación
Zona Franca Barcelona
Esparreguera
Montornés del Vallés
Vilallonga del Camp- Tarragona
Girona

DOCUMENTO N° 3: PLIEGO GENERAL

DE CONDICIONES ECONÓMICAS Y

LEGALES

INDICE

CAPITULO I.- APLICACION DEL PLIEGO, DEFINICION DE LAS OBRAS Y ADJUDICACION.

ART.1.- OBJETO DEL PLIEGO.

ART.2.- PROYECTO.

ART.3.- CONCURSO.

ART.4.- RETIRADA DE LA DOCUMENTACIÓN DE CONCURSO.

ART.5.- ACLARACIONES DE LOS LICITADORES.

ART.6. - PRESENTACIÓN DE LA DOCUMENTACIÓN DE LA

OFERTA.

ART.7.- CONDICIONES LEGALES QUE DEBE REUNIR EL CONTRATISTA PARA PODER OFERTAR.

ART.8.- VALIDEZ DE LAS OFERTAS.

ART.9.- CONTRADICCIONES Y OMISIONES EN LA DOCUMENTACIÓN.

ART.10.- PLANOS PROVISIONALES Y DEFINITIVOS.

ART.11.- ADJUDICACIÓN DEL CONCURSO.

ART.12.- DEVOLUCIÓN DE LOS PLANOS Y DOCUMENTACIÓN.

ART.13.- PERMISOS A OBTENER POR LA EMPRESA.

.

ART.14.- PERMISOS A OBTENER POR EL CONTRATISTA.

CAPITULO II- DESARROLLO DEL CONTRATO, CONDICIONES
ECONÓMICAS Y LEGALES.

ART.15.- CONTRATO.

ART.16.- GASTOS E IMPUESTOS.

ART.17.- FINANZAS PROVISIONAL, DEFINITIVA Y FONDO DE
GARANTÍA.

ART.18.- ASOCIACIÓN DE CONSTRUCTORES.

ART.19.- SUBCONTRATISTAS.

ART.20.- RELACIONES ENTRE LA EMPRESA Y EL CONTRATISTA Y
ENTRE LOS DIVERSOS CONTRATISTAS Y
SUBCONTRATISTAS.

ART.21.- DOMICILIOS Y REPRESENTACIONES.

ART.22.- OBLIGACIONES DEL CONTRATISTA EN MATERIA
SOCIAL.

ART.23.- GASTOS DE CARÁCTER GENERAL POR CUENTA DEL
CONTRATISTA.

ART.24.- GASTOS DE CARÁCTER GENERAL POR CUENTA DE LA
EMPRESA.

ART.25.- INDEMNIZACIONES POR CUENTA DEL CONTRATISTA.

ART.26.- PARTIDAS PARA OBRAS ACCESORIAS.

ART.27.- PARTIDAS ALZADAS.

ART.28.- REVISIÓN DE PRECIOS.

.

ART.29.- RÉGIMEN DE INTERVENCIÓN.

ART.30.- RESCISIÓN DEL CONTRATO.

ART.31.- PROPIEDAD INDUSTRIAL Y COMERCIAL.

ART.32.- DISPOSICIONES LEGALES.

ART.33.- TRIBUNALES.

CAPITULO III- DESARROLLO DE LAS OBRAS, CONDICIONES
TECNICO-ECONOMICAS.

ART.34.- MODIFICACIONES DEL PROYECTO.

ART.35.- MODIFICACIONES DE LOS PLANOS.

ART.36.- REPLANTEO DE LAS OBRAS.

ART.37.- ACCESO A LAS OBRAS.

ART.38.- ORGANIZACIÓN DE LAS OBRAS.

ART.39.- VIGILANCIA Y POLICÍA DE LAS OBRAS.

ART.40.- UTILIZACIÓN DE LAS INSTALACIONES AUXILIARES Y
EQUIPOS DEL CONTRATISTA.

ART.41.- EMPLEO DE MATERIALES NUEVOS O DE
DEMOLICIÓN PERTENECIENTES A LA EMPRESA.

ART.42.- USO ANTICIPADO DE LAS INSTALACIONES
DEFINITIVAS.

ART.43.- PLANES DE OBRA Y MONTAJE.

ART.44.- PLAZOS DE EJECUCIÓN.

ART.45.- RETENCIONES POR RETRASOS DURANTE LA
EJECUCIÓN DE LAS OBRAS.

.

ART.46.- INCUMPLIMIENTO DE LOS PLAZOS Y MULTAS.

ART.47.- SUPRESIÓN DE LAS MULTAS.

ART.48.- PREMIOS Y PRIMAS.

ART.49.- RETRASOS OCASIONADOS POR LA EMPRESA.

ART.50.- DAÑOS Y AMPLIACIÓN DEL PLAZO EN CASOS
DE FUERZA MAYOR.

ART.51.- MEDICIÓN DE LAS UNIDADES DE OBRA.

ART.52.- CERTIFICACIÓN Y ABONO DE LAS OBRAS.

ART.53.- ABONO DE UNIDADES INCOMPLETAS O DEFECTUOSAS.

ART.54.- RECEPCIÓN PROVISIONAL DE LAS OBRAS.

ART.55.- PLAZO DE GARANTÍA.

ART.56.- RECEPCIÓN DEFINITIVA DE LAS OBRAS.

ART.57.- LIQUIDACIÓN FINAL DE LAS OBRAS.

CAPITULO I.- APLICACION DEL PLIEGO, DEFINICION DE LAS OBRAS Y ADJUDICACION.

ARTICULO 1- OBJETO DEL PLIEGO.

El presente pliego tiene por objeto la ordenación, con carácter general, de las condiciones facultativas y económicas que han de regir en los concursos y contratos destinados a la ejecución de los trabajos de obra civil, siempre que expresamente se haga mención de este pliego en los particulares de cada una de las obras.

.

En este último supuesto, se entiende en Contratista Adjudicatario de la obra se compromete a aceptar íntegramente todas y cada una de las cláusulas del presente Pliego General.

ARTÍCULO 2- PROYECTO.

2.1.- En general, el Proyecto podrá comprender los siguientes documentos:

2.1.1.- Una Memoria que considerará las necesidades a satisfacer y los factores de carácter general a tener en cuenta. En ella se incluirán unos Anexos a la Memoria, en los que se expondrán todos los cálculos realizados, modelos empleados en ellos, simplificaciones de los modelos, así como las suposiciones que se han tenido en cuenta a la hora de efectuar los cálculos pertinentes.

2.1.2.- Los Planos de conjunto y detalle necesarios para que la planta quede perfectamente definida.

2.1.3.- El cuadro de precios, en el que se incluyen precios de la instalación, materias primas, mantenimiento de la instalación, y posibles ingresos de productos.

2.1.4.- El Pliego Particular de Condiciones Técnicas y Económicas, que incluirá la descripción de las obras e instalaciones, especificaciones de los materiales y elementos constitutivos y normas para la ejecución de los trabajos, así como las bases económicas y legales que regirán en esa obra. Las condiciones de este Pliego Particular serán preceptivas y prevalecerán sobre las del Pliego General en tanto las modifiquen o contradigan.

ARTÍCULO 3- CONCURSO.

La licitación de la obra se hará por Concurso Restringido, en el que la EMPRESA convocara a las Empresas Constructoras que estime oportuno.

Los concursantes enviaran sus ofertas por triplicado, en sobre cerrado y lacrado, según se indique en la carta de petición de ofertas, a la dirección de la EMPRESA.

No se considerarán válidas las ofertas presentadas que no cumplan los requisitos citados anteriormente, así como los indicados en la Documentación Técnica enviada.

ARTICULO 4- RETIRADA DE DOCUMENTACIÓN DE CONCURSO.

4.1.- Los Contratistas, por sí o a través de sus representantes, podrán retirar dicha documentación de las oficinas de la EMPRESA cuando ésta no les hubiese sido enviada previamente.

4.2.- La EMPRESA, se reserva el derecho de exigir para la retirada de la documentación, un depósito que será reintegrado en su totalidad a los Contratistas que no hubiesen resultado adjudicatarios de la obra, previa devolución de dicha documentación.

ARTÍCULO 5- ACLARACIONES A LOS LICITADORES.

Antes de transcurrido la mitad del plazo estipulado en las bases del Concurso, los Contratistas participantes podrán solicitar por escrito a la EMPRESA las oportunas aclaraciones, en el caso de encontrar discrepancias, errores u omisiones en los Planos, Pliegos de Condiciones

.

o en otros documentos de Concurso, o si se les presentase dudas en cuanto a su significado.

La EMPRESA, estudiará las peticiones de aclaración e información recibidas y las contestará mediante una nota que remitirá a todos los presuntos licitadores, si estimase que la aclaración solicitada es de interés general.

Si la importancia y repercusión de la consulta así lo aconsejara, la EMPRESA podrá prorrogar el plazo de presentación de ofertas, comunicándolo así a todos los interesados.

ARTICULO 6- PRESENSACIÓN DE LA DOCUMENTACIÓN DE LA OFERTA.

Las Empresas que oferten en el Concurso presentarán obligatoriamente los siguientes documentos en original y dos copias:

6.1.- Cuadro de Precios nº1, consignando en letra y cifra los precios unitarios asignados a cada unidad de obra cuya definición figura en dicho cuadro. Estos precios deberán incluir el % de *Gastos Generales*, *Beneficio Industrial* y el *IVA* que facturarán independientemente. En caso de no coincidir las cantidades expresadas en letra y cifra, se considerará como válida la primera. En el caso de que existiese discrepancia entre los precios unitarios de los Cuadros de Precios Números 1 y 2, prevalecerá el del Cuadro nº1.

6.2.- Cuadro de Precios nº2, en el que se especificará claramente el desglose de la forma siguiente:

6.2.1.- Mano de obra por categorías, expresando el número de horas invertido por categoría y precio horario.

.

6.2.2.- Materiales, expresando la cantidad que se precise de cada uno de ellos y su precio unitario.

6.2.3.- Maquinaria y medios auxiliares, indicando tipo de máquina, número de horas invertido por máquina y precio horario.

6.2.4.- Transporte, indicando en las unidades que lo precisen el precio por tonelada y kilómetro.

6.2.5.- Varios y resto de obra que incluirán las partidas directas no comprendidas en los apartados anteriores.

6.2.6.- Porcentajes de Gastos Generales, Beneficios Industrial e IVA.

6.3.- Presupuesto de Ejecución Material, obtenido al aplicar los precios unitarios a las mediciones del Proyecto. En caso de discrepancia entre los precios aplicados en el Presupuesto y los del Cuadro de Precios n°1, obligarán los de este último. Este Presupuesto vendrá desglosado, de acuerdo a lo establecido en el artículo 2.1.3 en dos presupuestos: a) Presupuesto de Obra características y b) Presupuestos de Obra Complementarios, que en los sucesivos artículos de este Pliego recibirán esta denominación.

Las nuevas unidades de obra que aparezcan durante la ejecución de la misma con el carácter establecido se incorporarán previa aplicación de los precios correspondientes, al Presupuesto de Obras Complementarias.

6.4.- Presupuesto Total, obtenido al incrementar el Presupuesto de Ejecución Material en sus dos apartados con el % de IVA.

.

6.5.- Relación del personal técnico adscrito a la obra y organigrama general del mismo durante el desarrollo de la obra.

6.6.- Relación de maquinaria adscrita a la obra, expresando tipo de máquina, características técnicas fundamentales, años de uso de la máquina y estado general; asimismo relación de máquinas de nueva adquisición que se asignarán a la obra en de resultar adjudicatario. Cualquier sustitución posterior de la misma debe ser aprobada por la EMPRESA. Deberá incluirse asimismo un plan de permanencia de toda la maquinaria en obra.

6.7.- Baremos horarios de mano de obra por categorías y de maquinaria para trabajos por administración. Estos precios horarios incluirán el % de Gastos Generales y Beneficio Industrial y el IVA que facturarán independientemente.

6.8.- Plan de obra detallado, en el que se desarrollarán en el tiempo las distintas unidades de obra a ejecutar, haciendo mención de los rendimientos medios a obtener.

6.9.- Las empresas que oferten en el Concurso, deberán presentar una fianza en euros, como garantía de mantenimiento de la oferta durante el plazo establecido en cada caso de acuerdo con el Art.9.2. Es potestativa de la EMPRESA la sustitución de la fianza en metálico por un AVAL bancario.

6.10.- Las propuestas económicas y documentación complementaria deberán venir firmadas por el representante legal o apoderado del ofertante quien, a petición de la EMPRESA, deberá probar esta extremo con la presentación del correspondiente poder acreditativo.

.

6.11.- Además de la documentación reseñada anteriormente y que el Contratista deberá presentar con carácter obligatorio, la EMPRESA podrá exigir en cada caso, cualquier otro tipo de documentación, como pueden ser referencias, relación de obras ejecutadas, balances de la sociedad, etc.

ARTICULO 7.- CONDICIONES LEGALES QUE DEBE REUNIR EL CONTRATISTA PARA PODER OFERTAR.

7.1.-Capacidad para concurrir

Las personas naturales o jurídicas, nacionales o extranjeras que se hallen en plena posesión de su capacidad jurídica y de obrar.

No obstante, serán de aplicación a las Empresas extranjeras las normas de ordenación de la industria y las que regulen las inversiones de capital extranjero, así como las que dicte el Gobierno sobre concurrencia de dichas empresas, antes de la licitación de estas obras.

7.2.-Documentación justificativa para la admisión previa

7.2.1.- Documento oficial o testimonio notarial del mismo que acredite la personalidad del solicitante.

7.2.2.- Documento notarial justificativo de la representación ostentada por el firmante de la propuesta, así como documento oficial acreditativo de su personalidad.

7.2.3.- Documento que justifique haber constituido la fianza provisional en las formas que se determinan en el artículo 7 del Pliego General de Condiciones.

7.2.4.- Carné de "Empresa con Responsabilidad".

.

7.2.5.- Documento acreditativo de que el interesado está al corriente en el pago del impuesto industrial en su modalidad de cuota fija o de Licencia Fiscal, (o compromiso, en su caso, de su matriculación en este, si resultase adjudicatario de las obras).

7.2.6.- Documento oficial acreditativo de hallarse al corriente de pago de las cuotas de la Seguridad Social y, concretamente, el de cobertura de riesgo de accidentes de trabajo.

ARTÍCULO 8.- VALIDEZ DE LAS OFERTAS.

No se considerará válida ninguna oferta que se presente fuera del plazo señalado en la carta de invitación, o anuncio respectivo, o que no conste de todos los documentos que se señalan en el artículo 7.

Los concursantes se obligan a mantener la validez de sus ofertas durante un periodo mínimo de 90 días a partir de la fecha tope de recepción de ofertas, salvo en la documentación de petición de ofertas se especifique otro plazo.

ARTÍCULO 9.- CONTRADICCIONES Y OMISIONES EN LA DOCUMENTACIÓN.

Lo mencionado en el Pliego General de Condiciones de cada obra y omitido en los Planos, o viceversa, habrá de ser ejecutado como si estuviese expuesto en ambos documentos. En caso de contradicción entre los Planos y alguno de los mencionados Pliegos de Condiciones, prevalecerá lo escrito en estos últimos.

Las omisiones en los Planos y Pliegos de Condiciones o las descripciones erróneas de los detalles de la obra que deban ser subsanadas para que pueda llevarse a cabo el espíritu o intención expuesto en los Planos y Pliegos de Condiciones o que, por uso y costumbres, deben ser realizados, no sólo no exime al Contratista de la obligación de ejecutar estos detalles de obra omitidos o erróneamente descritos sino que, por el contrario, deberán ser ejecutados como si se hubiera sido completa y correctamente especificados en los Planos y Pliegos de Condiciones.

ARTÍCULO 10.- PLANOS PROVISIONALES Y DEFINITIVOS.

10.1.- Con el fin de poder acelerar los trámites de licitación y adjudicación de las obras y consecuente iniciación de las mismas, la EMPRESA, podrá facilitar a los contratistas, para el estudio de su oferta, documentación con carácter provisional. En tal caso, los planos que figuren en dicha documentación no serán válidos para construcción, sino que únicamente tendrán el carácter de informativos y servirán para formar ideas de los elementos que componen la obra, así como para obtener las mediciones aproximadas y permitir el estudio de los precios que sirven de base para el presupuesto de la oferta. Este carácter de planos de información se hará constar expresamente y en ningún caso podrán utilizarse dichos planos para la ejecución de ninguna parte de la obra.

10.2.- Los planos definitivos se entregaran al CONTRATISTA con antelación suficiente a fin de no retrasar la preparación y ejecución de los trabajos.

ARTÍCULO 11.- ADJUDICACIÓN DEL CONCURSO.

11.1.- La EMPRESA procederá a la apertura de las propuestas presentadas por los licitadores y las estudiará en todos sus aspectos. La EMPRESA tendrá alternativamente la facultad de adjudicar el Concurso a la propuesta más ventajosa, sin atender necesariamente al valor económico de la misma, o declarar desierto el concurso. En este último caso la EMPRESA, podrá libremente suspender definitivamente la licitación de las obras o abrir un nuevo concurso pudiendo introducir las variaciones que estime oportunas, en cuanto al sistema de licitación y relación de Contratistas ofertantes.

11.2.- Transcurriendo el plazo indicado en el Art. 9.2 desde la fecha límite de presentación de oferta, sin que la EMPRESA, hubiese comunicado la resolución del concurso, podrán los licitadores que lo deseen, proceder a retirar sus ofertas, así como las fianzas depositadas como garantía de las mismas.

11.3.- La elección del adjudicatario de la obra por parte de la EMPRESA es irrevocable y, en ningún caso, podrá ser impugnada por el resto de los contratistas ofertantes.

11.4.- La EMPRESA comunicará al ofertante seleccionado la adjudicación de las obras, mediante una carta de intención. En el plazo máximo de un mes a partir de la fecha de esta carta, el CONTRATISTA a simple requerimiento de la EMPRESA se prestará a formalizar en contrato definitivo. En tanto no se firme este y se constituya la fianza definitiva, la EMPRESA, retendrá la fianza provisional depositada por el CONTRATISTA, a todos los efectos dimanantes del mantenimiento de la oferta.

ARTICULO 12.- DEVOLUCIÓN DE PLANOS Y DOCUMENTACIÓN.

12.1.- Los Planos, Pliegos de Condiciones y demás documentación del concurso, entregado por la EMPRESA a los concursantes, deberá ser devuelto después de la adjudicación del concurso, excepto por lo que respecta al ADJUDICATARIO, que deberá conservarla sin poder reclamar la cantidad abonada por dicha documentación.

12.2.- El plazo para devolver la documentación será de 30 días, a partir de la notificación a los concursantes de la adjudicación del concurso y su devolución tendrá lugar en las mismas oficinas de donde fue retirada

12.3.- La EMPRESA, a petición de los concursantes no adjudicatarios, devolverá la documentación correspondiente a las ofertas en un plazo de 30 días, a partir de haberse producido dicha petición.

12.4.- La no devolución por parte de los contratistas no adjudicatarios de la documentación del concurso dentro del plazo, lleva implícita la pérdida de los derechos de la devolución del depósito correspondiente a la referida documentación, si lo hubiese.

ARTICULO 13.- PERMISOS A OBTENER POR LA EMPRESA.

13.1.- será responsabilidad de la EMPRESA, la obtención de los permisos oficiales que más adelante se relacionan, siendo a su cargo todos los gastos que se ocasionen por tal motivo.

- Concesión de Aprovechamientos.

.

- Autorización de Instalaciones.
- Aprobación de Proyectos de Replanteo.
- Declaración de Utilidad Pública.
- Declaración de Urgente Ocupación.

13.2.- Autorizaciones especiales para la construcción y montaje de la instalación.

- Licencia Municipal de Obras.
- Licencia de Apertura, Instalación y Funcionamiento.
- Autorización para vallas.
- Permiso de Obras Públicas para el transporte de piezas de grandes dimensiones pertenecientes al equipo definitivo de la instalación. (Podrá ser responsabilidad del Contratista si así lo estipulase el contrato).
- Solicitud de Puesta en Servicio.

13.3.- Autorizaciones especiales para la construcción y montaje de líneas.

- Licencia municipal.
- Autorizaciones para cruces de carreteras, cauces públicos, cañadas, líneas telefónicas

.

- y telegráficas, montes públicos y, en general, cuanto dependa de los Organismos Oficiales.
- Permisos de propietarios de fincas afectadas.
 - Permiso de Obras Públicas para el transporte de piezas de grandes dimensiones pertenecientes al equipo definitivo de la instalación. (Podrá ser responsabilidad del Contratista si así lo estipulase el contrato).
 - Solicitud de Puesta en Servicio.

13.4.- Autorizaciones especiales para la construcción y montaje.

- Apertura del Centro de trabajo. (Igual responsabilidad incumbe al Contratista, por lo que a él respecta).
- Licencia Municipal de Obras.
- Autorización del Servicio de Pesca, cuando se prevea alteración en el curso de las aguas.
- Enlace de pistas definitivas con carreteras con la aprobación de las Jefaturas de Obras Públicas ò Diputaciones.
- Aprobación de Proyectos de Sustitución de Servidumbres.

.

- Autorizaciones que deban ser concedidas por Confederaciones Hidrográficas, Comisaría de Aguas, Servicio de Vigilancia de Presas, Servicio Geológico, MOPU y restantes Organismos Oficiales en relación directa con el Proyecto.
- Tramitación de expropiaciones de terrenos ocupados por las instalaciones y obras definitivas.

En el caso en que la EMPRESA, así lo estimase oportuno, podrá tramitar la expropiación de los terrenos necesarios para las instalaciones provisionales del contratista, siendo de cuenta de este los gastos que tales expropiaciones originen.

- Reconocimiento final de la obra y puesta en marcha mediante Acta que levantaran conjuntamente los representantes de Industria y Obras Públicas.
- Alta en Contribución Urbana y Licencia Fiscal.
- Permiso de Obras Públicas para el transporte de piezas de grandes dimensiones pertenecientes al equipo definitivo de la instalación. (Podrá ser responsabilidad del Contratista si así lo estipulase el contrato).

ARTICULO 14.- PERMISOS A OBTENER POR EL CONTRATISTA.

Serán a cuenta y cargo del Contratista, además de los permisos inherentes a su condición de tal, la obtención de los permisos que se relacionan:

- Apertura del Centro del Trabajo.
- Permiso para el transporte de obreros.
- Autorización de barracones, por Obras Públicas ò Diputación, siempre que se encuentren en la zona de influencia de carreteras y, en cualquier caso la licencia municipal.
- Autorización para la instalación y funcionamiento de escuelas, botiquines y economatos.
- Alta de talleres en Industria y Hacienda.
- Autorización de Industria para las instalaciones Eléctricas provisionales.
- Permiso de Obras Públicas para el transporte de piezas de grandes dimensiones pertenecientes al equipo definitivo de la instalación. (Podrá ser responsabilidad del Contratista si así lo estipulase el contrato).

CAPITULO II.- DESARROLLO DEL CONTRATO, CONDICIONES ECONÓMICAS Y LEGALES.

ARTICULO 15.- CONTRATO.

15.1.- A tenor de lo dispuesto en el artículo 12.4 el CONTRATISTA, dentro de los treinta días siguientes a la comunicación de la adjudicación y a simple requerimiento de la EMPRESA, depositará la fianza definitiva y formalizará el Contrato en el lugar y fecha que se le notifique oficialmente.

15.2.- El Contrato, tendrá carácter de documento privado, pudiendo ser elevado a público, a instancias de una de las partes, siendo en este caso a cuenta del CONTRATISTA los gastos que ello origine.

15.3.- Una vez depositada la fianza definitiva y firmado el Contrato, la EMPRESA procederá, a petición del interesado, a devolver la fianza provisional, si la hubiera.

15.4.- Cuando por causas imputables al CONTRATISTA, no se pudiera formalizar el Contrato en el plazo, la EMPRESA podrá proceder a anular la adjudicación, con incautación de la fianza provisional.

15.5.- A efectos de los plazos de ejecución de las obras, se considerará como fecha de comienzo de las mismas la que se especifique en el Pliego Particular de Condiciones y en su defecto la de la orden de comienzo de los trabajos. Esta orden se comunicará al CONTRATISTA en un plazo no superior a 90 días a partir de la fecha de la firma del contrato.

.

15.6.- El Contrato, será firmado por parte del CONTRATISTA, por su representante legal o apoderado, quien deberá poder probar este extremo con la presentación del correspondiente poder acreditativo.

ARTICULO 16.- GASTOS E IMPUESTOS.

Todos los gastos e impuestos de cualquier orden, que por disposición del Estado, Provincia o Municipio se deriven del contrato, y estén vigentes en la fecha de la firma del mismo, serán por cuenta del contratista con excepción del IVA.

Las modificaciones tributarias establecidas con posterioridad al contrato afectarán al sujeto pasivo directo, sin que las partes puedan repercutirlas entre si. En ningún caso podrá ser causa de revisión de precios la modificación del sistema tributario vigente a la firma del contrato.

ARTICULO 17.- FIANZAS PROVISIONAL, DEFINITIVA Y FONDO DE GARANTIA.

17.1.- Fianza provisional.

La fianza provisional del mantenimiento de la ofertas se constituirá por los contratistas ofertantes por la cantidad que se fije en las bases de licitación.

Esta fianza se depositará al tomar parte en el concurso y se hará en efectivo.

.

Por lo que a plazo de mantenimiento, alcance de la fianza y devolución de la misma se refiere, se estará a lo establecido en los artículos 6, 8 y 11 del presente Pliego General.

17.2.- Fianza definitiva.

A la firma del contrato, el CONTRATISTA deberá constituir la fianza definitiva por un importe igual al 5% del Presupuesto Total de adjudicación.

En cualquier caso la EMPRESA se reserva el derecho de modificar el anterior porcentaje, estableciendo previamente en las bases del concurso el importe de esta fianza.

La fianza se constituirá en efectivo o por Aval Bancario realizable a satisfacción de la EMPRESA. En el caso de que el Aval Bancario sea prestado por varios Bancos, todos ellos quedarán obligados solidariamente con la EMPRESA y con renuncia expresa a los beneficios de división y exclusión.

El modelo de Aval Bancario será facilitado por la EMPRESA debiendo ajustarse obligatoriamente el CONTRATISTA a dicho modelo.

La fianza tendrá carácter de irrevocable desde el momento de la firma del contrato, hasta la liquidación final de las obras y será devuelta una vez realizada esta.

Dicha liquidación seguirá a la recepción definitiva de la obra que tendrá lugar una vez transcurrido el plazo de garantía a partir de la fecha de la recepción provisional. Esta fianza inicial responde del cumplimiento de todas las obligaciones del contratista, y quedará a

.

beneficio de la EMPRESA en los casos de abandono del trabajo o de rescisión por causa imputable al CONTRATISTA.

17.3.- Fondo de garantía.

Independientemente de esta fianza, la EMPRESA retendrá el 5% de las certificaciones mensuales, que se irán acumulando hasta constituir un fondo de garantía.

Este fondo de garantía responderá de los defectos de ejecución o de la mala calidad de los materiales, suministrados por el CONTRATISTA, pudiendo la EMPRESA realizar con cargo a esta cuenta las reparaciones necesarias, en caso de que el CONTRATISTA no ejecutase por su cuenta y cargo dicha reparación.

Este fondo de garantía se devolverá, una vez deducidos los importes a que pudiese dar lugar el párrafo anterior, a la recepción definitiva de las obras.

ARTICULO 18.- ASOCIACIÓN DE CONSTRUCTORES.

18.1.- Si las obras licitadas se adjudicasen en común a un grupo o asociación de constructores, la responsabilidad será conjunta y solidaria, con relación al compromiso contraído por el grupo o asociación.

18.2.- Los componentes del grupo o asociación delegarán en uno de ellos, a todos los efectos, la representación ante la EMPRESA. Esta delegación se realizará por medio de un representante responsable provisto de poderes, tan amplios como proceda, para actuar ante la EMPRESA en nombre del grupo o asociación.

.

18.3.- La designación de representante, para surtir efecto, deberá ser aceptada y aprobada por la EMPRESA por escrito.

ARTICULO 19.- SUBCONTRATISTAS.

El CONTRATISTA podrá subcontratar o destajar cualquier parte de la obra, previa autorización de la Dirección de la misma, para lo cual deberá informar con anterioridad a esta, del alcance y condiciones técnico-económicas del Subcontrato.

La EMPRESA, a través de la Dirección de la Obra, podrá en cualquier momento requerir del CONTRATISTA la exclusión de un Subcontratista por considerar al mismo incompetente, o que no reúne las necesarias condiciones, debiendo el CONTRATISTA tomar las medidas necesarias para la rescisión de este Subcontrato, sin que por ello pueda presentar reclamación alguna a la EMPRESA.

En ningún caso podrá deducirse relación contractual alguna entre los Subcontratistas o destajistas y la EMPRESA, como consecuencia de la ejecución por aquellos de trabajos parciales correspondientes al Contrato principal, siendo siempre responsable el CONTRATISTA ante la EMPRESA de todas las actividades del Subcontratista y de las obligaciones derivadas del cumplimiento de las condiciones expresadas en este Pliego.

Los trabajos específicos que requieran una determinada especialización y que no estuviesen incluidos en el Presupuesto del Contrato, bien por que aún estando previstos en la Memoria y/o Planos de Concurso, no se hubiese solicitado para ellos oferta económica, bien por que su necesidad surgiese a posteriori durante la ejecución del

.

Contrato, podrán ser adjudicados por la EMPRESA ELECTRICA directamente a la Empresa que libremente elija, debiendo el CONTRATISTA prestar las ayudas necesarias para la realización de los mismos.

ARTICULO 20.- RELACIONES ENTRE LA EMPRESA Y EL CONTRATISTA Y ENTRE LOS DIVERSOS CONTRATISTAS Y SUBCONTRATISTAS.

20.1.- El CONTRATISTA está obligado a suministrar, en todo momento, cualquier información relativa a la realización del contrato, de la que la EMPRESA ELECTRICA juzgue necesario tener conocimiento. Entre otras razones por la posible incidencia de los trabajos confiados al CONTRATISTA, sobre los de otros Contratistas y suministradores.

20.2.- El CONTRATISTA debe ponerse oportunamente en relación con los demás contratistas y suministradores, a medida que estos sean designados por la EMPRESA, con el fin de adoptar de común acuerdo las medidas pertinentes para asegurar la coordinación de los trabajos, el buen orden de la obra, y la seguridad de los trabajadores.

20.3.- Cuando varios contratistas y suministradores utilicen las instalaciones generales pertenecientes a uno de ellos, se pondrán de acuerdo sobre su uso suplementario y el reparto de los gastos correspondientes. Repartirán también entre ellos, proporcionalmente a su utilización, las cargas relativas a los caminos de acceso.

20.4.- La EMPRESA deberá estar permanentemente informada de los acuerdos tomados al amparo del párrafo anterior, para en el caso de presentarse dificultades o diferencias, tomar la resolución que

.

proceda, o designar el árbitro a quien haya de someterse dichas diferencias. La decisión del árbitro designado por la EMPRESA es obligatoria para los interesados. En ningún caso en la EMPRESA deberá encontrarse durante los trabajos, en presencia de una situación de hecho que tuviese lugar por falta de información por parte del CONTRATISTA.

20.5.- Cuando varios contratistas trabajen en la misma obra, cada uno de ellos es responsable de los daños y perjuicios de toda clase que pudiera derivarse de su propia actuación.

ARTICULO 21.- DOMICILIOS Y REPRESENTACIONES.

21.1.- El CONTRATISTA está obligado, antes de iniciarse las obras objeto del contrato a constituir un domicilio en la proximidad de las obras, dando cuenta a la EMPRESA del lugar de ese domicilio.

21.2.- Seguidamente a la notificación del contrato, la EMPRESA comunicará al CONTRATISTA su domicilio a efectos de la ejecución del contrato, así como nombre de su representante.

21.3.- Antes de iniciarse las obras objeto del contrato, el CONTRATISTA designará su representante a pie de obra y se lo comunicará por escrito a la EMPRESA especificando sus poderes, que deberán ser lo suficientemente amplios para recibir y resolver en consecuencia las comunicaciones y órdenes de la representación de la EMPRESA. En ningún caso constituirá motivo de excusa para el CONTRATISTA la ausencia de su representante a pie de obra.

21.4.- El CONTRATISTA está obligado a presentar a la representación de la EMPRESA antes de la iniciación de los trabajos, una relación

.

comprensiva del personal facultativo responsable de la ejecución de la obra contratada y a dar cuenta posteriormente de los cambios que en el mismo se efectúen, durante la vigencia del contrato.

21.5.- La designación del representante del CONTRATISTA, así como la del personal facultativo, responsable de la ejecución de la obra contratada, requiere la conformidad y aprobación de la EMPRESA quien por motivo fundado podrá exigir el CONTRATISTA la remoción de su representante y la de cualquier facultativo responsable.

ARTÍCULO 22.- OBLIGACIONES DEL CONTRATISTA EN MATERIA SOCIAL.

El CONTRATISTA estará obligado al cumplimiento de las disposiciones vigentes en materia laboral, de seguridad social y de seguridad e higiene en el trabajo.

En lo referente a las obligaciones del CONTRATISTA en materia de seguridad e higiene en el trabajo, estas quedan detalladas de la forma siguiente:

22.1.- El CONTRATISTA es responsable de las condiciones de seguridad e higiene en los trabajos, estando obligado a adoptar y hacer aplicar, a su costa, las disposiciones vigentes sobre estas materias, en las medidas que dicte la Inspección de Trabajo y demás organismos competentes, así como las normas de seguridad complementarias que correspondan a las características de las obras contratadas.

22.2.- A tal efecto el CONTRATISTA debe establecer un Plan de Seguridad, Higiene y Primeros Auxilios que especifique con claridad las medidas prácticas que, para la consecución de las precedentes prescripciones, estime necesario tomar en la obra.

.

Este Plan debe precisar las formas de aplicación de las medidas complementarias que correspondan a los riesgos de la obra con el objeto de asegurar eficazmente:

- La seguridad de su propio personal, del de la EMPRESA y de terceros.
- La Higiene y Primeros Auxilios a enfermos y accidentados.
- La seguridad de las instalaciones.

El Plan de seguridad así concebido debe comprender la aplicación de las Normas de Seguridad que la EMPRESA prescribe a sus empleados cuando realizan trabajos similares a los encomendados al personal del CONTRATISTA, y que se encuentran contenidas en las Prescripciones de Seguridad y Primeros Auxilios redactadas por UNESA.

El Plan de Seguridad, Higiene y Primeros Auxilios deberá ser comunicado a la EMPRESA en el plazo de tres meses a partir de la firma del contrato. El incumplimiento de este plazo puede ser motivo de resolución del contrato.

La adopción de cualquier modificación o ampliación al plan previamente establecido, en razón de la variación de las circunstancias de la obra, deberá ser puesta inmediatamente en conocimiento de la EMPRESA.

22.3.- Los gastos originados por la adopción de las medidas de seguridad, higiene y primeros auxilios son a cargo del CONTRATISTA y se considerarán incluidos en los precios del contrato.

.

Quedan comprendidas en estas medidas, sin que su enumeración las limite:

- La formación del personal en sus distintos niveles profesionales en materia de seguridad, higiene y primeros auxilios, así como la información al mismo mediante carteles, avisos o señales de los distintos riesgos que la obra presente.
- El mantenimiento del orden, limpieza, comodidad y seguridad en las superficies o lugares de trabajo, así como en los accesos a aquellos.
- Las protecciones y dispositivos de seguridad en las instalaciones, aparatos y maquinas, almacenes, polvorines, etc., incluidas las protecciones contra incendios.
- El establecimiento de las medidas encaminadas a la eliminación de factores nocivos, tales como polvos, humos, gases, vapores, iluminación deficiente, ruidos, temperatura, humedad, y aireación deficiente, etc.
- El suministro a los operarios de todos los elementos de protección personal necesarios, así como de las instalaciones sanitarias, botiquines, ambulancias, que las circunstancias hagan igualmente necesarias.

.

Asimismo, el CONTRATISTA debe proceder a su costa al establecimiento de vestuarios, servicios higiénicos, servicio de comedor y menaje, barracones, suministro de agua, etc., que las características en cada caso de la obra y la reglamentación determinen.

22.4.- Los contratistas que trabajan en una misma obra deberán agruparse en el seno de un Comité de Seguridad, formado por los representantes de las empresas, Comité que tendrá por misión coordinar las medidas de seguridad, higiene y primeros auxilios, tanto a nivel individual como colectivo.

De esta forma, cada contratista debe designar un representante responsable ante el Comité de Seguridad. Las decisiones adoptadas por el Comité se aplicarán a todas las empresas, incluso a las que lleguen con posterioridad a la obra.

Los gastos resultantes de esta organización colectiva se prorratearán mensualmente entre las empresas participantes, proporcionalmente al número de jornales, horas de trabajo de sus trabajadores, o por cualquier otro método establecido de común acuerdo.

El CONTRATISTA remitirá a la representación de la EMPRESA, con fines de información copia de cada declaración de accidente que cause baja en el trabajo, inmediatamente después de formalizar la dicha baja. Igualmente por la Secretaría del Comité de Seguridad previamente aprobadas por todos los representantes.

.

El incumplimiento de estas obligaciones por parte del CONTRATISTA o la infracción de las disposiciones sobre seguridad por parte del personal técnico designado por él, no implicará responsabilidad alguna para la EMPRESA.

ARTICULO 23.- GASTOS DE CARACTER GENERAL POR CUENTA DEL CONTRATISTA.

23.1.- Se entiende como tales los gastos de cualquier clase ocasionados por la comprobación del replanteo de la obra, los ensayos de materiales que deba realizar por su cuenta el CONTRATISTA; los de montaje y retirada de las construcciones auxiliares, oficinas, almacenes y cobertizos pertenecientes al CONTRATISTA; los correspondientes a los caminos de servicio, señales de tráfico provisionales para las vías públicas en las que se dificulte el tránsito, así como de los equipos necesarios para organizar y controlar este en evitación de accidentes de cualquier clase; los de protección de materiales y la propia obra contra todo deterioro, daño o incendio, cumpliendo los reglamentos vigentes para el almacenamiento de explosivos y combustibles; los de limpieza de los espacios interiores y exteriores; los de construcción, conservación y retirada de pasos, caminos provisionales y alcantarillas; los derivados de dejar tránsito a peatones y vehículos durante la ejecución de las obras; los de desviación de alcantarillas, tuberías, cables eléctricos y, en general, de cualquier instalación que sea necesario modificar para las instalaciones provisionales del CONTRATISTA; los de construcción, conservación, limpieza y retirada de las instalaciones sanitarias provisionales y de limpieza de los lugares ocupados por las mismas; los de retirada al fin de la obra de

.

instalaciones, herramientas, materiales, etc., y limpieza general de la obra.

23.2.- Salvo que se indique lo contrario, será de cuenta del CONTRATISTA el montar, conservar y retirar las instalaciones para el suministro del agua y de la energía eléctrica necesaria para las obras y la adquisición de dichas aguas y energía.

23.3.- Serán de cuenta del CONTRATISTA los gastos ocasionados por la retirada de la obra, de los materiales rechazados, los de jornales y materiales para las mediciones periódicas para la redacción de certificaciones y los ocasionados por la medición final; los de pruebas, ensayos, reconocimientos y tomas de muestras para las recepciones parciales y totales, provisionales y definitivas, de las obras; la corrección de las deficiencias observadas en las pruebas, ensayos, etc., y los gastos derivados de los asientos o averías, accidentes o daños que se produzcan en estas pruebas y la reparación y conservación de las obras durante el plazo de garantía.

23.4.- además de los ensayos a los que se refiere los apartados 23.1 y 23.3 de este artículo, serán por cuenta del CONTRATISTA los ensayos que realice directamente con los materiales suministrados por sus proveedores antes de su adquisición e incorporación a la obra y que en su momento serán controlados por la EMPRESA para su aceptación definitiva. Serán así mismo de su cuenta aquellos ensayos que el CONTRATISTA crea oportuno realizar durante la ejecución de los trabajos, para su propio control.

23.5.- Por lo que a gastos de replanteo se refiere y a tenor de lo dispuesto en el artículo 37 "Replanteo de las obras", serán por cuenta

.

del CONTRATISTA todos los gastos de replanteos secundarios necesarios para la correcta ejecución de los trabajos, a partir del replanteo principal definido en dicho artículo 36 y cuyos gastos correrán por cuenta de la EMPRESA.

23.6.- En los casos de resolución del Contrato, cualquiera que sea la causa que lo motive, serán de cuenta del CONTRATISTA los gastos de jornales y materiales ocasionados por la liquidación de las obras y los de las Actas Notariales que sean necesario levantar, así como los de retirada de los medios auxiliares que no utilice la EMPRESA o que le devuelva después de utilizados.

ARTICULO 24.- GASTOS DE CARACTER GENERAL POR CUENTA DE LA EMPRESA.

Serán por cuenta de la EMPRESA los gastos originados por la inspección de las obras del personal de la EMPRESA o contratados para este fin, la comprobación o revisión de las certificaciones, la toma de muestras y ensayos de laboratorio para la comprobación periódica de calidad de materiales y obras realizadas, salvo los indicados en el artículo 23, y el transporte de los materiales suministrados por la EMPRESA, hasta el almacén de obra, sin incluir su descarga ni los gastos de paralización de vehículos por retrasos en la misma.

Así mismo, serán a cargo de la EMPRESA los gastos de primera instalación, conservación y mantenimiento de sus oficinas de obra, residencias, poblado, botiquines, laboratorios, y cualquier otro edificio e instalación propiedad de la EMPRESA y utilizados por el personal empleado de esta empresa, encargado de la dirección y vigilancia de las obras.

ARTICULO 25.- INDEMNIZACIONES POR CUENTA DEL CONTRATISTA.

Será de cuenta del CONTRATISTA la reparación de cualquier daño que pueda ocasionar sus instalaciones y construcciones auxiliares en propiedades particulares; los producidos por la explotación de canteras, la extracción de tierras para la ejecución de terraplenes; los que se originen por la habilitación de caminos y vías provisionales y, finalmente, los producidos en las demás operaciones realizadas por el CONTRATISTA para la ejecución de las obras.

ARTICULO 26.- PARTIDAS PARA OBRAS ACCESORIAS.

Las cantidades calculadas para obras accesorias, que como consecuencia de su escasa o nula definición, figuren en el presupuesto general con una partida alzada, no se abonará por su monto total.

En consecuencia estas obras accesorias se abonarán a los precios unitarios del Contrato y conforme a las unidades y medidas que se obtengan de los proyectos que se realicen para ellas y de su medición final.

ARTÍCULO 27.- PARTIDAS ALZADAS.

Las partidas alzadas consignadas en los presupuestos para obras o servicios se abonarán por su importe una vez realizados totalmente dichos trabajos.

Quedan excluidas de este sistema de abono, las obras accesorias que se liquidarán conforme a lo indicado en el artículo 26.

ARTICULO 28.- REVISION DE PRECIOS.

28.1.- La EMPRESA adopta para las revisiones de los precios el sistema de fórmulas polinómicas vigentes para las obras del Estado y Organismos Autónomos, establecido por el Decreto-Ley 2/1964 de 4 de febrero (BOE de 6-II-64), especialmente en lo que a su artículo 4º se refiere.

28.2.- En el Pliego Particular de Condiciones de la obra, se establecerá la fórmula o fórmulas polinómicas a emplear, adoptando de entre todas las reseñadas en el Decreto-Ley 3650/1970 de 19 de diciembre (BOE 29-XII-70) la que más se ajuste a las características de la obra contratada.

Si estas características así lo aconsejan, la EMPRESA se reserva el derecho de establecer en dicho Pliego nuevas fórmulas, modificando los coeficientes o las variables de las mismas.

28.3.- Para los valores actualizados de las variables que inciden en la fórmula, se tomarán para cada mes los que faciliten el Ministerio de Hacienda una vez publicados en el BOE. Los valores iniciales corresponderán a los del mes de la fecha del Contrato.

28.4.- Una vez obtenido el índice de revisión mensual, se aplicará al importe total de la certificación correspondiente al mes de que se trate, siempre y cuando la obra realizada durante dicho periodo, lo haya sido dentro del programa de trabajo establecido.

En el caso de que las obras se desarrollen con retraso respecto a dicho programa, las certificaciones mensuales producidas dentro del plazo se

.

revisarán por los correspondientes índices de revisión hasta el mes previsto para la terminación de los trabajos. En este momento, dejarán de actualizarse dicho índice y todas las certificaciones posteriores que puedan producirse, se revisarán con este índice constante.

28.5.- Los aumentos de presupuesto originados por las revisiones de precios oficiales, no se computarán a efectos de lo establecido en el artículo 35, "Modificaciones del proyecto".

28.6.- Si las obras a realizar fuesen de corta duración, la EMPRESA podrá prescindir de la cláusula de revisión de precios, debiéndolo hacer constar así expresamente en las bases del Concurso.

ARTÍCULO 29.- REGIMEN DE INTERVENCION.

29.1.- Cuando el CONTRATISTA no de cumplimiento, sea a las obligaciones o disposiciones del Contrato, sea a las órdenes de servicio que les sean dadas por la EMPRESA, esta le requerirá a cumplir este requisito de órdenes en un plazo determinado, que, salvo en casos de urgencia, no será nunca menor de 10 días a partir de la notificación de requerimiento.

29.2.- Pasado este plazo, si el CONTRATISTA no ha ejecutado las disposiciones dadas, la EMPRESA podrá ordenar a título provisional el establecimiento de un régimen de intervención general o parcial por cuenta del CONTRATISTA.

29.3.- Se procederá inmediatamente, en presencia del CONTRATISTA, o habiéndole convocado debidamente, a la comprobación de las obras ejecutadas, de los materiales acopiados así

.

como al inventario descriptivo del material del CONTRATISTA, y a la devolución a este de la parte de materiales que no utilizara la EMPRESAS para la terminación de los trabajos.

29.4.- La EMPRESA tiene por otra parte, la facultad, sea de ordenar la convocatoria de un nuevo concurso, en principio sobre petición de ofertas, por cuenta y riesgo del CONTRATISTA incumplidor, sea de ejercitar el derecho de rescisión pura y simple del contrato, sea de prescribir la continuación de la intervención.

29.5.- Durante el periodo de Régimen de intervención, el CONTRATISTA podrá conocer la marcha de los trabajos, sin que pueda, de ninguna manera, entorpecer o dificultar las órdenes de la EMPRESA.

29.6.- El CONTRATISTA podrá, por otra parte, ser liberado del régimen de intervención si justifica su capacidad para volver a hacerse cargo de los trabajos y llevarlos a buen fin.

29.7.- Los excedentes de gastos que resulte de la intervención o del nuevo contrato serán deducidos de las sumas, que puedan ser debidas al CONTRATISTA, sin perjuicios de los derechos a ejercer contra él en caso de ser insuficientes.

29.8.- Si la intervención o el nuevo contrato supone, por el contrario una disminución de gastos, el CONTRATISTA no podrá pretender beneficiarse en ninguna parte de la diferencia, que quedará a favor de la EMPRESA.

ARTÍCULO 30.- RESCISION DEL CONTRATO.

.

30.1.- Cuando a juicio de la EMPRESA el incumplimiento por parte del CONTRATISTA de alguna de las cláusulas del Contrato, pudiera ocasionar graves trastornos en la realización de las obras, en el cumplimiento de los plazos, o en su aspecto económico, la EMPRESA podrá decidir la resolución del Contrato, con las penalidades a que hubiera lugar. Así mismo, podrá proceder la resolución con pérdida de fianza y garantía suplementaria si la hubiera, de producirse alguno de los supuestos siguientes.

30.1.1.- Cuando no se hubiese efectuado el montaje de las instalaciones y medios auxiliares o no se hubiera aportado la maquinaria relacionada en la oferta o su equivalente en potencia o capacidad en los plazos previstos incrementados en un 25%, o si el CONTRATISTA hubiese sustituido dicha maquinaria en sus elementos principales sin la previa autorización de la EMPRESA.

30.1.2.- Cuando durante un periodo de tres meses consecutivos y considerados conjuntamente, no se alcanzase un ritmo de ejecución del 50% del programa aprobado para la Obra característica.

30.1.3.- Cuando se cumpla el plazo final de las obras y falte por ejecutar más del 20% de presupuesto de Obra característica tal como se define en el artículo 6.3. La imposición de las multas establecidas por los retrasos sobre dicho plazo, no obligará a la EMPRESA a la prórroga del mismo, siendo potestativo por su parte elegir entre la resolución o la continuidad del Contrato.

.

30.2.- será así mismo causa suficiente para la rescisión, alguno de los hechos siguientes:

30.2.1.- La quiebra, fallecimiento o incapacidad del CONTRATISTA. En este caso, la EMPRESA podrá optar por la resolución del Contrato, o por que se subroguen en el lugar del CONTRATISTA los indicios de la quiebra, sus causahabientes o sus representantes.

30.2.2.- La disolución, por cualquier causa, de la sociedad, si el CONTRATISTA fuera una persona jurídica.

30.2.3.- Si el CONTRATISTA es una agrupación temporal de empresas y alguna de las integrantes se encuentra incluida en alguno de los supuestos previstos en alguno de los apartados 31.2. la EMPRESA estará facultada para exigir el cumplimiento de las obligaciones pendientes del Contrato a las restantes empresas que constituyen la agrupación temporal o para acordar la resolución del Contrato. Si la EMPRESA optara en ese momento por la rescisión, esta no producirá pérdida de la fianza, salvo que concurriera alguna otra causa suficiente para declarar tal pérdida.

30.3- Procederá asimismo la rescisión, sin pérdida de fianza por el CONTRATISTA, cuando se suspenda la obra comenzada, y en todo caso, siempre que por causas ajenas al CONTRATISTA, no sea posible dar comienzo a la obra adjudicada, dentro del plazo de 3 meses, a partir de la fecha de adjudicación.

.

30.4.- En el caso de que se incurriese en las causas de resolución del Contrato conforme a las cláusulas de este Pliego General de Condiciones, o del Particular de la obra, la EMPRESA se hará cargo de las obras en la situación en que se encuentren, sin otro requisito que el del levantamiento de un Acta Notarial o simple, si ambas partes prestan su conformidad, que refleje la situación de la obra, así como de acopios de materiales, maquinaria y medios auxiliares que el CONTRATISTA tuviese en ese momento en el emplazamiento de los trabajos. Con este acto de la EMPRESA el CONTRATISTA no podrá poner interdicto ni ninguna otra acción judicial, a la que renuncie expresamente.

30.5.- Siempre y cuando el motivo de la rescisión sea imputable al CONTRATISTA, este se obliga a dejar a disposición de la EMPRESA hasta la total terminación de los trabajos, la maquinaria y medios auxiliares existentes en la obra que la EMPRESA estime necesario, pudiendo el CONTRATISTA retirar los restantes. La EMPRESA abonará por los medios, instalaciones y maquinas que decida deben continuar en obra, un alquiler igual al estipulado en el baremo para trabajos por administración, pero descontando los porcentajes de gastos generales y beneficio industrial del CONTRATISTA.

30.6.- El CONTRATISTA se compromete como obligación subsidiaria de la cláusula anterior, a conservar la propiedad de las instalaciones, medios auxiliares y maquinaria seleccionada por la EMPRESA o reconocer como obligación preferente frente a terceros, la derivada de dicha condición.

.

30.7.- La EMPRESA comunicará al CONTRATISTA, con treinta días de anticipación, la fecha en que desea reintegrar los elementos que venía utilizando, los cuales dejará de devengar interés alguno a partir de su devolución, o a los 30 días de la notificación, si el CONTRATISTA no se hubiese hecho cargo de ellos. En todo caso, la devolución se realizará siempre a pie de obra, siendo por cuenta del CONTRATISTA los gastos de su traslado definitivo.

30.8.- En los contratos rescindidos, se procederá a efectos de garantías, fianzas, etc. a efectuar las recepciones provisionales y definitivas de todos los trabajos ejecutados por el CONTRATISTA hasta la fecha de la rescisión.

ARTICULO 31.- PROPIEDAD INDUSTRIAL Y COMERCIAL.

31.1.- Al suscribir el Contrato, el CONTRATISTA garantiza a la EMPRESA contra toda clase de reclamaciones que se refieran a suministros y materiales, procedimientos y medios utilizados para la ejecución de las obras y que procedan de titulares (JOE) de patentes, licencias, planos, modelos, marcas de fábrica o comercio.

En el caso de que fuera necesario, corresponde al CONTRATISTA la obtención de las licencias o a utilidades precisas y soportar la carga de los derechos e indemnizaciones correspondientes.

31.2.- En caso de acciones dirigidas contra la EMPRESA por terceros titulares de licencias, autorizaciones, planos, modelos, marcas de fábrica o de comercio utilizadas por el CONTRATISTA para la

.

ejecución de los trabajos, el CONTRATISTA responderá ante la EMPRESA del resultado de dichas acciones estando obligado además a prestarle su plena ayuda en el ejercicio de las excepciones que competan a la EMPRESA.

ARTICULO 32.- DISPOSICIONES LEGALES.

- Ordenanza General de Seguridad e Higiene en el Trabajo y Plan Nacional de Higiene y Seguridad en el Trabajo (O.M. 9-III-71).
- Comités de Seguridad e Higiene en el Trabajo (Decreto 432/71 de 11-III-71).
- Reglamento de Seguridad e Higiene en la Industria de la construcción (O.M. 20-V-52).
- Reglamento de los Servicios Médicos de Empresa (O.M. 21-XI-59).
- Ordenanza de Trabajo de la construcción, Vidrio y Cerámica (O.M. 28-VIII-70).
- Reglamento Electrotécnico de Baja Tensión (O.M. 20-IX-73).
- Reglamento de líneas Aéreas de Alta Tensión (O.M. 28-XI-68).
- Normas Para Señalización de Obras en las Carreteras (O.M. 14-III-60).
- Convenio Colectivo Provincial de la Construcción y Estatuto de los Trabajadores.

.

- Obligatoriedad de la Inclusión de un Estudio de Seguridad e Higiene en el Trabajo en los Proyectos de Edificación y Obras Públicas (Real Decreto 555/1986, 21-II-86).
- Cuantas disposiciones legales de carácter social, de protección a la industria nacional, etc., rijan en la fecha en que se ejecuten las obras.
- Reglamento sobre Condiciones técnicas y garantías de Seguridad en Centrales Eléctricas, Subestaciones Eléctricas y Centros de Transformación (real Decreto 3275/1982 de 12-XI-82).
- Viene también obligado al cumplimiento de cuanto la Dirección de Obra le dicte encaminado a garantizar la seguridad de los obreros y de la obra en general. En ningún caso dicho cumplimiento eximirá de responsabilidad al CONTRATISTA.

ARTÍCULO 33.- TRIBUNALES.

El CONTRATISTA renuncia al fuero de su propio domicilio y se compromete a sustanciar cuantas reclamaciones origine el Contrato ante los tribunales.

**CAPITULO III.- DESARROLLO DE LAS OBRAS. CONDICIONES
TECNICO-ECONOMICAS.**

ARTÍCULO 34.- MODIFICACIONES DEL PROYECTO.

34.1.- La EMPRESA podrá introducir en el proyecto, antes de empezar las obras o durante su ejecución, las modificaciones que sean precisas para la normal construcción de las mismas, aunque no se hayan previsto en el proyecto y siempre que no varíen las características principales de las obras.

También podrá introducir aquellas modificaciones que produzcan aumento o disminución y aún supresión de las unidades de obra marcadas en el presupuesto, o sustitución de una clase de fábrica por otra, siempre que esta sea de las comprendidas en el contrato.

Cuando se trate de aclarar o interpretar preceptos de los Pliegos de Condiciones o indicaciones de los planos o dibujos, las órdenes o instrucciones se comunicarán exclusivamente por escrito al CONTRATISTA, estando obligado este a su vez a devolver una copia suscribiendo con su firma el enterado.

34.2.- Todas estas modificaciones serán obligatorias para el CONTRATISTA, y siempre que, a los precios del Contrato, sin ulteriores omisiones, no alteren el Presupuesto total de Ejecución Material contratado en más de un 35%, tanto en más como en menos, el CONTRATISTA no tendrá derecho a ninguna variación en los precios ni a indemnización de ninguna clase.

.

Si la cuantía total de la certificación final, correspondiente a la obra ejecutada por el CONTRATISTA, fuese a causa de las modificaciones del Proyecto, inferior al Presupuesto Total de Ejecución Material del Contrato en un porcentaje superior al 35%, el CONTRATISTA tendrá derecho a indemnizaciones.

Para fijar su cuantía, el contratista deberá presentar a la EMPRESA en el plazo máximo de dos meses a partir de la fecha de dicha certificación final, una petición de indemnización con las justificaciones necesarias debido a los posibles aumentos de los gastos generales e insuficiente amortización de equipos e instalaciones, y en la que se valore el perjuicio que le resulte de las modificaciones introducidas en las previsiones del Proyecto. Al efectuar esta valoración el CONTRATISTA deberá tener en cuenta que el primer 35% de reducción no tendrá repercusión a estos efectos.

Si por el contrario, la cuantía de la certificación final, correspondiente a la obra ejecutada por el CONTRATISTA, fuese, a causa de las modificaciones del Proyecto, superior al Presupuesto Total de Ejecución Material del Contrato y cualquiera que fuere el porcentaje de aumento, no procederá el pago de ninguna indemnización ni revisión de precios por este concepto.

34.3.- No se admitirán mejoras de obra más que en el caso de que la Dirección de la Obra haya ordenado por escrito, la ejecución de trabajos nuevos o que mejoren la calidad de los contratados.

Tampoco se admitirán aumentos de obra en las unidades contratadas, salvo caso de error en las mediciones del Proyecto, o salvo que la Dirección de Obra, ordene también por escrito la ampliación de las

.

contratadas. Se seguirá el mismo criterio y procedimiento, cuando se quieran introducir innovaciones que supongan una reducción apreciable en las unidades de obra contratadas.

ARTICULO 35.- MODIFICACIONES DE LOS PLANOS.

35.1.- Los planos de construcción podrán modificar a los provisionales de concurso, respetando los principios esenciales y el CONTRATISTA no puede por ello hacer reclamación alguna a la EMPRESA.

35.2.- El carácter complejo y los plazos limitados de que se dispone en la ejecución de un Proyecto, obligan a una simultaneidad entre las entregas de las especificaciones técnicas de los suministradores de equipos y la elaboración de planos definitivos de Proyecto.

Esta simultaneidad implica la entrega de planos de detalle de obra civil, relacionada directamente con la implantación de los equipos, durante todo el plazo de ejecución de la obra.

La EMPRESA tomará las medidas necesarias para que estas modificaciones no alteren los planos de trabajo del CONTRATISTA entregando los planos con la suficiente antelación para que la preparación y ejecución de estos trabajos se realice de acuerdo con el programa previsto.

El CONTRATISTA por su parte no podrá alegar desconocimiento de estas definiciones de detalle, no incluidas en el proyecto base, y que quedará obligado a su ejecución dentro de las prescripciones generales del Contrato.

.

35.3.- El CONTRATISTA deberá confrontar, inmediatamente después de recibidos, todos los planos que le hayan sido facilitados, debiendo informar por escrito a la EMPRESA en el plazo máximo de 15 días y antes de proceder a su ejecución, de cualquier contradicción, error u omisión que lo exigiera técnicamente incorrectos.

ARTICULO 36.- REPLANTEO DE LAS OBRAS.

36.1.- La EMPRESA entregará al CONTRATISTA los hitos de triangulación y referencias de nivel establecidos por ella en la zona de obras a realizar. La posición de estos hitos y sus coordenadas figurarán en un plano general de situación de las obras.

36.2.- Dentro de los 15 días siguientes a la fecha de adjudicación el CONTRATISTA verificará en presencia de los representantes de la EMPRESA el plano general de replanteo y las coordenadas de los hitos, levantándose el Acta correspondiente.

36.3.- La EMPRESA precisará sobre el plano de replanteo las referencias a estos hitos de los ejes principales de cada una de las obras.

36.4.- El CONTRATISTA será responsable de la conservación de todos los hitos y referencias que se le entreguen. Si durante la ejecución de los trabajos, se destruyese alguno, deberá reponerlos por su cuenta y bajo su responsabilidad.

El CONTRATISTA establecerá en caso necesario, hitos secundarios y efectuará todos los replanteos precisos para la perfecta definición de

.

las obras a ejecutar, siendo de su responsabilidad los perjuicios que puedan ocasionarse por errores cometidos en dichos replanteos.

ARTICULO 37.- ACCESOS A LAS OBRAS.

37.1.- Los caminos y accesos provisionales a los diferentes tajos de obra, serán construidos por el CONTRATISTA por su cuenta y cargo.

37.2.- Para que la EMPRESA apruebe su construcción en el caso de que afecten a terceros interesados, el CONTRATISTA habrá debido llegar a un previo acuerdo con estos.

37.3.- Los caminos y accesos estarán situados en la medida de lo posible, fuera del lugar de emplazamiento de las obras definitivas. En el caso de que necesariamente hayan de transcurrir por el emplazamiento de obras definitivas, las modificaciones posteriores, necesarias para la ejecución de los trabajos, serán a cargo del CONTRATISTA.

37.4.- Si los mismos caminos han de ser utilizados por varios Contratistas, estos deberán ponerse de acuerdo entre sí sobre el reparto de sus gastos de construcción y conservación.

37.5.- La EMPRESA se reserva el derecho de transitar libremente por todos los caminos y accesos provisionales de la obra, sin que pueda hacerse repercutir sobre ella gasto alguno en concepto de conservación.

ARTICULO 38.- ORGANIZACION DE LAS OBRAS.

.

38.1.- El CONTRATISTA tendrá un conocimiento completo de la disposición de conjunto de los terrenos, de la importancia y situación de las obras objeto de contrato, de las zonas reservadas para la obra, de los medios de acceso, así como de las condiciones climáticas de la región, especialmente del régimen de las aguas y de la frecuencia e importancia de las crecidas de los ríos, que puedan afectar a los trabajos.

38.2.- La EMPRESA pondrá gratuitamente a disposición del CONTRATISTA, mientras duren los trabajos, todos los terrenos cuya ocupación definitiva sea necesaria para la implantación de las obras objeto del contrato.

38.3.- también pondrá la EMPRESA gratuitamente a disposición del CONTRATISTA, los terrenos de su propiedad y que puedan ser adecuados para las obras auxiliares e instalaciones.

38.4.- En el plazo de un mes a partir de la fecha del Contrato, se determinarán contradictoriamente los terrenos afectados por los párrafos 2 y 3 que se representarán en el plano de la zona.

En caso de desavenencia en esta determinación contradictoria, será vinculante el plano previo incorporado al Pliego de Condiciones Particulares.

38.5.- La obligación de la EMPRESA en cuanto entrega de los terrenos necesarios queda limitada a los que figuran y se reseñan en el plano de referencia que, al mismo tiempo, definirá lo que se entiende por zona de obras.

.

38.6.- Si por conveniencia del CONTRATISTA este deseara disponer de otros terrenos distintos de los figurados y reseñados en el plano antes citado, será de su cargo su adquisición o la obtención de las autorizaciones pertinentes, debiendo el contratista someter previamente a la conformidad de la EMPRESA las modalidades de adquisición o de obtención de la autorización respectiva.

ARTICULO 39.- VIGILANCIA Y POLICÍA DE LAS OBRAS.

39.1.- El CONTRATISTA es responsable del orden, limpieza y condiciones sanitarias de las obras objeto de contrato. Deberá adoptar a este respecto, a su cargo y bajo su responsabilidad, las medidas que le sean señaladas por las autoridades competentes y con la representación de la EMPRESA.

39.2.- En caso de conflicto de cualquier clase, que pudiera implicar alteraciones del orden público, corresponde al CONTRATISTA la obligación de ponerse en contacto con las autoridades competentes y convenir con ellos y disponer las medidas adecuadas para evitar incidentes.

ARTICULO 40.- UTILIZACIÓN DE LAS INSTALACIONES AUXILIARES Y EQUIPOS DEL CONTRATISTA.

El CONTRATISTA deberá poder facilitar a la EMPRESA, todos los medios auxiliares que figuran en el programa o tengan servicio en la obra. Para ello la EMPRESA comunicará por escrito al CONTRATISTA

.

las instalaciones o equipos o maquinas que desea utilizar y fecha y duración de la prestación.

Cuando razonablemente no haya inconveniente para ello, no se perturbe la organización y desarrollo de los trabajos, o exista una causa grave de fuerza mayor, el CONTRATISTA deberá atender la solicitud de la EMPRESA, abonándose las horas de utilización conforme a los baremos de administración aprobados.

En todo caso, el manejo y entretenimiento de las maquinas e instalaciones será realizado por personal del CONTRATISTA.

ARTICULO 41.- EMPLEO DE MATERIALES NUEVOS O DE DEMOLICION PERTENECIENTES A LA EMPRESA.

Cuando fuera de las previsiones del Contrato, la EMPRESA juzgue conveniente emplear materiales nuevos o de recuperación que le pertenezcan, el CONTRATISTA no podrá oponerse a ello y las condiciones que regulen este suministro serán establecidas de común acuerdo o, en su defecto, se establecerá mediante Arbitraje de Derecho Privado.

ARTICULO 42.- USO ANTICIPADO DE LAS INSTALACIONES DEFINITIVAS.

42.1.- La EMPRESA se reserva el derecho de hacer uso de las partes terminadas de la obra contratada, antes de que los trabajos prescritos en el contrato se hayan terminado en su totalidad, bien por

.

necesidades de servicio, bien para permitir la realización de otros trabajos que no forman parte del contrato.

42.2.- Si la EMPRESA deseara hacer uso del citado derecho, se lo comunicará al CONTRATISTA con una semana de antelación a la fecha de utilización. El uso de este derecho por parte de la EMPRESA no implica recepción provisional de la zona afectada.

ARTICULO 43.- PLANES DE OBRA Y MONTAJE.

43.1.- Independientemente del plan de trabajos que los Contratistas ofertantes deben presentar con sus ofertas, de acuerdo a lo establecido en el artículo 6, el CONTRATISTA presentará con posterioridad a la firma del Contrato, un plan más detallado que el anterior.

La EMPRESA indicará el plazo máximo a partir de la formalización del Contrato, en el que debe presentarlo y tipo de programa exigido.

De no indicarse el plazo, se entenderá establecido éste en un mes.

43.2.- Este Plan, que deberá ser lo más completo, detallado y razonado posible, respetará obligatoriamente los plazos parciales y finales fijados en el Concurso, y deberá venir acompañado del programa de certificaciones mensuales.

Tanto el Plan de Obra como el programa de Certificaciones mensuales, deberán destacar individualmente cada una de las unidades correspondientes a la Obra característica.

.

Las unidades de Obra Complementaria podrán agruparse tanto en uno como en otro documento, dentro de bloques homogéneos cuya determinación quedará a juicio del CONTRATISTA. En el caso de que éste, decidiera proponer un adelanto en alguno de los plazos fijados, deberá hacerlo como una variante suplementaria, justificando expresamente en este caso todas las repercusiones económicas a que diese lugar.

43.3.- El Plan de Obra deberá ser aprobado oficialmente por la EMPRESA adquiriendo desde este momento el carácter de documento contractual. No podrá ser modificado sin autorización expresa de la EMPRESA y el CONTRATISTA vendrá obligado a respetarlo en el desarrollo de los trabajos.

En caso de desacuerdo sobre el Plan de Obra, una vez rechazado por la EMPRESA el tercero consecutivo se someterá la controversia a arbitraje, siendo desempeñado por un solo árbitro, que habrá de ser el profesional competente y habilitado, según la índole del tema considerado, designado por el Colegio Profesional correspondiente.

43.4.- En este Plan, el CONTRATISTA indicará los medios auxiliares y mano de obra que ofrece emplear en la ejecución de cada una de las unidades de Obra característica, con indicación expresa de los rendimientos a obtener. Las unidades de Obra complementaria podrán agruparse a estos efectos, en bloques homogéneos, iguales a los indicados en el artículo 43.2.

Los medios ofrecidos, que han de ser como mínimo los de la propuesta inicial, salvo que la EMPRESA, a la vista del Plan de Obra, autorice otra

.

cosa, quedarán afectos a la obra y no podrán ser retirados o sustituidos salvo aprobación expresa de la Dirección de la misma.

La aceptación del Plan y relación de medios auxiliares propuestos por el CONTRATISTA no implica exención alguna de responsabilidad para el mismo en el caso de incumplimiento de los plazos parciales, o final convenido.

43.5.- Si el desarrollo de los trabajos no se efectuase de acuerdo al Plan aprobado y ello pudiera dar lugar al incumplimiento de plazos parciales o final, la EMPRESA podrá exigir del CONTRATISTA la actualización del Plan vigente, reforzando las plantillas de personal, medios auxiliares e instalaciones necesarias a efectos de mantener los plazos convenidos y sin que el CONTRATISTA pueda hacer recaer sobre la EMPRESA las repercusiones económicas que este aumento de medios puede traer consigo. El Plan de Obra actualizado sustituirá a todos los efectos contractuales al anteriormente vigente, con la salvedad que se indica en el apartado siguiente.

43.6.- En cualquier caso, la aceptación por parte de la EMPRESA de los Planes de Obra actualizados que se vayan confeccionando para adecuar el desarrollo real de los trabajos al mantenimiento de los plazos iniciales, no liberará al CONTRATISTA de las posibles responsabilidades económicas en que incurra por el posible incumplimiento de los plazos convenidos.

43.7.- El desarrollo de todas las obras habrá de subordinarse al montaje de las instalaciones para cuyo servicio se construyen.

.

Esta circunstancia ya se tiene en cuenta al establecer los plazos de cada obra que se fijan en su correspondiente Pliego Particular, por lo que en ningún caso pueden ser causa de concesión de prórroga las interferencias que al curso de la obra pueda originar el montaje, siempre y cuando el suministro de equipos y el propio montaje se mantengan en líneas generales dentro de los plazos y planes previstos, conforme a lo indicado en los artículos 47 y 50 del presente Pliego.

ARTICULO 44.- PLAZOS DE EJECUCION.

44.1.- La EMPRESA se establecerá los plazos parciales y plazo final de terminación, a los que el CONTRATISTA deberá ajustarse obligatoriamente.

44.2.- Los plazos parciales corresponderán a la terminación y puesta a disposición de determinados elementos, obras o conjuntos de obras, que se consideren necesario para la prosecución de otras fases de la construcción o del montaje.

Estas obras o conjunto de obras que condicionan un plazo parcial, se definirán bien por un estado de dimensiones, bien por la posibilidad de prestar en ese momento y sin restricciones, el uso, servicio o utilización que de ellas se requiere.

44.3.- En consecuencia, y a efectos del cumplimiento del plazo, la terminación de la obra y su puesta a disposición, será independiente del importe de los trabajos realizados a precio de Contrato, salvo que el importe de la Obra característica realizada supere como mínimo en un 10% el presupuesto asignado para esa parte de la obra.

.

Para valorar a estos efectos la obra realizada, no se tendrá en cuenta los aumentos del coste producidos por revisiones de precios y sí únicamente los aumentos reales del volumen de obra.

44.4.- En el caso de que el importe de la Obra característica realizada supere en un 10% al presupuesto para esa parte de obra, los plazos parciales y finales se prorrogarán en un plazo igual al incremento porcentual que exceda de dicho 10%.

ARTICULO 45.- RETENCIONES POR RETRASOS DURANTE LA EJECUCION DE LA OBRA.

45.1.- Los retrasos sobre el plan de obra y programa de certificaciones imputables al CONTRATISTA, tendrán como sanción económica para cada mes la retención por la EMPRESA, con abono a una cuenta especial denominada "Retenciones", del 50% de la diferencia entre el 90% de la Obra característica que hasta ese mes debería haberse justificado y la que realmente se haya realizado. Para este cómputo de obra realizada no se tendrá en cuenta la correspondiente a Obras complementarias.

45.2.- El CONTRATISTA que en meses sucesivos realizase Obra característica por un valor superior a lo establecido en el Plan de trabajos para esos meses, tendrá derecho a recuperar de la cuenta de "Retenciones" la parte proporcional que le corresponda.

46.3.- Cuando se alcance el plazo total previsto para la ejecución de la obra con un saldo acreedor en la cuenta de "Retenciones" quedará éste bloqueado a disposición de la EMPRESA para responder de las posibles multas y sanciones correspondientes a una posible rescisión. En el

.

momento de la total terminación y liquidación de la obra contratada, se procederá a saldar esta cuenta abonando al CONTRATISTA el saldo acreedor si lo hubiere o exigiéndole el deudor si así resultase.

ARTICULO 46.- INCUMPLIMIENTO DE LOS PLAZOS Y MULTAS.

46.1.- En el caso de incumplimiento de los plazos fijados por causas directamente imputables al CONTRATISTA, satisfará éste las multas que se indiquen en el Pliego Particular de la obra, con cargo a las certificaciones, fondo de retenciones o fianza definitiva, sucesivamente, sin perjuicio de la responsabilidad por daños.

46.2.- Si el retraso producido en el cumplimiento de los plazos ocasionara a su vez retrasos en otros contratistas, lesionando los intereses de estos, la EMPRESA podrá hacer repercutir sobre el CONTRATISTA las indemnizaciones a que hubiera lugar por tales perjuicios.

46.3.- En el caso de que los retrasos se produzcan por causas imputables a la EMPRESA en los suministros a que venga obligada la Empresa, por órdenes expresas de la Dirección de Obra o por demoras en los montajes de maquinaria o equipos, se prorrogarán los plazos en un tiempo igual al estimado por la EMPRESA como retraso producido, de acuerdo con lo establecido en el artículo 49.

ARTICULO 47.- SUPRESION DE LAS MULTAS.

Cuando la EMPRESA advierta la posibilidad de que un retraso en la ejecución de las obras o en el montaje, no va a repercutir en la puesta en marcha de la instalación ni causar perjuicios a terceros, podrá

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

acordar libremente la supresión de multas, o la ampliación de los plazos de ejecución.

En este último caso, la EMPRESA podrá diferir a la nueva fecha de terminación, y en el supuesto de que ésta tampoco se cumpla, la aplicación de las multas establecidas.

ARTICULO 48.- PREMIOS Y PRIMAS.

48.1.- En el Pliego Particular de Condiciones de la Obra, la EMPRESA podrá establecer premios en el caso de cumplimiento de los plazos parciales y totales contratados y/o un sistema de primas para premiar los posibles adelantos sobre dichos plazos de terminación de obras.

La EMPRESA especificará las condiciones que deberán concurrir para que el CONTRATISTA pueda obtener dichos premios y/o primas.

48.2.- La EMPRESA podrá supeditar el pago de los premios, siempre que así lo indique expresamente, al cumplimiento estricto de los plazos, incluso en el caso de retrasos producidos por causas no imputables al CONTRATISTA o de fuerza mayor.

ARTICULO 49.- RETRASOS OCASIONADOS POR LA EMPRESA.

Los retrasos que pudieran ocasionar la falta de planos, demoras en el suministro de materiales que deba ser realizado por la EMPRESA, o interferencias ocasionadas por otros Contratistas, serán valorados en

.

tiempo por la Dirección de la Obra, después de oír al CONTRATISTA, prorrogándose los plazos conforme a dicha estimación.

Para efectuar ésta, la Dirección tendrá en cuenta la influencia sobre la parte de obra realmente afectada, y la posibilidad de adelantar la ejecución de obras y unidades de obras, cuya realización estuviese prevista para fecha posterior.

ARTICULO 50.- DAÑOS Y AMPLIACION DE PLAZO EN CASO DE FUERZA MAYOR.

50.1.- Cuando se produjeran daños en las obras por causa de fuerza mayor, si su prevención o minoración hubiera correspondido a las partes, la que hubiese sido negligente soportara sus consecuencias.

Si fuese por completo ajena a la actuación del CONTRATISTA el riesgo sobre la obra ejecutada será soportado por la EMPRESA en cuanto a las unidades de que se hubiese hecho previa medición, según se determina en el artículo 52.

50.2.- Si por causa de fuerza mayor no imputable al CONTRATISTA hubiese de sufrir demora el curso de la obra, lo pondrá en conocimiento de la EMPRESA con la prontitud posible, concretando el tiempo en que estima necesario prorrogar los plazos establecidos, la EMPRESA deberá manifestar su conformidad o reparos a la procedencia y alcance de la prórroga propuesta en un plazo igual al que hubiese mediado entre el hecho originario y la comunicación del CONTRATISTA.

ARTICULO 51.- MEDICIONES DE LAS UNIDADES DE OBRA.

.

51.1.- Servirán de base para la medición y posterior abono de las obras los datos del replanteo general y los replanteos parciales que haya exigido el curso de la obra; los vencimientos y demás partes ocultas de las obras, tomados durante la ejecución de los trabajos y autorizados con las firmas del CONTRATISTA y del Director de la Obra; la medición que se lleve a efecto de las partes descubiertas de las obras de fábrica y accesorias y, en general, los que convengan al procedimiento consignado en el Pliego oficial.

51.2.- En ningún caso podrá alegar el CONTRATISTA los usos y costumbres del país respecto de la aplicación de los precios o de la forma de medir las unidades de obra ejecutadas cuando se hallen en contradicción con las normas establecidas a estos efectos en el Pliego Particular de la obra, o en su defecto, con las establecidas en el presente Pliego de Condiciones Generales.

51.3.- Las mediciones con los datos recogidos de los elementos cualitativos que caracterizan las obras ejecutadas, los acopios realizados, o los suministros efectuados, constituyen comprobación de un cierto estado de hecho y se recogerán por la EMPRESA en presencia del CONTRATISTA. La ausencia del CONTRATISTA, aún habiendo sido avisado previamente, supone su conformidad a los datos recogidos por la EMPRESA.

En caso de presencia del CONTRATISTA las mediciones serán avaladas con la firma de ambas partes.

51.4.- El CONTRATISTA no podrá dejar de firmar las mediciones. En caso de negarse a hacerlo, podrá levantarse acta notarial a su cargo. Si las firmara con reservas, dispondrá de un plazo de 10 días a partir de

.

la fecha de redacción de las mismas para formular por escrito sus observaciones. Pasado ese plazo, las mediciones se suponen aceptadas sin reserva alguna.

En el caso de la firma con reserva, se redactará un acta en la que se hará constar los motivos de disconformidad, acta que se unirá a la correspondiente medición.

51.5.- En el caso de reclamación del CONTRATISTA las mediciones se tomarán a petición propia o por iniciativa de la EMPRESA, sin que estas comprobaciones prejuzguen, en ningún caso, el reconocimiento de que las reclamaciones están bien fundamentadas.

51.6.- El CONTRATISTA está obligado a exigir a su debido tiempo la toma contradictoria de mediciones para los trabajos, prestaciones y suministros que no fueran susceptibles de comprobación o de verificaciones ulteriores, a falta de lo cual, salvo pruebas contrarias que deben proporcionar a su costa, prevalecerán las decisiones de la EMPRESA con todas sus consecuencias.

ARTICULO 52.- CERTIFICACION Y ABONO DE LAS OBRAS.

52.1.- Las unidades de obra se medirán mensualmente sobre las partes realmente ejecutadas con arreglo al Proyecto, modificaciones posteriores y órdenes de la Dirección de Obra, y de acuerdo con los artículos del Pliego de Condiciones.

La medición de la obra realizada en un mes se llevará a cabo en los ocho primeros días siguientes a la fecha de cierre de certificaciones. Dicha fecha se determinará al comienzo de las obras.

.

Las valoraciones efectuadas servirán para la redacción de certificaciones mensuales al origen, de las cuales se tendrá el líquido de abono.

Corresponderá a la EMPRESA en todo caso, la redacción de las certificaciones mensuales.

52.2.- Las certificaciones y abonos de las obras, no suponen aprobación ni recepción de las mismas.

52.3.- Las certificaciones mensuales se deben entender siempre como abonos a buena cuenta, y en consecuencia, las mediciones de unidades de obra y los precios aplicados no tienen el carácter de definitivos, pudiendo surgir modificaciones en certificaciones posteriores y definitivamente en la liquidación final.

52.4.- Si el CONTRATISTA rehusase firmar una certificación mensual o lo hiciese con reservas por no estar conforme con ella, deberá exponer por escrito y en el plazo máximo de diez días, a partir de la fecha de que se le requiera para la firma, los motivos que fundamenten su reclamación e importe de la misma. La EMPRESA considerará esta reclamación y decidirá si procede atenderla.

Los retrasos en el cobro, que pudieran producirse como consecuencia de esta dilación en los trámites de la certificación, no se computarán a efectos de plazo de cobro ni de abono de intereses de demora.

52.5.- Terminado el plazo de diez días, señalado en el epígrafe anterior, o si hubiese variado la obra en forma tal que les fuera imposible recomprobar la medición objeto de discusión, se considerará

.

que la certificación es correcta, no admitiéndose posteriormente reclamación alguna en tal sentido.

52.6.- Tanto en las certificaciones, como en la liquidación final, las obras serán en todo caso abonadas a los precios que para cada unidad de obra figuren en la oferta aceptada, o a los precios contradictorios fijados en el transcurso de la obra, de acuerdo con lo provisto en el epígrafe siguiente.

52.7.- Los precios de unidades de obra, así como los de los materiales, maquinaria y mano de obra que no figuren entre los contratados, se fijaran contradictoriamente entre el Director de Obra y el CONTRATISTA, o su representante expresamente autorizado a estos efectos.

Estos precios deberán ser presentados por el CONTRATISTA debidamente descompuestos, conforme a lo establecido en el artículo 6 del presente Pliego.

La Dirección de Obra podrá exigir para su comprobación la presentación de los documentos necesarios que justifique la descomposición del precio presentado por el CONTRATISTA.

La negociación del precio contradictorio será independiente de la ejecución de la unidad de obra de que se trate, viniendo obligado el CONTRATISTA a realizarla, una vez recibida la orden correspondiente. A falta de acuerdo se certificará provisionalmente a base de los precios establecidos por la EMPRESA.

.

52.8.- Cuando circunstancias especiales hagan imposible el establecer nuevos precios, o así le convenga a la EMPRESA, corresponderá exclusivamente a esta Sociedad la decisión de abonar estos trabajos en régimen de Administración, aplicando los baremos de mano de obra, materiales y maquinaria, aprobados en el Contrato.

52.9.- Cuando así lo admita expresamente el Pliego de Condiciones Particulares de la obra, o la EMPRESA acceda a la petición en este sentido formulada por el CONTRATISTA, podrá certificarse a cuenta de acopios de materiales en la cuantía que determine dicho Pliego, o en su defecto la que estime oportuno la Dirección de Obra.

Las cantidades abonadas a cuenta por este concepto se deducirán de la certificación de la unidad de obra correspondiente, cuando dichos materiales pasen a formar parte de la obra ejecutada.

En la liquidación final no podrán existir abonos por acopios, ya que los excesos de materiales serán siempre por cuenta del CONTRATISTA.

El abono de cantidades a cuenta en concepto de acopio de materiales no presupondrá, en ningún caso, la aceptación en cuanto a la calidad y demás especificaciones técnicas de dicho material, cuya comprobación se realizará en el momento de su puesta en obra.

52.10.- Del importe de la certificación se retraerá el porcentaje fijado en el artículo 17.3. para la constitución del fondo de garantía.

52.11.- Las certificaciones por revisión de precios, se redactarán independientemente de las certificaciones mensuales de obra ejecutada, ajustándose a las normas establecidas en el artículo 29.

.

52.12.- El abono de cada certificación tendrá lugar dentro de los 120 días siguientes de la fecha en que quede firmada por ambas partes la certificación y que obligatoriamente deberá figurar en la antefirma de la misma. El pago se efectuará mediante transferencia bancaria, no admitiéndose en ningún caso el giro de efectos bancarios por parte del CONTRATISTA.

Si el pago de una certificación no se efectúa dentro del plazo indicado, se devengarán al CONTRATISTA, a petición escrita del mismo, intereses de demora.

Estos intereses se devengarán por el periodo transcurrido del último día del plazo tope marcado (120 días) y la fecha real de pago, siendo el tipo de interés, el fijado por el Banco de ESPAÑA, como tipo de descuento comercial para ese periodo.

ARTICULO 53.- ABONO DE UNIDADES INCOMPLETAS O DEFECTUOSAS.

53.1.- La Dirección de Obra, determinará si las unidades que han sido realizadas en forma incompleta o defectuosa, deben rehacerse o no. Caso de rehacerse el CONTRATISTA vendrá obligado a ejecutarlas, siendo de su cuenta y cargo dicha reparación, en el caso de que ya le hubiesen sido abonadas.

De no haberlo sido, se certificará la obra como realizada una sola vez.

53.2.- Cuando existan obras defectuosas o incompletas que la EMPRESA considere, que a pesar de ello puedan ser aceptables para el fin previsto, se abonarán teniendo en cuenta la depreciación

correspondiente a las deficiencias observadas. En el Pliego de Condiciones Particulares se fijan resistencias, densidades, grados de acabado, tolerancias en dimensiones, etc. Se podrá hacer una proporcionalidad con las obtenidas, siempre que sean admisibles, o bien fijar de entrada una depreciación en los precios de un 10% para obras defectuosas pero aceptables.

ARTICULO 54.- RECEPCION PROVISIONAL DE LAS OBRAS.

54.1.- A partir del momento en que todas las obras que le han sido encomendadas, hayan sido terminadas, el CONTRATISTA lo pondrá en conocimiento de la EMPRESA, mediante carta certificada con acuso de recibo.

La EMPRESA procederá entonces a la recepción provisional de esas obras, habiendo convocado previamente al CONTRATISTA por escrito, al menos con 15 días de anticipación.

Si el CONTRATISTA no acude a la convocatoria, se hará mención de su ausencia en el Acta de Recepción.

54.2.- Del resultado del reconocimiento de las obras, se levantará un Acta de recepción en la que se hará constar el estado final de las obras y las deficiencias que pudieran observarse.

El Acta será firmada conjuntamente por el CONTRATISTA y la Dirección de la obra.

54.3.- Si el reconocimiento de las obras fuera satisfactorio se recibirán provisionalmente las obras, empezando a contar desde esta fecha el plazo de garantía.

.

Si por el contrario se observara deficiencias y no procediese efectuar la recepción provisional, se concederá al CONTRATISTA un plazo breve para que corrija los defectos observados, transcurrido el cual deberá procederse a un nuevo reconocimiento.

Si transcurrido el plazo concedido al CONTRATISTA, no se hubieran subsanado dichos defectos, la EMPRESA podrá proceder a su realización, bien directamente, bien por medio de otros contratistas, con cargo al fondo de garantía y si este no bastase, con cargo a la fianza definitiva.

Una vez terminados los trabajos de reparación, se procederá a recibir provisionalmente las obras.

ARTICULO 55.- PLAZO DE GARANTIA.

Una vez terminadas las obras, se efectuará la recepción provisional de las mismas, tal como se indica en el artículo 54, a partir de cuyo momento comenzará a contar el plazo de garantía, al final del cual se llevará a cabo la recepción definitiva.

Durante este plazo, será de cuenta del CONTRATISTA la conservación y reparación de las obras, así como todos los desperfectos que pudiesen ocurrir en las mismas, desde la terminación de estas, hasta que se efectúe la recepción definitiva, excepción hecha de los daños que se deriven del mal trato o uso inadecuado de las obras por parte de la EMPRESA.

Si el CONTRATISTA incumpliese lo estipulado en el párrafo anterior, la EMPRESA podrá encargar a terceros la realización de dichos

.

trabajos o ejecutarlos directamente por Administración, deduciendo su importe del fondo de garantía y si no bastase, de la fianza definitiva, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho la EMPRESA en el caso de que el monto del fondo de garantía y de la fianza no bastasen para cubrir el importe de los gastos realizados en dichos trabajos de reparación.

ARTICULO 56.- RECEPCION DEFINITIVA DE LAS OBRAS.

56.1.- Una vez transcurrido el plazo de garantía se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras de un modo análogo al indicado en el artículo 54 para la recepción provisional.

56.2.- En el caso de que hubiese sido necesario conceder un plazo para subsanar los defectos hallados, el CONTRATISTA no tendrá derecho a cantidad alguna en concepto de ampliación del plazo de garantía, debiendo continuar encargado de la conservación de las obras durante esa ampliación.

56.3.- Si la obra se arruinase con posterioridad a la recepción definitiva por vicios ocultos de la construcción debidos a incumplimiento doloso del Contrato por parte del CONTRATISTA, responderá éste de los daños y perjuicios en el término de 15 años.

Transcurrido este plazo, quedará totalmente extinguida la responsabilidad del CONTRATISTA.

ARTICULO 57.- LIQUIDACION DE LAS OBRAS.

.

Una vez efectuada la recepción provisional se procederá a la medición general de las obras que han de servir de base para la valoración de las mismas.

La liquidación de las obras se llevará a cabo después de la recepción definitiva, saldando las diferencias existentes por los abonos a cuenta y descontando el importe de las reparaciones u obras de conservación que haya habido necesidad de efectuar durante el plazo de garantía, en el caso de que el CONTRATISTA no las haya realizado por su cuenta.

Después de realizada la liquidación, se saldarán el fondo de garantía y la fianza definitiva, tanto si ésta última se ha constituido Aval Bancario.

También se liquidará, si existe, la cuenta especial de retenciones por retrasos durante la ejecución de las obras.

DOCUMENTO N° 4: PRESUPUESTO

INDICE

1. Coste de los equipos.
2. Paso de los costos del equipo entregado a inversión en capital fijo.
3. Costes de operación.
 - 3.1. Materias primas.
 - 3.2. Energía.
 - 3.3. Mano de obra.
 - 3.4. Retirada de productos de desecho.
 - 3.5. Coste total de operación.
4. Cálculo del beneficio bruto anual.
5. Cálculo económico global. Análisis de la rentabilidad económica del proyecto.
 - 5.1. Método estático.
 - 5.2. Método dinámico.

.

1.-Coste de los equipos.

El coste de cada uno de los equipos ha sido calculado, estimado o tomado de catálogos. Se ha realizado de la siguiente forma:

- Reactores y depósitos:

Su precio se ha calculado basándose en su peso, una vez conocido el peso del recipiente a partir del volumen y de la densidad del material.

Se ha utilizado la siguiente ecuación (obtenemos el volumen una vez conocida la geometría y el espesor y la densidad para el acero):

$$z = \frac{0,80741 \times X^{0,75}}{166,386 \times 10^{-6}}$$

Donde:

z = Precio del reactor (€).

X = Peso del reactor (t).

- Agitadores, rascadores e intercambiadores:

Se ha utilizado para calcular el coste, expresiones del tipo:

$$C_1 = C_2 \left(\frac{Q_1}{Q_2} \right)^n * \frac{IMS_{2006}}{IMS} * C$$

Siendo:

- C_1 el coste del equipo que queremos conocer entregado en euros.
- Q_1 será la potencia en Kw del agitador, rascador o el área en m^2 del intercambiador.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

- C_2 el coste de un equipo de iguales características.
- Q_2 el valor de la potencia o el área del equipo de iguales características.
- n exponente característico para cada equipo.
- IMS_{2006} factor de Marshall y Swift en 2006, que ha sido estimado en 1103,4.
- IMS factor de Marshall y Swift en el año que ha sido tomado el coste C_2 .
- C factor de conversión de dólares a euros (tomando un cambio a fecha del 24/04/06 de $1\$=0,838 \text{ €}$, por lo que $C = 0,838 \text{ €/\$}$)

- Centrífugas, cristalizadores y sistema de ultrafiltración:

Su coste se ha tomado a partir de tablas según la capacidad de tratamiento, actualizando el valor utilizando los IMS.

- Bombas:

El coste de las bombas ha sido tomado de los catálogos de selección éstas.

- Evaporadores:

El coste de las distintas etapas se ha realizado siguiendo la ecuación ofrecida por King (1963) que opera en función del área de intercambio:

$$\text{Coste} = \left(\frac{pie^2}{1000} \right)^{\frac{2}{3}} 20000\$$$

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

•

Hay que tener en cuenta el índice de costes que se ha estimado en 1103,4.

En el precio final que aparece en el cuadro de precios, se incluye las bombas intermedias entre efectos (caso de necesitarlas) así como los costes de operación

Si vemos los costes de cada uno de los equipos (en los reactores y depósitos con agitador o rascador, el precio de éste se encuentra ya incluido):

Cuadro de precios N° 1

Depósitos de almacenamiento.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0101	1	D _M : tanque de alimentación del magnesiano. Doscientos dieciséis euros.	216
0102	1	D _{Ox} : tanque de alimentación de oxalato de dietilo. Doscientos tres con veintitrés euros.	203,23
0103	1	D _{TH} : tanque de alimentación del disolvente orgánico THF. Doscientos noventa y tres con quince euros.	293,15
0104	1	D ₁ : Tanque de almacenamiento de la alimentación a la centrifugadora decantadora. Quinientos setenta y nueve con treinta y un euros.	579,31
0105	1	D ₂ : Tanque de almacenamiento del producto de salida de la centrifugadora decantadora y alimentación al evaporador 1. Quinientos setenta y seis con veintinueve euros.	576,29
0106	2	D _{VC1} y D _{VC2} : Tanque de recogida de vapores condensados y lodos provenientes de la centrifugadora decantadora y del evaporador 4. Son dos tanques iguales. Trece mil quinientos cuarenta y nueve con dos euros.	13.549,2
0107	1	D _{2p} : tanque de alimentación de 2-Propanol (Isopropanol). Cuatrocientos treinta y ocho con sesenta euros.	438,60
0108	1	D _{Bi} : tanque de alimentación de Bicarbonato Sódico. Ciento setenta y uno con veinte euros.	171,20

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

0109	1	D ₃ : tanque de almacenamiento de la alimentación al reactor de neutralización. Quinientos setenta y siete con cincuenta y cuatro euros.	577,54
0110	1	D ₄ : Tanque de almacenamiento de la alimentación a la centrifugadora filtradora. Mil cuatro con ochenta y nueve euros.	1.004,89
0111	1	D _{L1} : tanque de almacenamiento del efluente líquido proveniente de la centrifugadora filtradora. Quinientos setenta y tres con siete euros.	573,07
0112	2	D _{OPBA1} y D _{OPBA2} : Tanques de alimentación de la disolución de OPBA. Son dos tanques iguales. Mil ochocientos siete con cincuenta y seis euros.	2.607,56
0113	1	D _{TP} : Tanque de alimentación de la disolución tampón. Ciento sesenta y cuatro con sesenta euros.	164,60
0114	1	D _{isopropanol} : Tanque de almacenamiento de Isopropanol recuperado en el evaporador 2 de múltiple efecto. Mil seiscientos setenta y ocho con veinte euros.	1.678,20
0115	1	D _{Tetrahidrofurano} : Tanque de almacenamiento de tetrahidrofurano recuperado en el intercambiador de calor 4. Mil seiscientos ochenta y siete con diez euros.	1.687,10
0116	1	D _{Pulmón} : Tanque pulmón para la realización del mantenimiento. Doscientos setenta y cinco con ochenta y cinco euros.	275,85
0117	1	D _{HCl} : Tanque de alimentación de ácido clorhídrico al reactor de neutralización. Doscientos setenta y cinco con ochenta y cinco euros.	275,85
0118	22	Depósitos apilables de almacenamiento de OPBA y HPBA. Diez mil ciento sesenta y cuatro euros.	10164

Cuadro de precios N° 2

Reactores.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0201	1	R _q : Reactor químico para la síntesis de OPBE. Trescientos treinta y ocho con ochenta y siete euros.	638,87
0202	1	R _e : Reactor enzimático para la síntesis de HPBA. Mil uno con cincuenta y un euros.	1.451,51
0203	1	R _m : Reactor químico para la síntesis del magnesiano. Trescientos cuarenta y siete con noventa euros.	667,90
0204	1	R _h : Reactor químico para la reacción de hidrólisis del ester. Quinientos cincuenta y cinco con ocho euros.	955,08
0205	1	R _n : Reactor químico para la neutralización de la sal procedente de la hidrólisis. Quinientos cincuenta y seis con cuarenta y un euros	1.156,41

Cuadro de precios N° 3

Intercambiadores de calor.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0301	1	Intercambiador de calor 1 de doble tubo para enfriar corriente de OPBE. Quinientos euros.	2.340
0302	1	Intercambiador de calor 2 de doble tubo para condensar vapores. Quinientos euros.	2.340
0303	1	Intercambiador de calor 3 de doble tubo para condensar vapores. Quinientos euros.	4.296
0304	1	Intercambiador de calor 4 de doble tubo para condensar vapores. Quinientos euros.	2.340

Cuadro de precios N° 4

Centrifugadoras.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0401	1	Centrifugadora decantadora. Sesenta y siete mil sesenta y cuatro euros.	67.064
0402	1	Centrifugadora filtradora. Cuarenta y un mil novecientos quince euros.	41.915

Cuadro de precios N° 5

Ultrafiltración enzimática.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0501	1	Sistema de membrana de ultrafiltración, con unidad de recirculación al reactor enzimático. Veintidós mil trescientos sesenta euros.	22.360

Cuadro de precios N° 6

Evaporadores.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0601	1	Evaporador 1 vertical de un solo efecto con bomba final de impulsión para la fase líquida de salida. Cinco mil quinientos veintiuno con siete euros.	5.521,07
0602	1	Evaporador 2 vertical de un solo efecto con bomba final de impulsión para la fase líquida de salida. Diecinueve mil trescientos veintidós con sesenta y ocho euros.	19.322,68
0604	1	Evaporador 3 vertical de dos efectos con bomba de impulsión intermedia y final para la fase líquida. Tres mil ochocientos veintisiete con setenta y tres euros.	3.827,73

Cuadro de precios N° 7

Unidades de cristalización.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0701	1	Cristalizador 1. Ciento veinte mil euros.	120.000
0702	1	Cristalizador 2. Ciento veinte mil euros.	120.000

Cuadro de precios N°8

Bombas.

Código	Unidades	Descripción	Precio (€)
0801	1	BPOX: Bomba peristáltica de carga del depósito D_{ox} al reactor químico. Caudal (l/h): 3,285 Temperatura (°C): 22,5. Cuatrocientos setenta y dos con cincuenta y cinco euros.	472,55
0802	1	BPTHF: Bomba peristáltica de carga del depósito D_{THF} al reactor químico. Caudal (l/h): 6,126 Temperatura (°C): 22,5. Cuatrocientos setenta y dos con cincuenta y cinco euros.	472,55
0803	1	BPMG: Bomba peristáltica de carga del depósito D_M al reactor químico. Caudal (l/h): 3,012 Temperatura (°C): 22,5. Cuatrocientos setenta y dos con cincuenta y cinco euros.	472,55
0804	1	BCD1: Bomba de carga del reactor químico al depósito D_1 . Caudal (l/h): 13,817. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30
0805	1	BCCD: Bomba de carga del depósito D_1 a la centrifugadora decantadora. Caudal (l/h): 1800. Temperatura (°C): 22,5. Seiscientos diecisiete con setenta euros.	617,70
0806	1	BCDVC: Bomba de carga de la centrifugadora decantadora al depósito D_{vc} Caudal (l/h): 180. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

0807	1	BCD2: Bomba de carga de la centrifugadora decantadora al depósito D ₂ . Caudal (l/h): 1620. Temperatura (°C): 22,5. Seiscientos diecisiete con setenta euros.	617,70
0808	1	BCRH: Bomba de carga del depósito D ₂ al evaporador 1. Caudal (l/h): 12,315. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30
0809	1	BPEVP4: Bomba peristáltica de carga del intercambiador de calor 2 al evaporador 4. Caudal (l/h): 8,787. Temperatura (°C): 50. Cuatrocientos setenta y dos con cincuenta y cinco euros.	472,55
0810	1	BPINT1: Bomba peristáltica de carga del depósito D _{Pulmón} al intercambiador de calor 1. Caudal (l/h): 3,049. Temperatura (°C): 227. Quinientos noventa con setenta euros.	590,70
0811	1	BPBI: Bomba peristáltica de carga del depósito D _{Bi} al reactor de hidrólisis. Caudal (l/h): 1,539. Temperatura (°C): 22,5. Cuatrocientos setenta y dos con cincuenta y cinco euros.	472,55
0812	1	BPD2P: Bomba peristáltica de carga del depósito D _{2P} al reactor de hidrólisis. Caudal (l/h): 19,414. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos treinta con treinta y cinco euros.	530,35
0813	1	BCD3: Bomba de carga del reactor de hidrólisis al depósito D ₃ . Caudal (l/h): 22,045. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30
0814	1	BPCF: Bomba peristáltica de carga del depósito D ₄ a la centrifugadora filtradora. Caudal (l/h): 114 Temperatura (°C): 30. Seiscientos veintisiete con diez euros.	627,10

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

0815	1	BCD4: Bomba de carga de la centrifugadora filtradora al depósito D _{L1} . Caudal (l/h): 107. Temperatura (°C): 30. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30
0816	1	BCEVAP2: Bomba de carga del depósito D _{L1} al evaporador 2. Caudal (l/h): 35,390. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30
0817	1	BPIISO: Bomba peristáltica de carga del intercambiador de calor 3 al depósito D _{isopropanol} . Quinientos treinta con treinta y cinco euros.	530,35
0818	2	BPOPBA 1 y 2: Bombas peristálticas de carga de los depósitos D _{OPBA} 1 y 2 al reactor enzimático. Caudal (l/h): 2,302. Temperatura (°C): 22,5. Cuatrocientos setenta y dos con cincuenta y cinco euros.	472,55
0819	1	BCAUX1: Bomba de carga auxiliar. Caudal mínimo (l/h): [3 - 1800]. Temperatura (°C): [22,5 - 229]. Seiscientos diecisiete con setenta euros.	617,70
0820	1	BCAUX2: Bomba de carga auxiliar. Caudal mínimo (l/h): 3. Temperatura (°C): 30. Quinientos noventa y dos con treinta euros.	592,30
0821	1	BPAUX1: Bomba peristáltica auxiliar. Caudal mínimo (l/h): 1,5. Temperatura (°C): 227. Quinientos noventa con setenta euros.	590,70
0822	1	BPAUX2: Bomba peristáltica auxiliar. Caudal mínimo (l/h): 114. Temperatura (°C): 22,5. Seiscientos veintisiete con diez euros.	627,10
0823	1	BPAUX3: Bomba peristáltica auxiliar. Caudal mínimo (l/h): 20. Temperatura (°C): 22,5. Quinientos treinta con treinta y cinco euros.	530,35

.

El coste total de los equipos asciende a la suma de 449.829 € (cuatrocientos cuarenta y nueve mil ochocientos veintinueve euros). Éste es el coste de los equipos entregado. Una vez conocido el coste de los equipos entregados se ha de pasar a inversión en capital fijo.

2.-Paso de los costos del equipo entregado a inversión en capital fijo.

Se va a utilizar un método de estimación de factores múltiples. Este método incluye la aportación de cada actividad.

El coste de los equipos entregados es de C.E= 459.993 € por lo cual:

- Coste de instalación de los equipos (70% de C.E): 321.995 €.
- Coste de cimientos y emparrillados (10% de C.E): 45.999 €.
- Coste de tuberías (2% de C.E): 9.200 €.
- Coste de instalación eléctrica (9% de C.E): 41.399 €.
- Coste de instrumentos (13% de C.E): 59.799€.
- Coste de edificios y servicios (40% de C.E): 240.000 €.
- Coste total de la planta física (suma de todo): 1.178.385 €.
- Coste de ingeniería (30% de C.E): 134.938 €.
- Coste de honorarios, gastos indirectos, contratista (15% de C.E): 67.434 €.
- Coste de contingencias (15% de C.E): 67.474 €.
- Coste de desmantelación y derrumbe (30% de C.E.): 134.938 €.
- Terrenos: 200.000 €.

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

La inversión de capital fija necesaria es de: **1.783.169 €**.

Nueve millones quinientos setenta y siete mil cuatrocientos noventa y cinco euros.

3.-Costes de operación.

3.1.-Materias primas.

Cuadro de precios N° 10

Código	Nombre	Kilogramos/año	Litros/año	Coste/unidad	Coste total €/año
Síntesis del magnesiano					
1001	Bromuro de 2-feniletilo	25.100	18.524	8€/Kg	200.800
1002	Magnesio	4.354,6	-	45 €/kg	195.958
Reactor Químico					
1003	Oxalato de dietilo	21.376	19.872	12,28 €/l	244.028
1004	Tetrahidrofurano	4.701	5.300	16 €/l	84.800
Hidrólisis y neutralización					
1005	Bicarbonato sódico	25.602	11.638	5 €/kg	128.010
1006	Agua	118.497	118.497	0,8512 €/m ³	101
1007	2-Propanol	13.266	16.900	4,5 €/l	76.050
1008	Ácido clorhídrico	4.450	3.767	2,89 €/l	10.886
Reactor enzimático					
1009	FDH	6,69	21,688	20 €/ml	433.600
1010	D-LDH	0,306	-	150 €/25000 U	18.270
1011	Mercaptoetanol	0,036	0,034	66,8 €/l	2,27
1012	EDTA	134,32	-	8,94 €/100g	12.008
1013	NADH	8,282	-	100 €/g	828.200
1014	Agua	581.610	581.610	0,8512 €/m ³	495
1015	Ácido Fórmico	9.812	8.044	25 €/Kg	245.300
1016	Finaxal®		20	12,40/500ml	496
Otros					
1017	Agua(refrigeración)	3.107.116	3.107.116	0,8512 €/m ³	2.645
1018	Nitrógeno	73.710	91.000	2,1 €/l	191.100

.

El gasto total en las materias primas anteriores es de 2.672.750 €.

3.2. -Energía.

Cuadro de precios N° 11

EQUIPO	CANTIDAD ANUAL (KW)	COSTE ANUAL (€/año)
Agitación	1.866	269
Bombas	48.124	6.930
Centrífugas	8.936	894
Ultrafiltración	9.632	1.387
Cristalizadores	19.265	2.774

Se ha supuesto un coste del kWh de 0,144 €. El coste anual de consumo de energía es de 12.264 €.

3.3. -Mano de obra.

En la planta es necesario tres turnos de ocho horas cada uno, formado cada turno, por dos trabajadores del grupo 4 y uno del grupo cinco. El resumen de los salarios a percibir es en un periodo de 360 días al año, es:

Cuadro de precios N° 12

Salarios de los trabajadores, incluido plus de nocturnidad.

Código	Descripción	Euros/año	Número de trabajadores	Total (€)
1201	Grupo Profesional 4. Turno diurno.	14.906,44	4	59.625,76
1202	Grupo Profesional 5. Turno diurno.	16.985,89	2	33.971,78
1203	Grupo Profesional 4. Turno nocturno.	17.923,24	2	35.846,48
1204	Grupo Profesional 5. Turno nocturno.	20.001,89	1	20.001,89

La cantidad total anual en salarios asciende a 149.446 €.

3.4.-Retirada de productos de desecho.

La cantidad anual de productos de desecho a retirar es de 49.050 litros, con un coste aproximado de 5 €/l, haciendo un total de 245.250 €.

.

3.5.-Coste total de operación.

- Materias primas: 2.672.750 €.
- Energía: 12.264 €.
- Mano de obra: 149.446 €.
- Retirada de productos de desecho: 245.250 €.

El coste total es de: **3.079.710 €.**

4.-Cálculo del beneficio bruto anual.

El precio de venta del kilo de HPBA es de 220.800 €/kg y la producción anual de 19,8 Tm, por lo que los ingresos por ventas son de 4.391.712.000 €.

El coste total de operación es de 3.079.710 €.

El beneficio bruto anual será la diferencia entre los ingresos por venta y el coste de operación anual siendo de 4.388.632.290 €. Conocido el beneficio bruto hay que estudiar la rentabilidad de la planta durante su vida. Se supone una vida de 25 años. En el siguiente apartado se realiza el estudio de la rentabilidad.

.

5.-Cálculo económico global. Análisis de la rentabilidad económica del proyecto.

Se va a analizar la rentabilidad del proyecto mediante 2 métodos:

5.1.-Método estático.

Para evaluar si el proyecto es rentable o no vamos a estudiar los flujos de cobro y pago. Se va a hacer dos hipótesis:

- Los flujos de renta coinciden con los flujos de tesorería, o lo que es lo mismo, todo gasto originado por el proyecto será un pago, y todo ingreso un cobro.
- El impuesto sobre sociedades se restará anualmente a cada flujo de caja, siempre que la base imponible de la empresa, para ese año, haya sido positiva y no tengamos que absorber pérdidas de años anteriores que anulen la base imponible en cuyo caso no se cobran impuestos durante un periodo de 5 a 7 años. Según la LEY 43/1995, de 27 de diciembre, del Impuesto sobre Sociedades (B.O.E de 28 de diciembre 1995, núm. 310; R.C.L. 1995, 3496) el tipo impositivo a aplicar será el 35% de la Base Imponible.

El desembolso inicial (A) vendrá dado por la suma del activo fijo, activo circulante y activo ficticio ($A=A_f+A_c+A_{ft}$), donde:

- Activo fijo (A_f):

Se considera como activo fijo o inmovilizado: el conjunto de elementos patrimoniales que constituyen inversiones permanentes de la empresa, es decir, que van a perdurar en la empresa más de un período y consecuentemente no están destinados a la venta. Se va a

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

·

corresponder con el coste de la inversión de capital fijo necesaria calculado en el punto 2 que era de 9.577.495 €.

- Activo circulante (Ac):

La necesidad de activo circulante se calcula a partir de:

$$Ac = \frac{\text{Gasto operación anual}}{365} * PMM$$

El gasto de operación anual comprende los gastos de materias primas, mano de obra, etcétera.

Siendo PMM el periodo medio de maduración que viene dado por:

$$PMM = PMA + PMF + PMV + PMC$$

Donde:

PMA es el periodo medio de almacenamiento

PMF es el periodo medio de fabricación

PMV es el periodo medio de venta

PMC es el periodo medio de cobro.

Su valor se expresa en días.

Suponemos un periodo medio de maduración de 10 días por lo que conocido el gasto de operación obtenido en el apartado 5 del punto 3 que era de 3.079.710 €, obtenemos que el activo circulante es de 84.376 €.

·

- Activo ficticio (Aft):

Comprende los pagos por formación del personal, campaña publicitaria y coste de los estudios técnicos iniciales. Se va a suponer un valor de 90.000 €.

- Cálculo de la amortización:

En cuanto a la amortización de la planta sólo se amortizan los activos fijos y ficticios.

Para calcular el coste de amortización del activo fijo (CaAf) hay que restarle a esta cantidad el coste de los terrenos ya que estos no se amortizan y dividirlo por el tiempo de amortización en años, por lo que:

$$CaAf = \frac{Af - \text{Coste terrenos}}{\text{Tiempo amortización}}$$

Suponemos un tiempo de amortización igual al de la vida de la planta que es de 25 años.

El activo ficticio forma parte de los gastos amortizables y debe amortizarse en un plazo no superior a cinco años, generando ahorros fiscales durante esos años. Por lo que el coste de amortización del activo ficticio (CaAft) será:

$$CaAft = \frac{Aft}{5}$$

Ya podemos calcular la cuota de amortización fiscalmente deducible (Cafd) que será en los 5 primeros años distinta al resto del periodo de amortización:

.

$$\text{Cafd (1 al 5)} = \text{CaAf} + \text{CaAft}$$

$$\text{Cafd (6 al 25)} = \text{CaAf}$$

Pasado el tiempo de vida útil la planta tendrá un valor residual antes de impuestos (A_r) por el cual será vendida por lo que en el último año los ingresos variarán, necesitamos conocer la variación patrimonial (ΔP). La variación patrimonial viene dada por:

$$\Delta P = A_r - \text{VNC}$$

Siendo VNC el valor neto contable que viene dado por:

$$\text{VNC} = A_f - \text{FA}$$

Siendo FA el fondo de amortización que es:

$$\text{FA} = \text{vida útil} * \text{CaAf}$$

Los flujos de caja antes de impuestos (Q_{iai}) vendrán dados por la diferencia entre los ingresos por venta (coste unidad producida \times unidades producidas) menos el coste de producción (gastos de materias primas, mano de obra,...).

El valor de la Base Imponible (BI) vendrá dado por:

$$\text{BI} = Q_{iai} + \Delta P - \text{Cafd}$$

.

Teniendo en cuenta que ΔP tendrá valores nulos para todos los años excepto el último que es donde se producen la venta de activos.

Según el artículo 11 de la Ley del Impuesto sobre sociedades es deducible la cuota de amortización técnica que realiza la empresa, como en nuestro caso el tiempo de amortización es mayor de 8 años el coeficiente a aplicar es de 2,5, por lo que los impuestos a pagar serán menores del 35% consiguiéndose un aumento de los flujos netos de caja.

Calculada la Base Imponible le restamos la tasa de impuestos que será el 35% del valor de BI, sumamos la deducción fiscal de la amortización y el valor neto contable, obteniendo los flujos de caja después de impuestos (Qidi).

$$Qidi = BI - 0,35 * BI + 0,025 * Cafd + VNC$$

Proceso industrial para la síntesis de HPBA

.

Al realizar los cálculos obtenemos:

Af	1.783.169 €
Ac	84.376 €
Aft	90.000 €
A	1.957.545 €
Ar	936.232 €
CaAf	63.327 €
CaAft	18.000 €
Cafd (1 al 5)	81.327 €
Cafd (6 al 25)	63.327 €
ΔP	736.238 €
VNC	199.994 €
FA	1.583.175 €
ingreso ventas	4.391.712.000 €
coste producción	3.079.710 €
Qiai	4.388.632.290 €

.

Conceptos	1 al 5	6 al 24	25
Qiai	4.388.632.290 €	4.388.632.290 €	4.388.632.290 €
ΔP	0 €	0 €	736.238 €
-Cafd	81.327 €	63.327 €	63.327 €
=BI	4.388.550.963 €	4.388.568.963 €	4.389.305.201 €
Impuestos (35%)	1.535.992.837 €	1.535.999.137 €	1.536.256.820 €
Deducción Cafd	2.033 €	1.583 €	1.583 €
VNC	0 €	0 €	199.994 €
Qidi	2.852.641.486 €	2.852.634.736 €	2.852.577.047 €
Rentabilidad anual	1.457,25 %	1.457,25 %	1.457,22 %

Como podemos observar los flujos netos de caja después de impuesto son positivos.

La rentabilidad anual se calcula dividiendo los Qidi entre el valor del desembolso inicial (A).

Como podemos ver el proyecto es rentable.

5.2.-Métodos dinámicos.

Estos métodos tienen en cuenta la cronología en que se generan los flujos netos de caja y utilizan por ello procedimientos de actualización con el objeto de homogeneizar las cantidades de dinero percibidas en

·
diferente tiempo. Estos son los métodos más rigurosos desde el punto de vista científico.

Vamos a estudiar el VAN y el índice de rentabilidad (I).

- Valor actual neto (VAN):

Nos da el valor actualizado de todos los rendimientos futuros esperados para un proyecto.

Si se considera las tasas de actualización constante en todos los años y no se tiene en cuenta la inflación y tratándose de rentas constantes, se calcula a partir de:

$$VAN = -A + \frac{Q_1}{(1+k)} + \frac{Q_2}{(1+k)^2} + \frac{Q_3}{(1+k)^3} + \frac{Q_4}{(1+k)^4} + \dots + \frac{Q_n + As}{(1+k)^n}$$

Siendo Q1, Q2, Q3, Q4..., Qn el valor de los flujos de caja después de impuestos en cada año correspondiente.

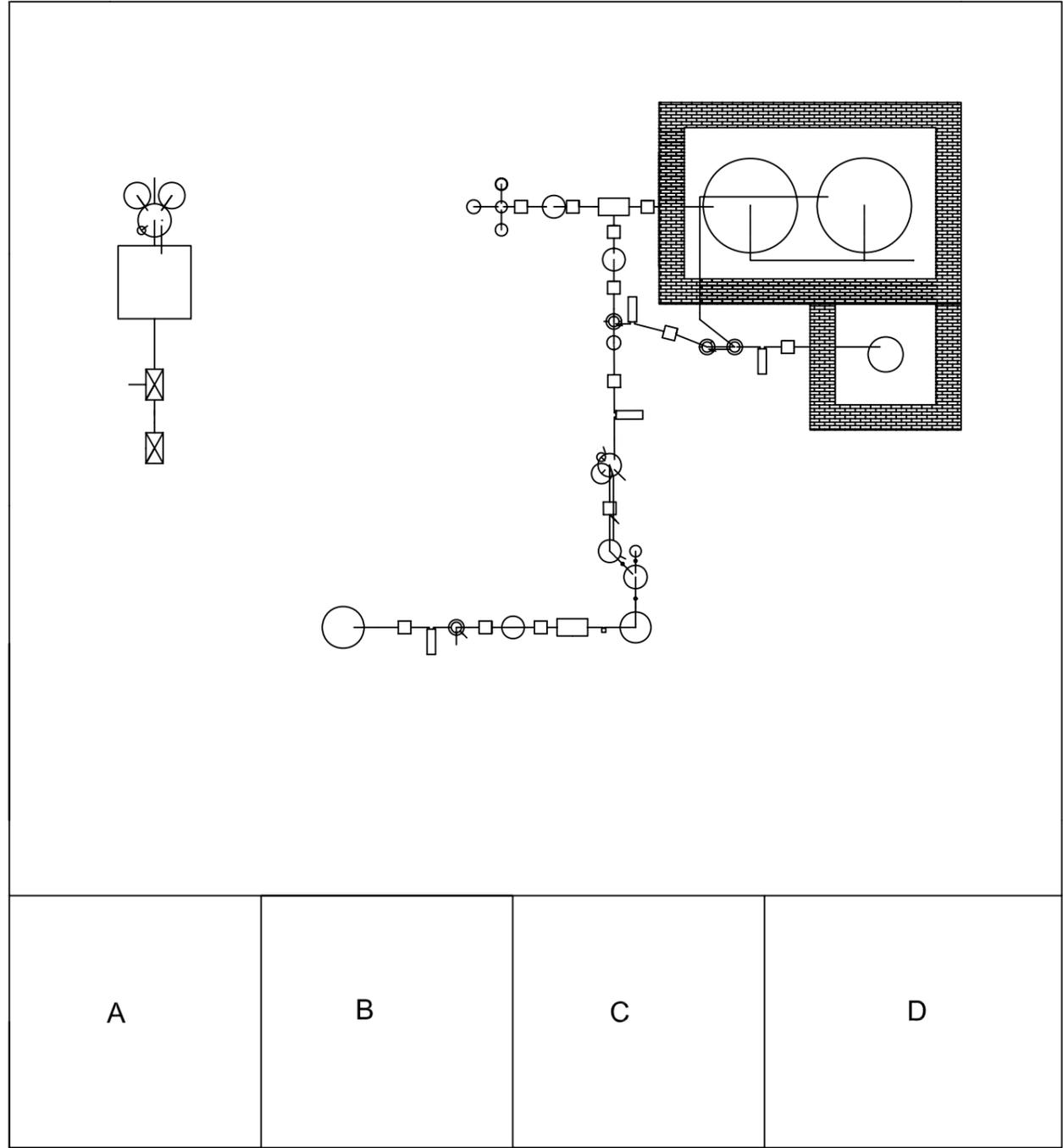
Si calculamos los valores del VAN variando el valor de la tasa de actualización:

.

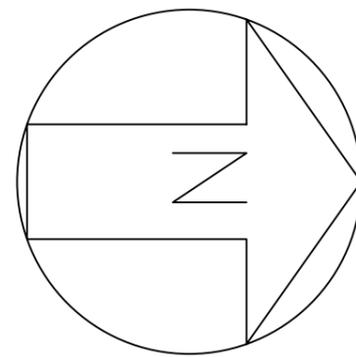
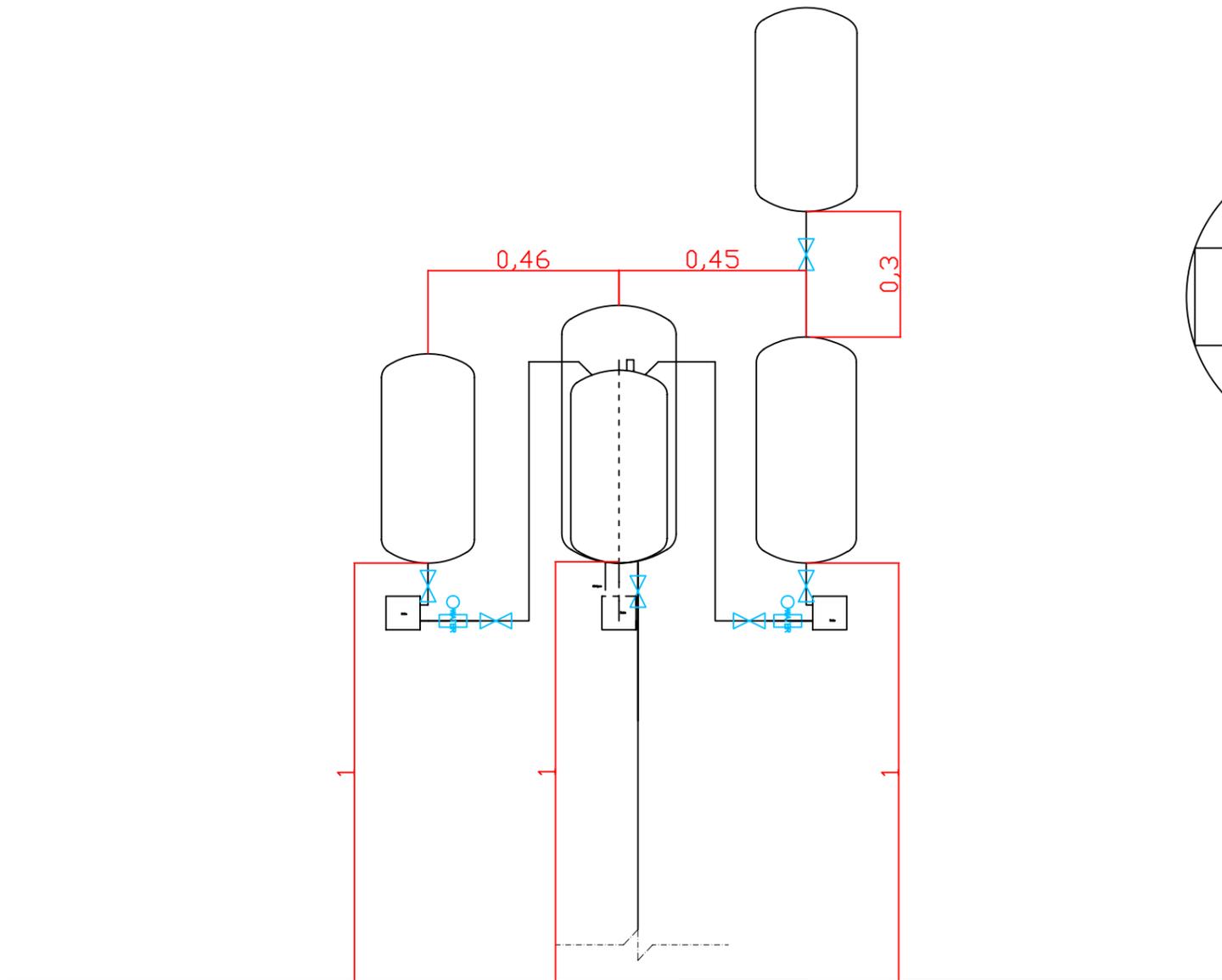
k	VAN (€)	k	VAN (€)
5	568.570.745	19	150.139.012
6	475.440.245	20	142.632.059
7	407.520.210	21	135.840.055
8	356.580.183	22	129.665.505
9	316.960.161	23	124.027.873
10	285.264.144	24	118.860.043
11	259.331.038	25	114.105.639
12	237.720.117	26	109.716.959
13	219.433.952	27	105.653.366
14	203.760.097	28	101.880.030
15	190.176.089	29	98.366.924
16	178.290.082	30	95.088.025
17	167.802.428	31	92.020.693
18	158.480.070	32	89.145.046

El valor de la tasa de actualización normalmente varía entre 5 y 10 por lo que el proyecto es rentable. Para un valor de $k=5$ obtenemos $VAN= 568.570.745$ €.

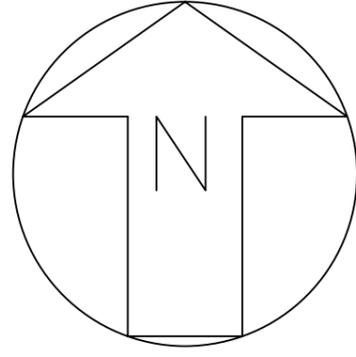
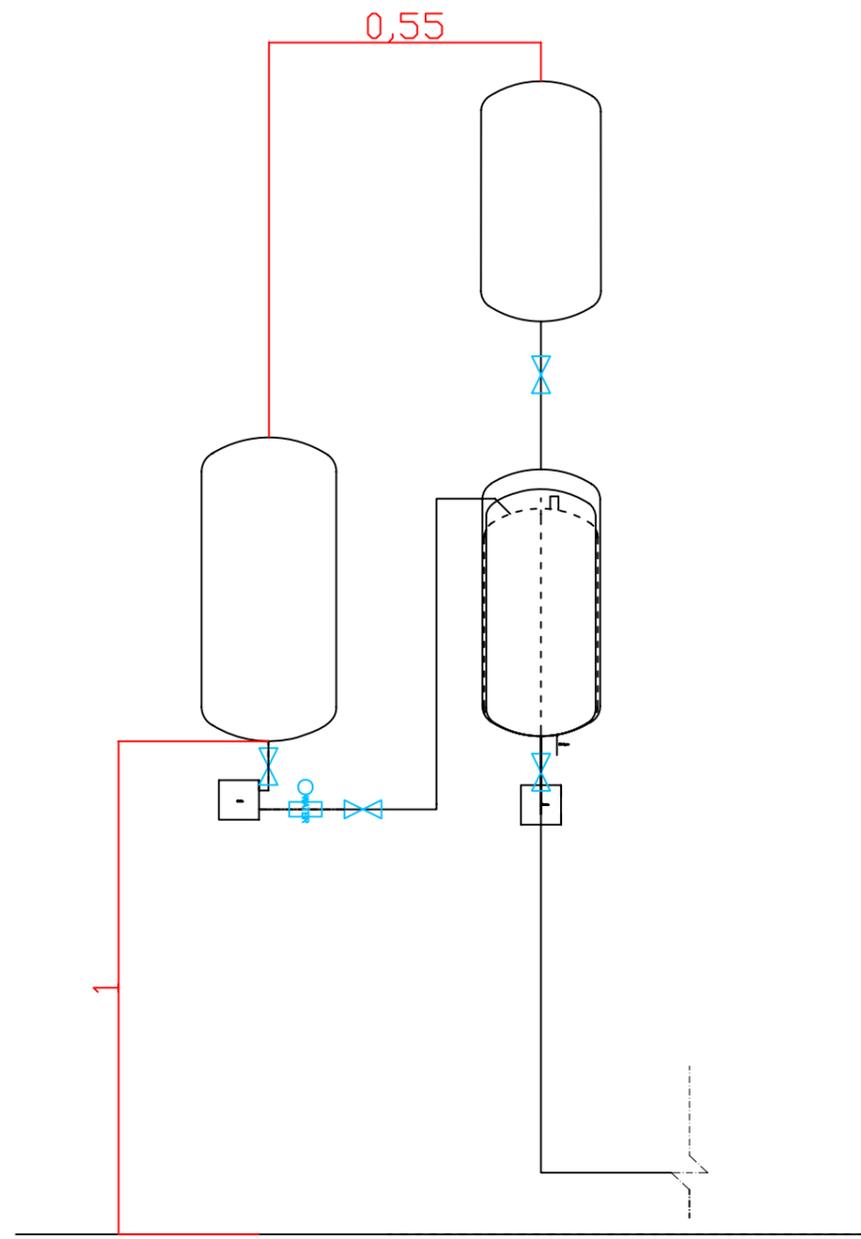
PLANOS



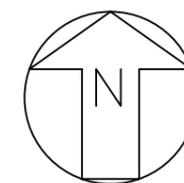
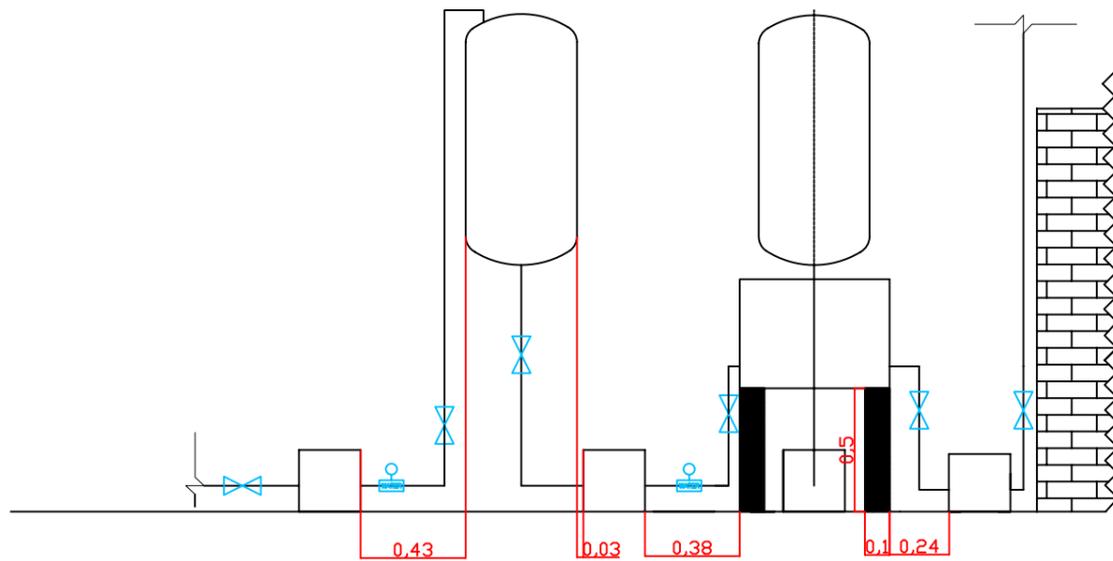
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	PLANTA		PLANO 1
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



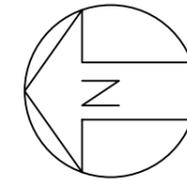
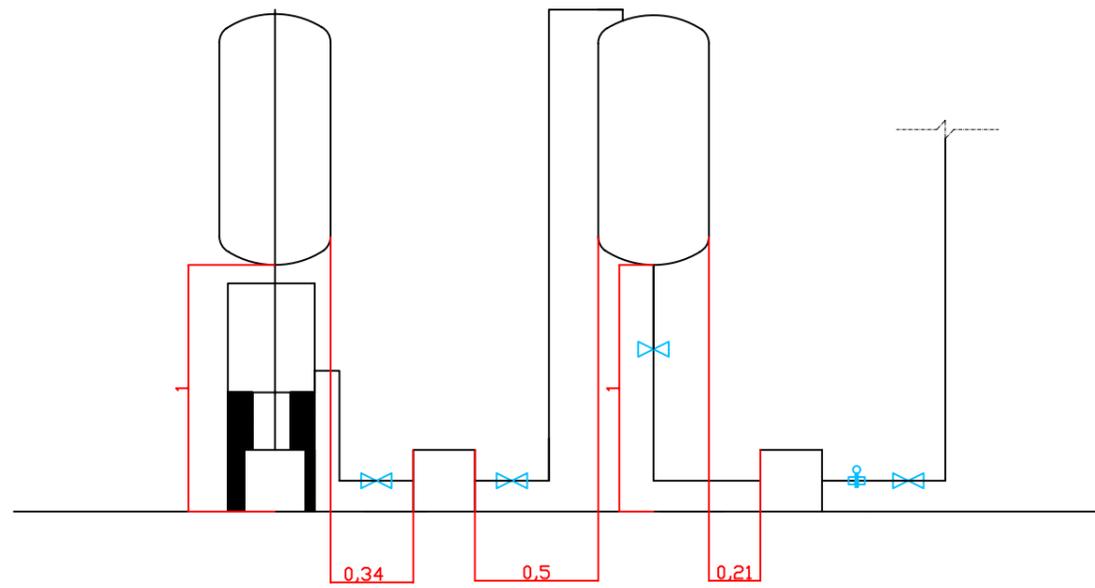
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	SISTEMA REACTOR QUIMICO 1		PLANO 2
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



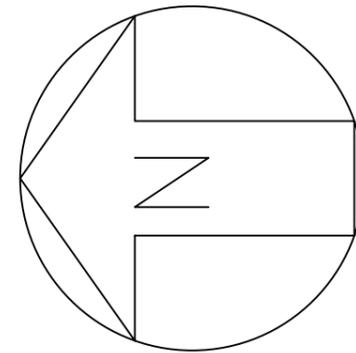
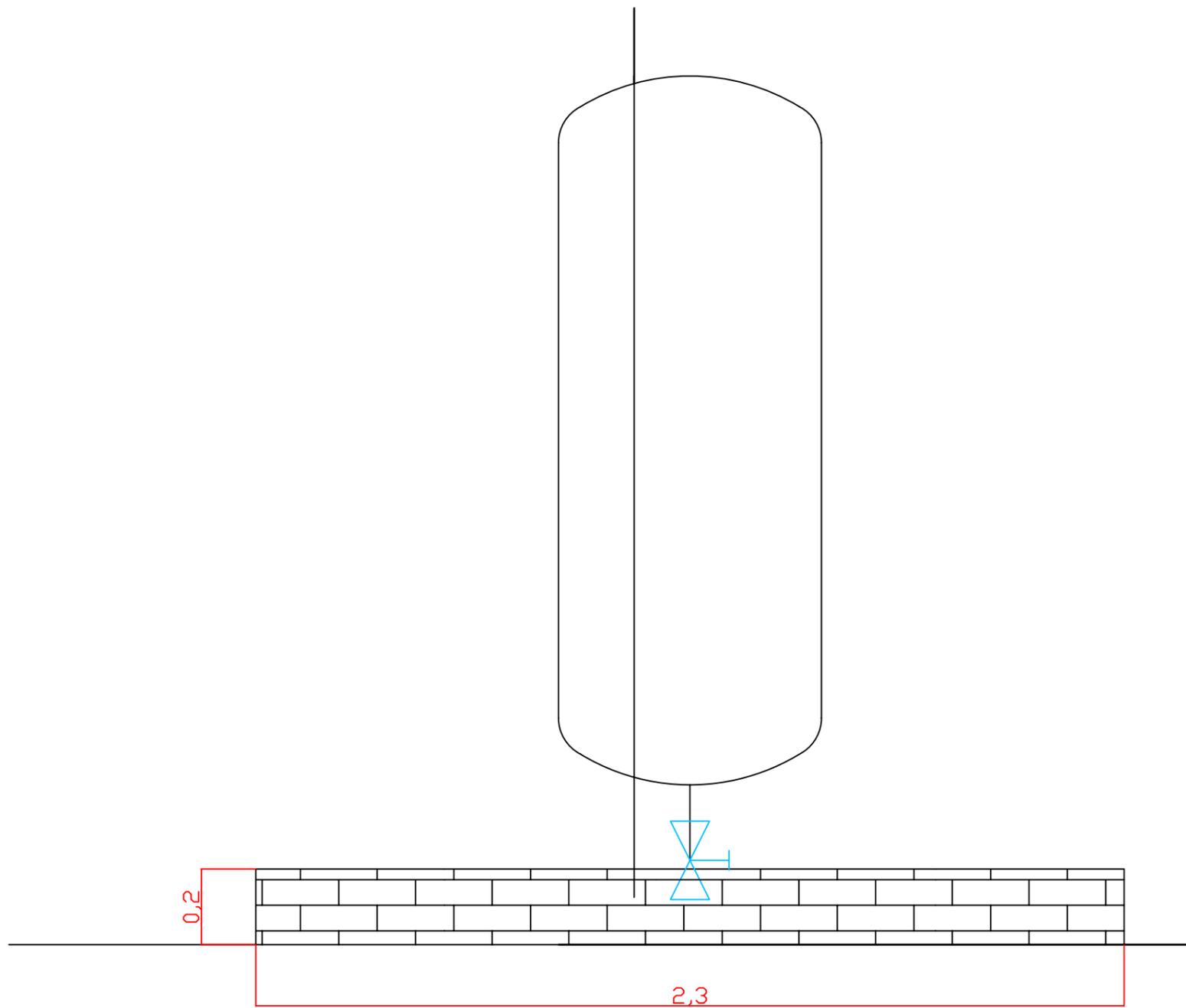
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	SISTEMA REACTOR QUIMICO 2		PLANO 3
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



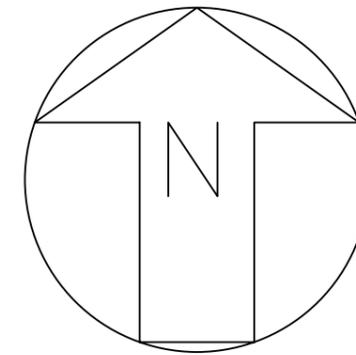
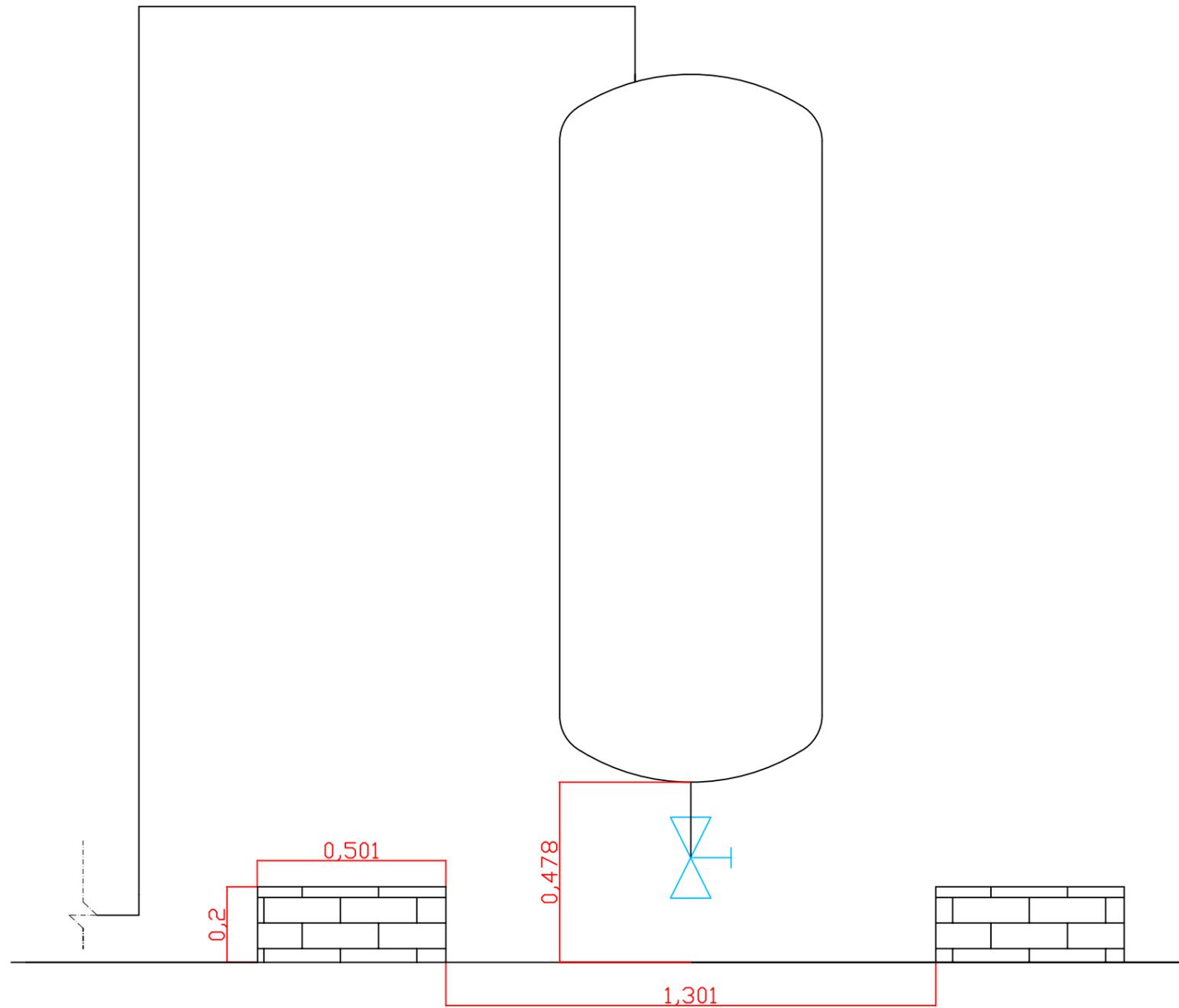
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	CENTRIFUGADORA DECANTADORA 1		PLANO 4
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



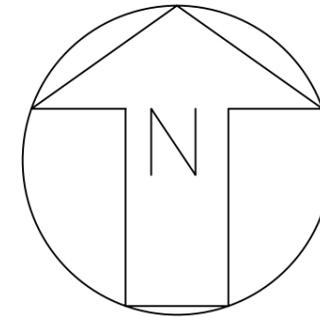
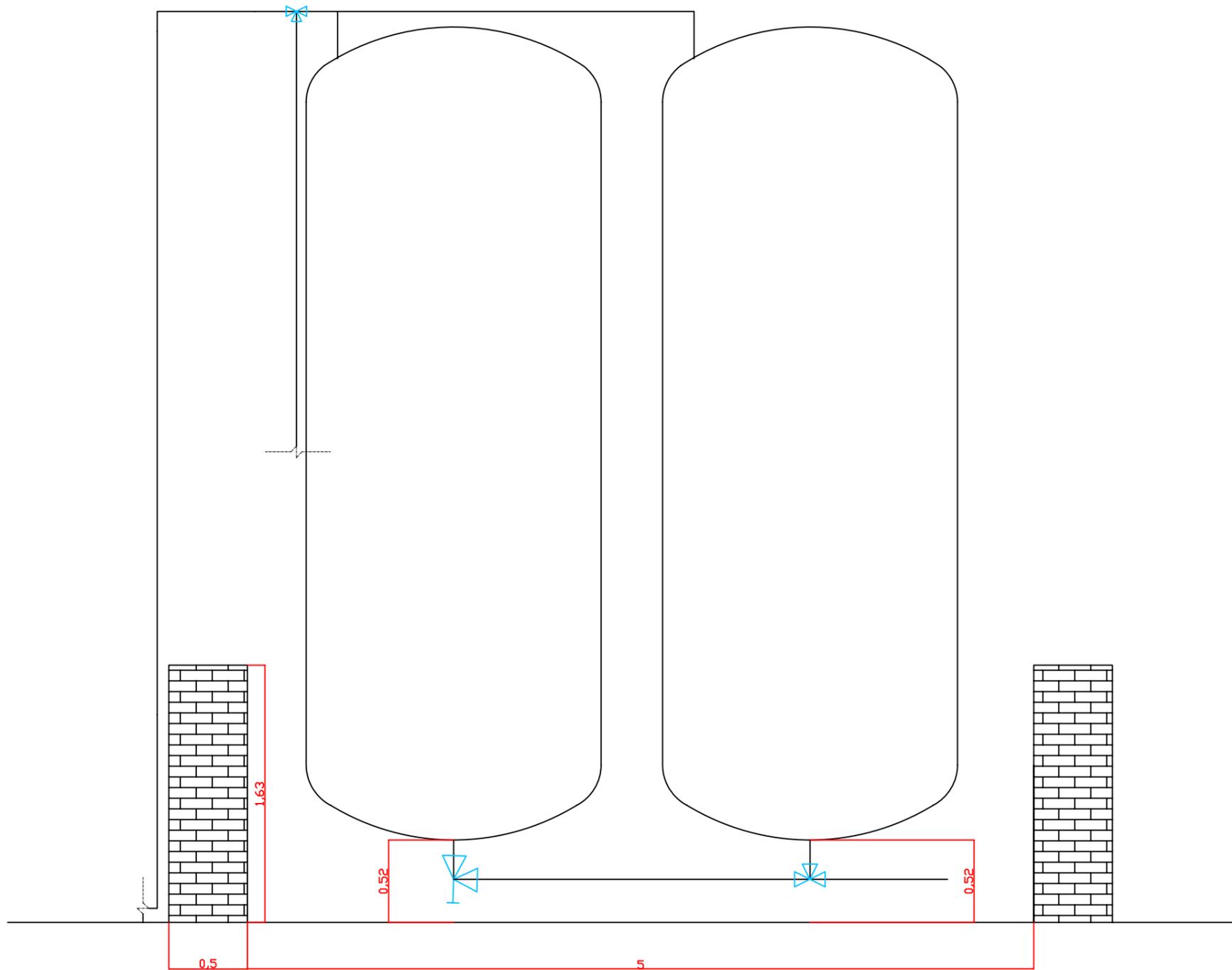
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	CENTRIFUGADORA DECANTADORA 2		PLANO 5
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



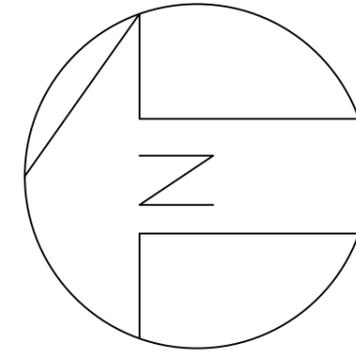
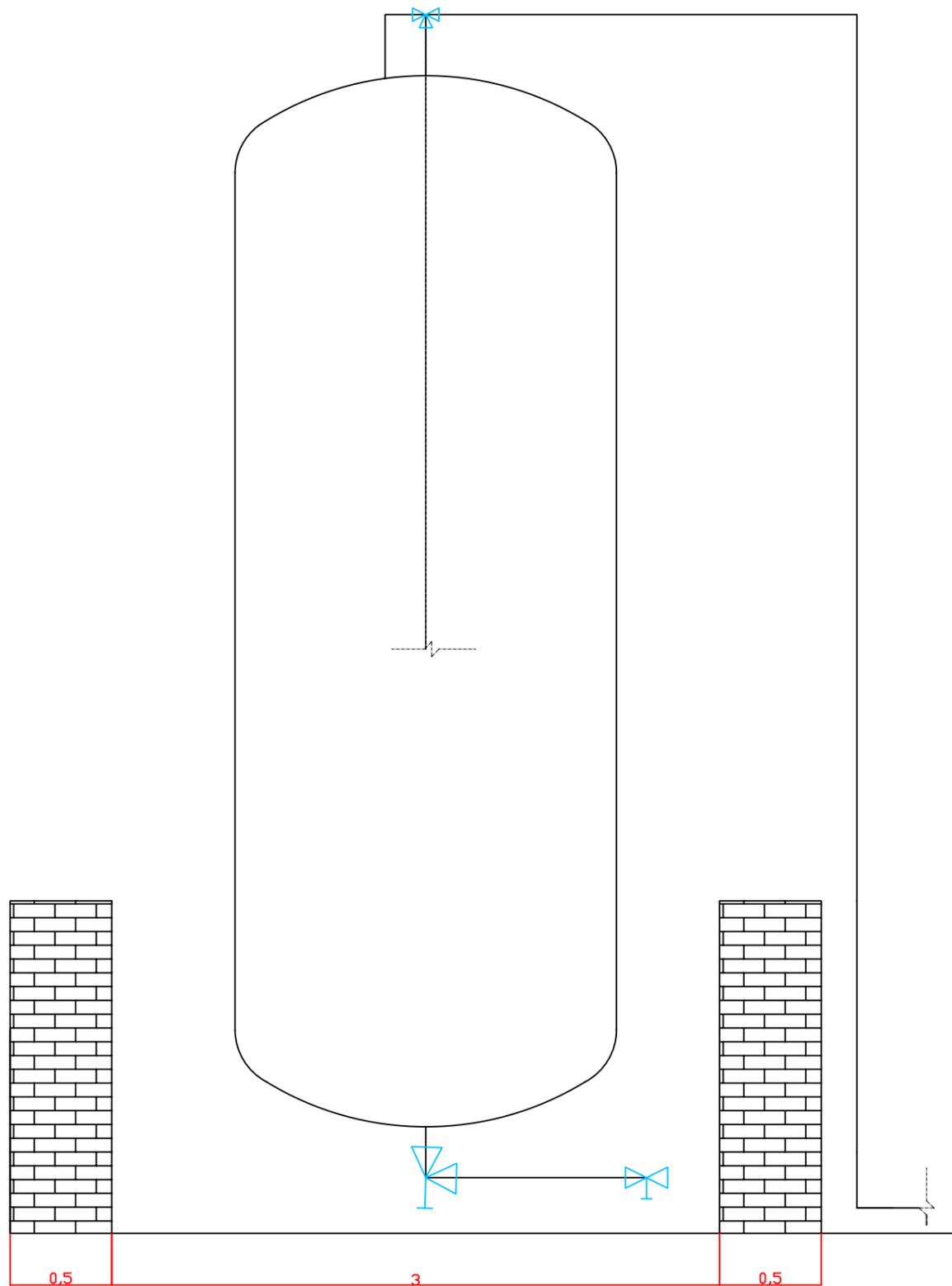
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id. normas			
Escala			PLANO 6
1:30	CUBETO TANQUE TETRAHIDROFURANO 1		Sustituye a
			Sustituido por



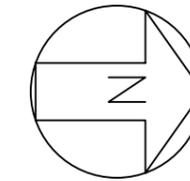
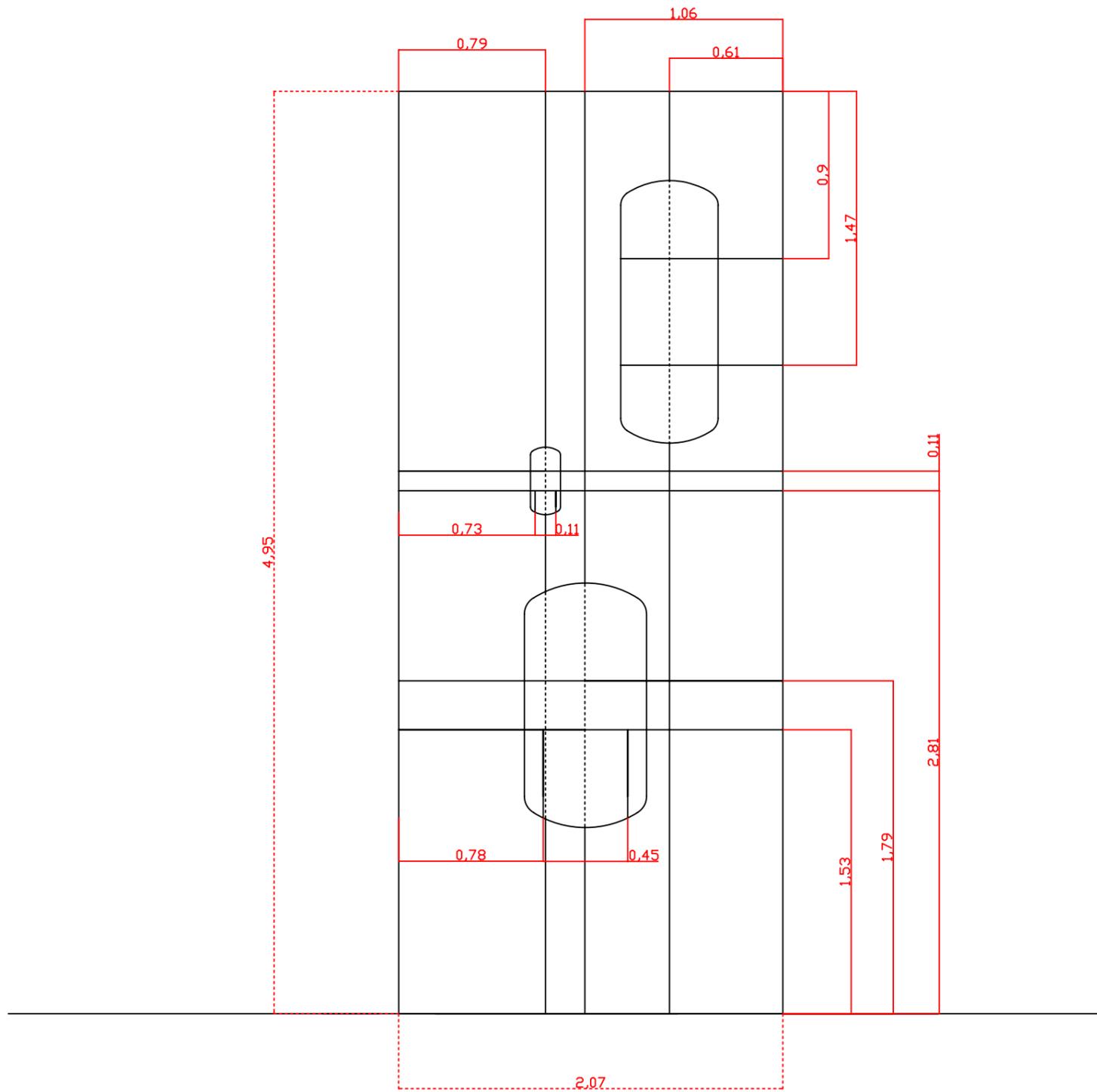
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id. normas			
Escala	CUBETO TANQUE TETRAHIDROFURANO 2		PLANO 7
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



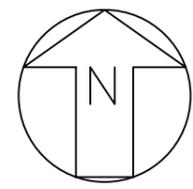
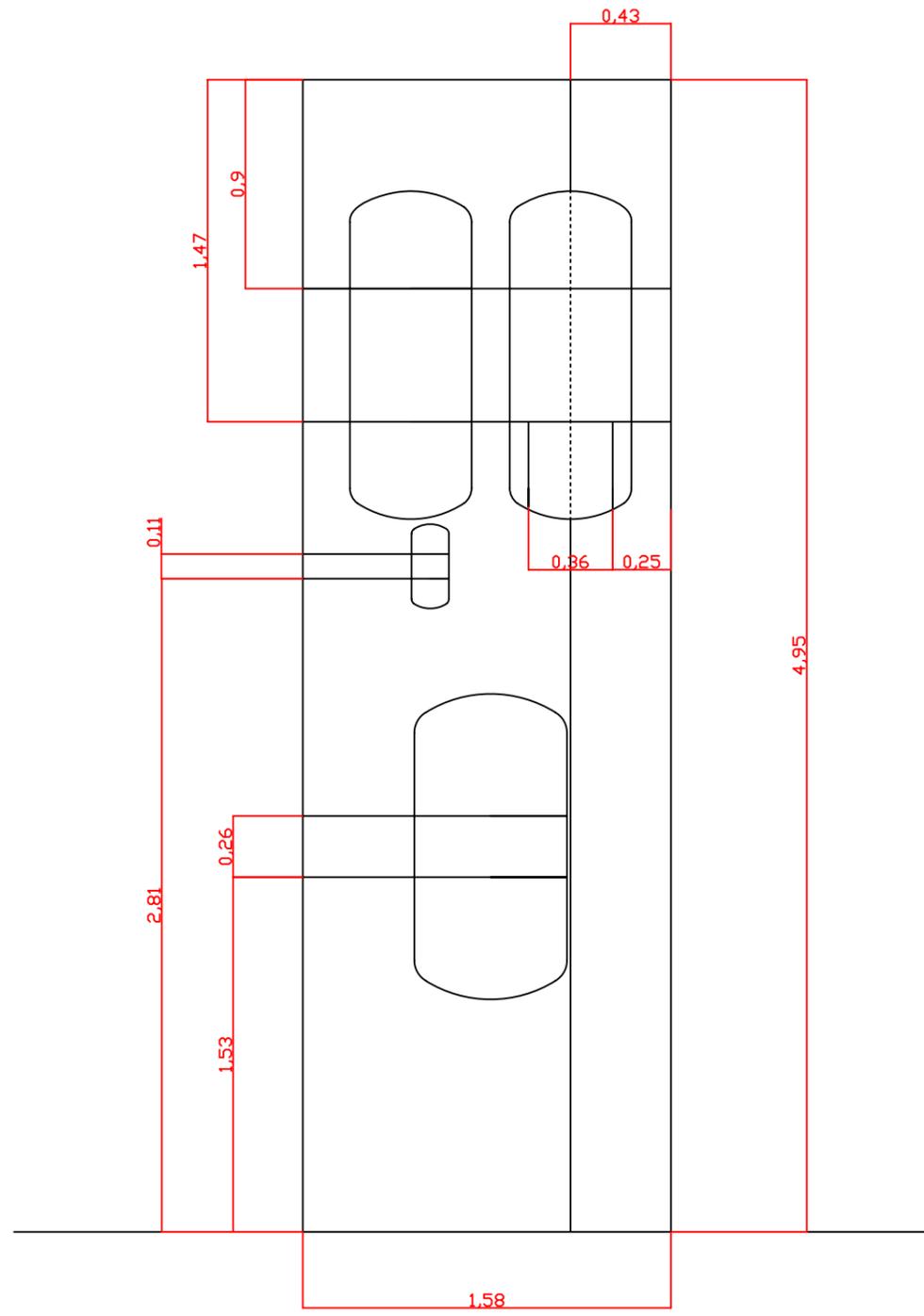
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id. normas			
Escala	CUBETO DEPOSITOS Dvc 1		PLANO 8
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



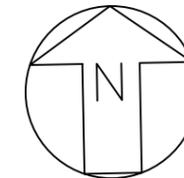
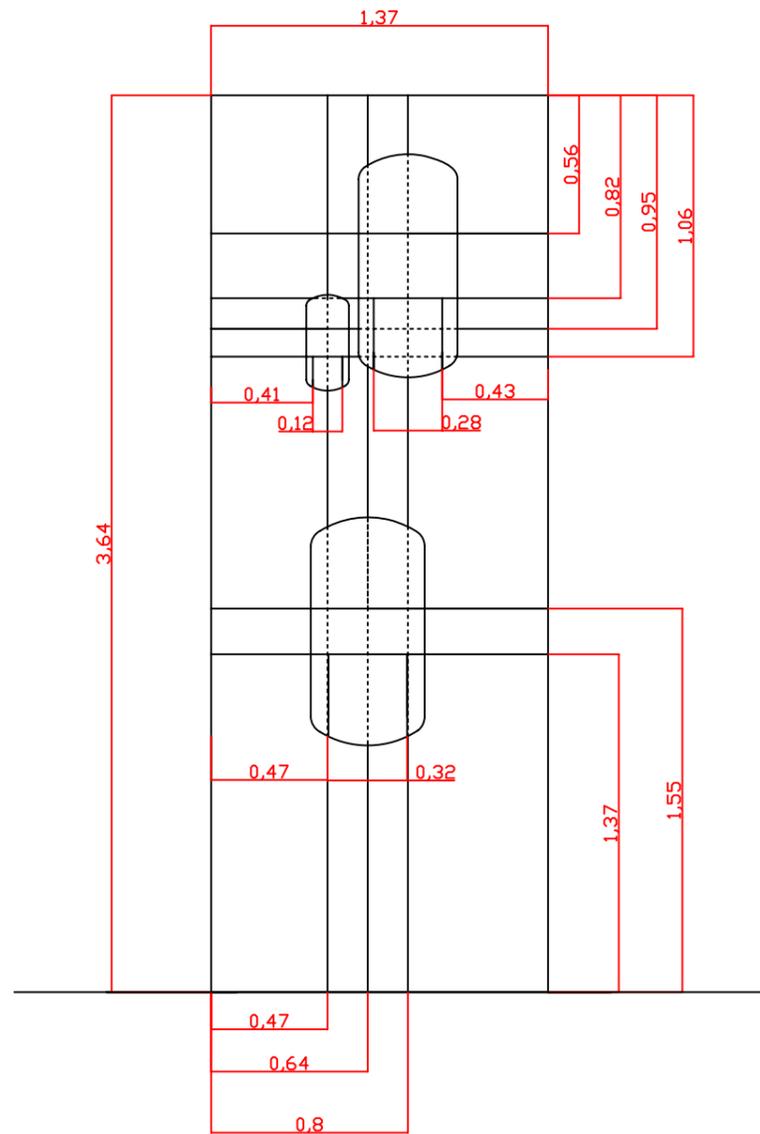
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id. normas			
Escala	CUBETO DEPOSITOS Dvc 2		PLANO 9
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



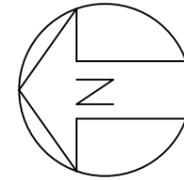
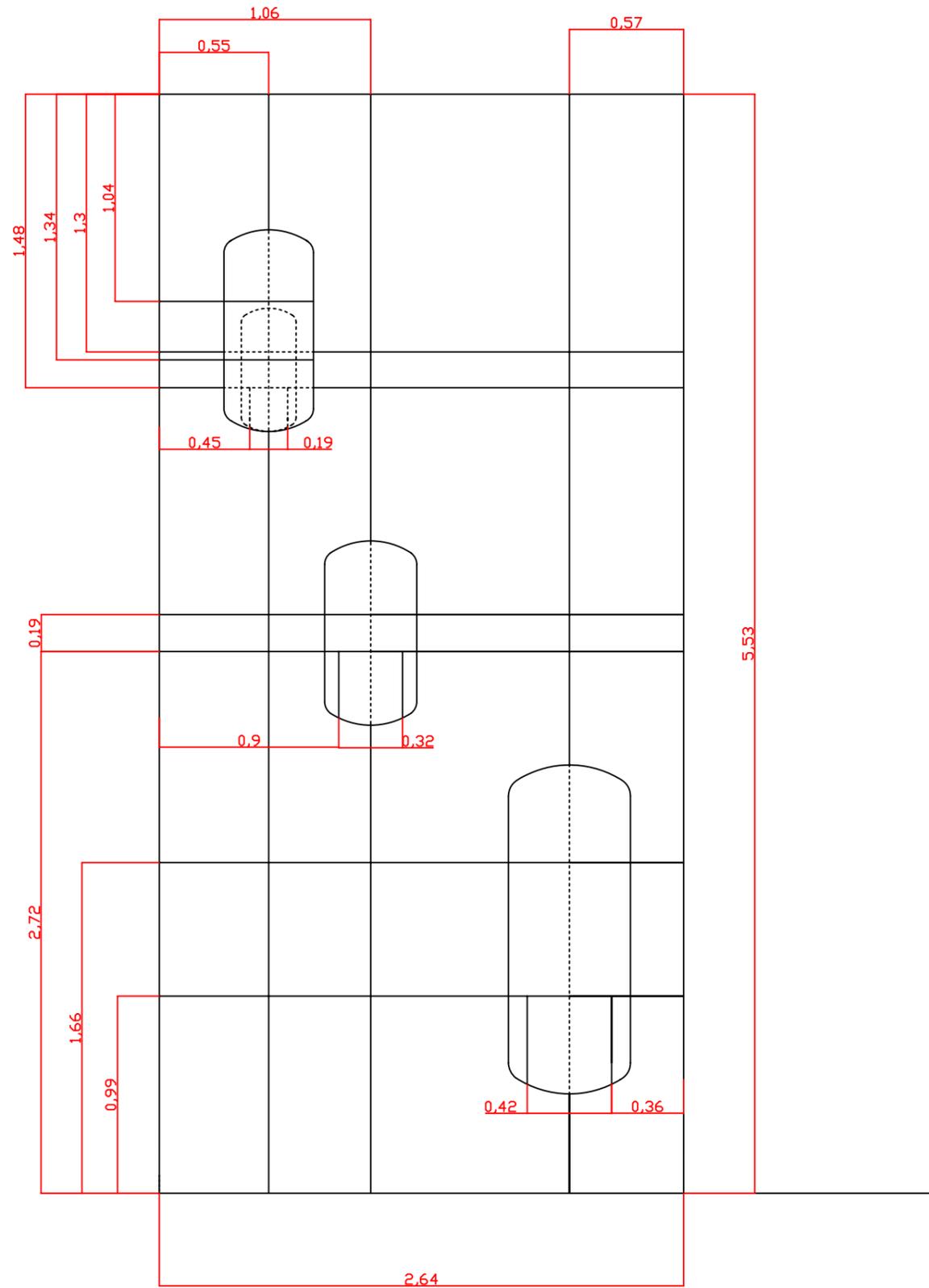
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	EMPARRILLADO ENZIMATICO 1		PLANO 10
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



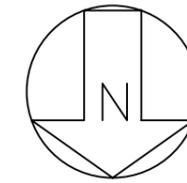
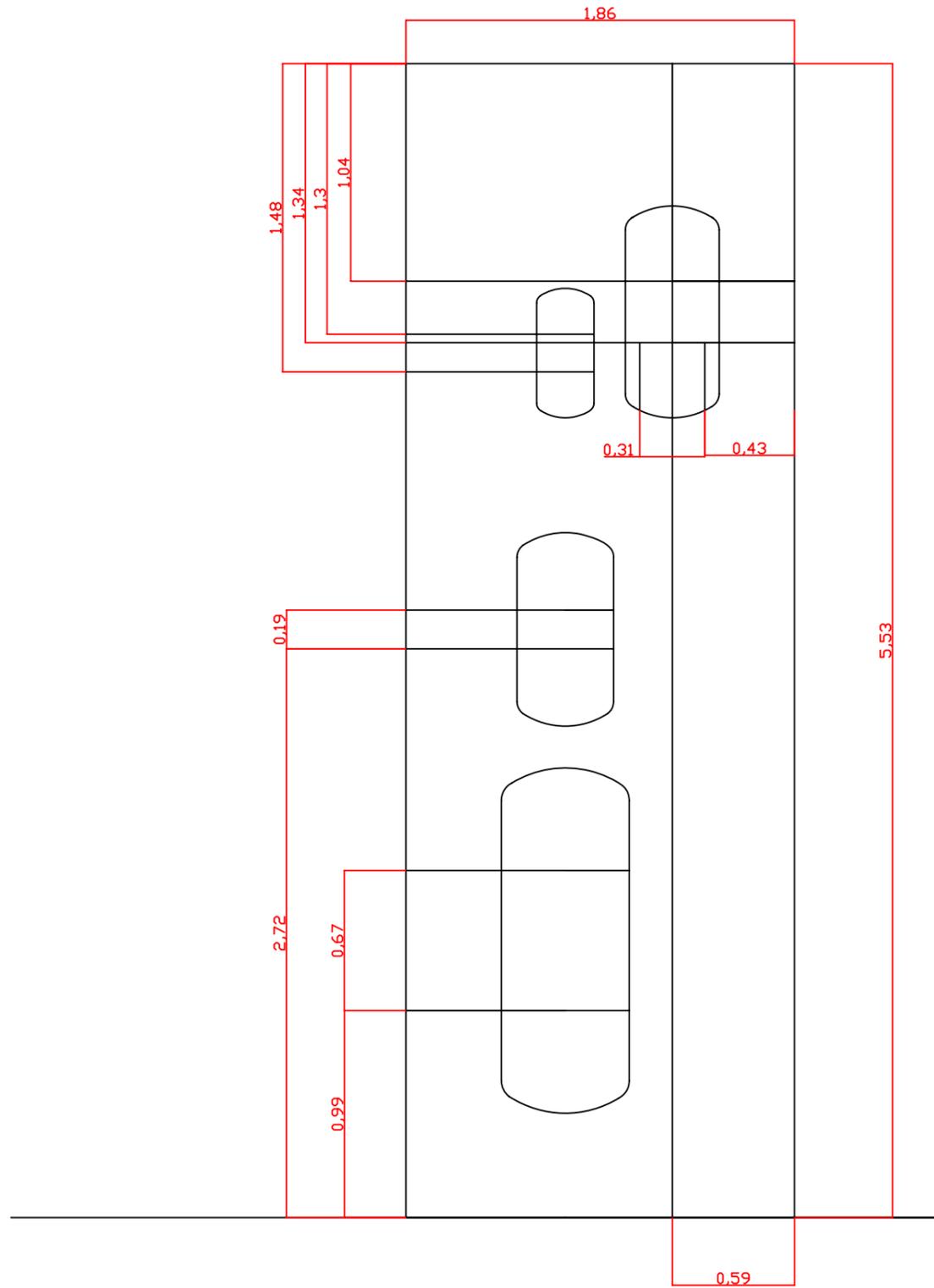
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	EMPARRILADO ENZIMATICO 2		PLANO 11
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



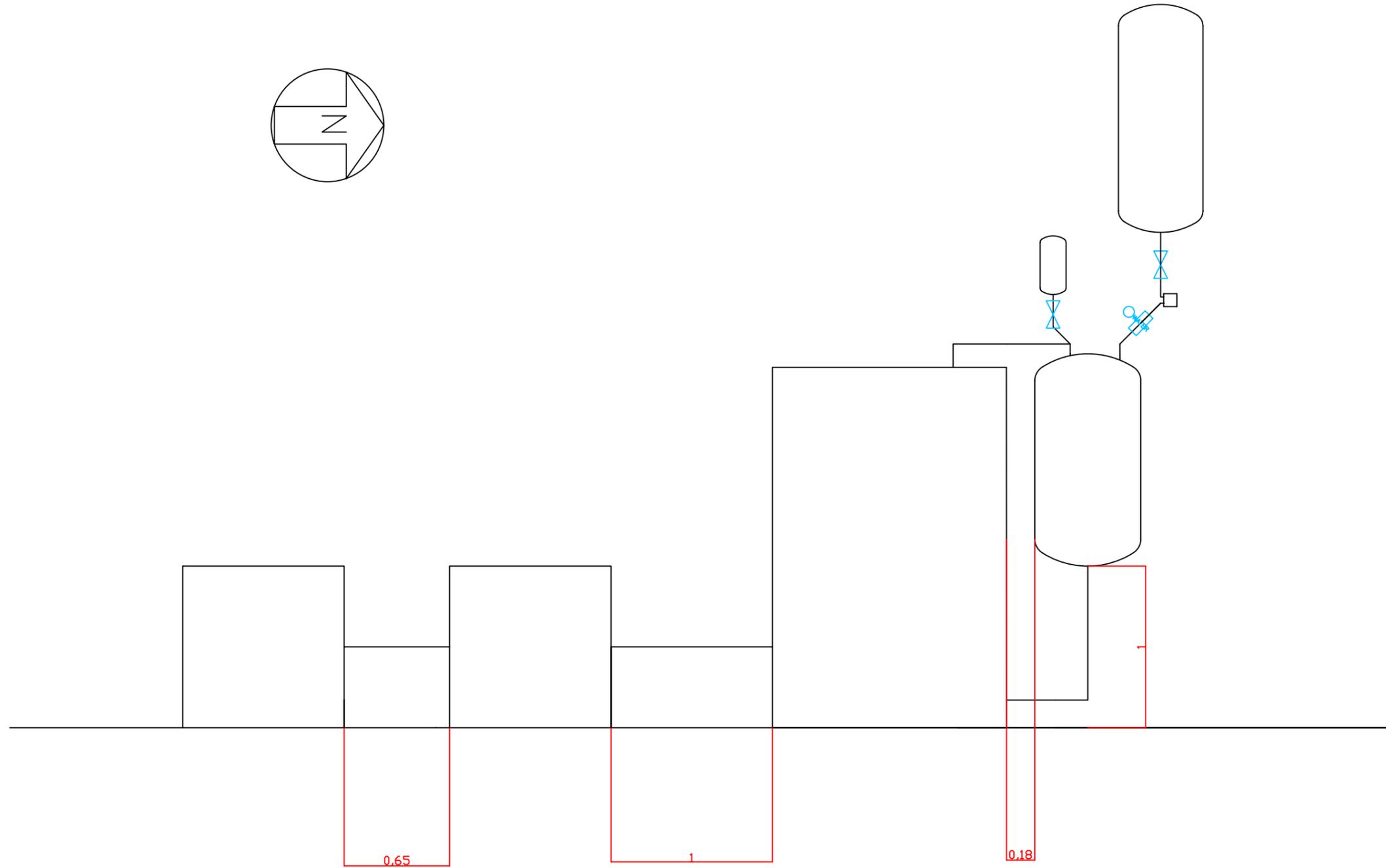
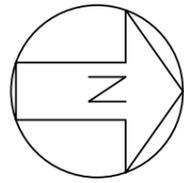
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	EMPARRILLADO HIDROLISIS		PLANO 12
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



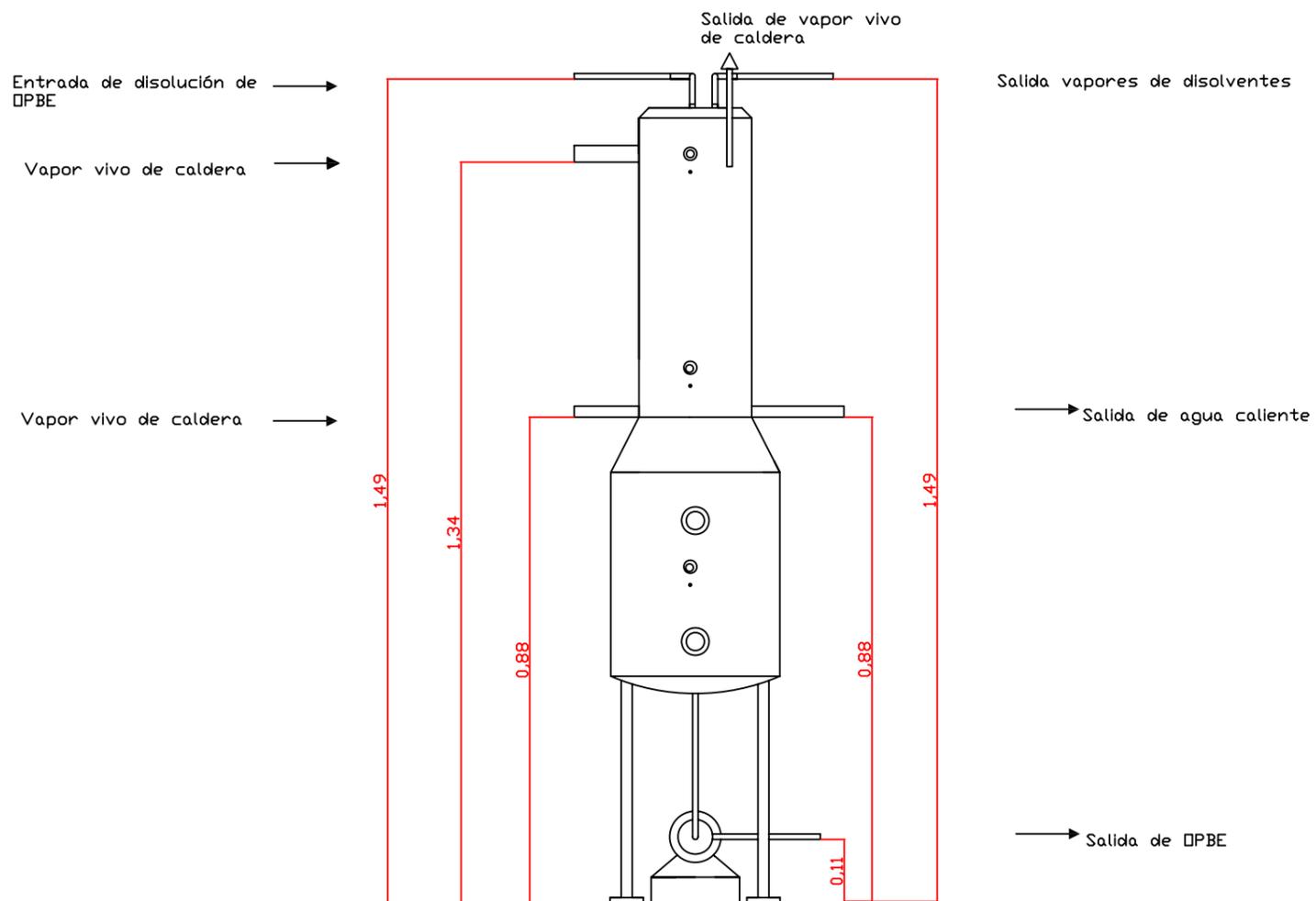
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	EMPARRILLADO NEUTRALIZACION 1		PLANO 13
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



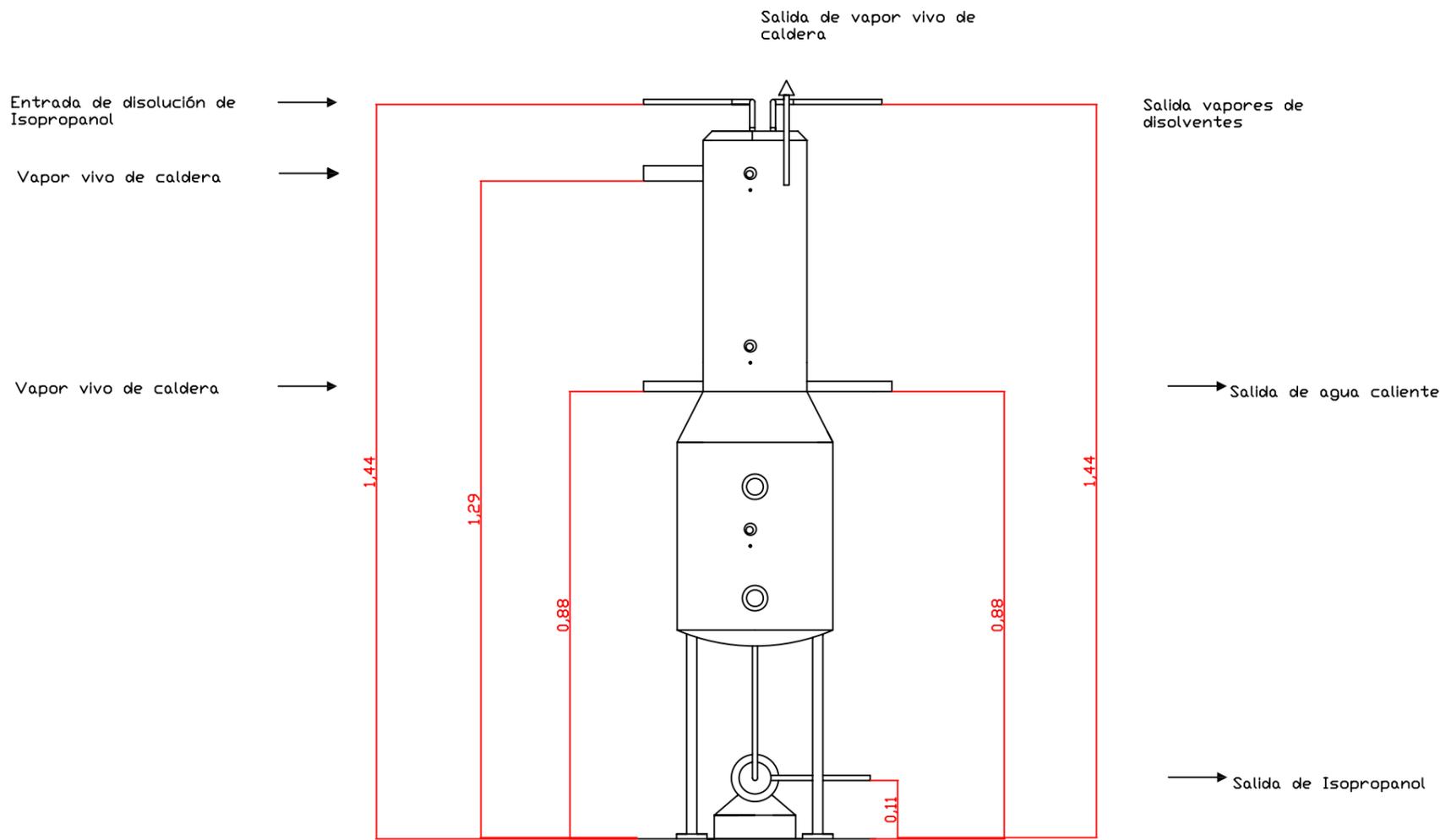
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	EMPARRILLADO NEUTRALIZACION 2		PLANO 14
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



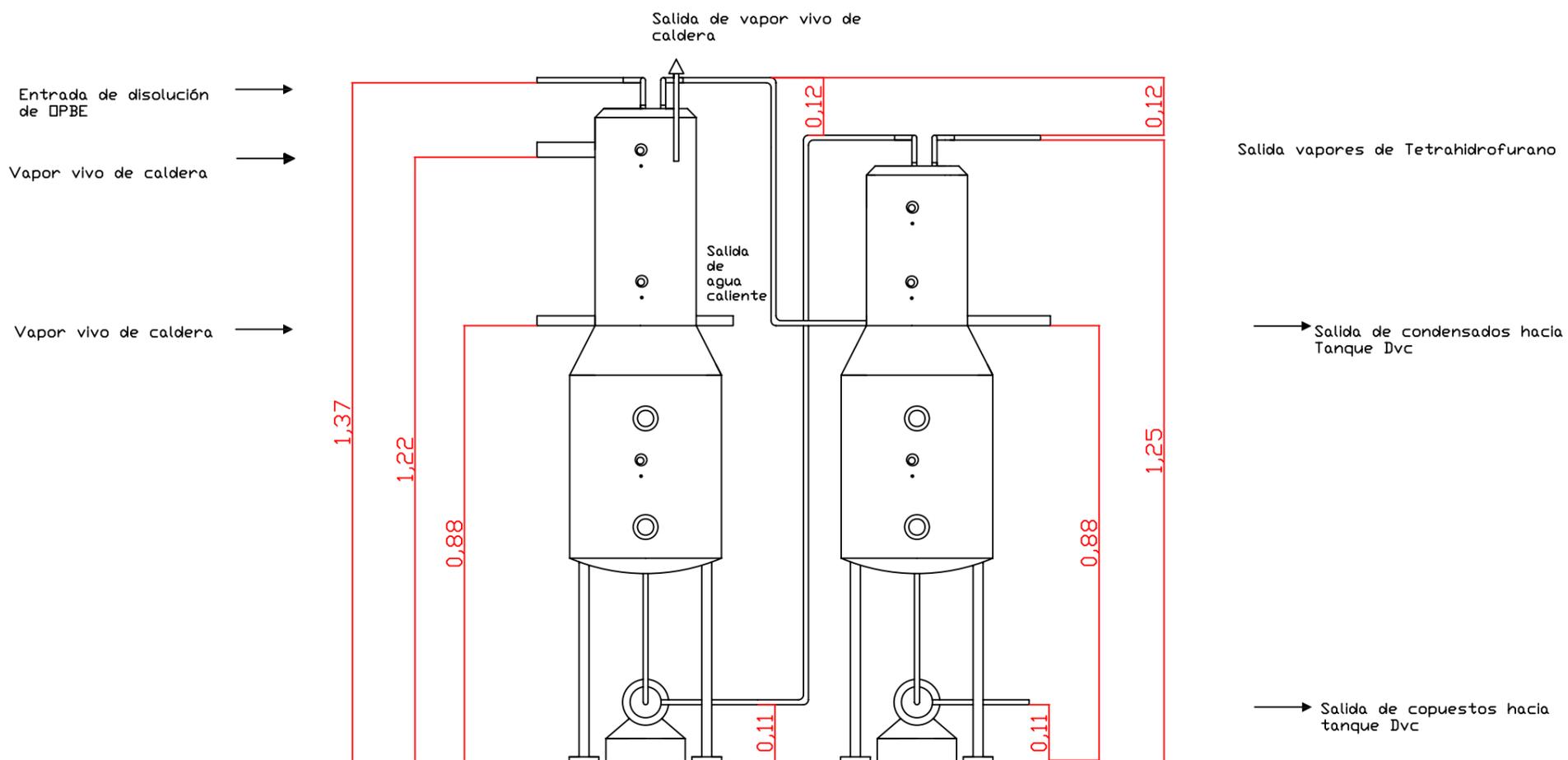
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	SISTEMA EMZIMATICO		PLANO 15
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



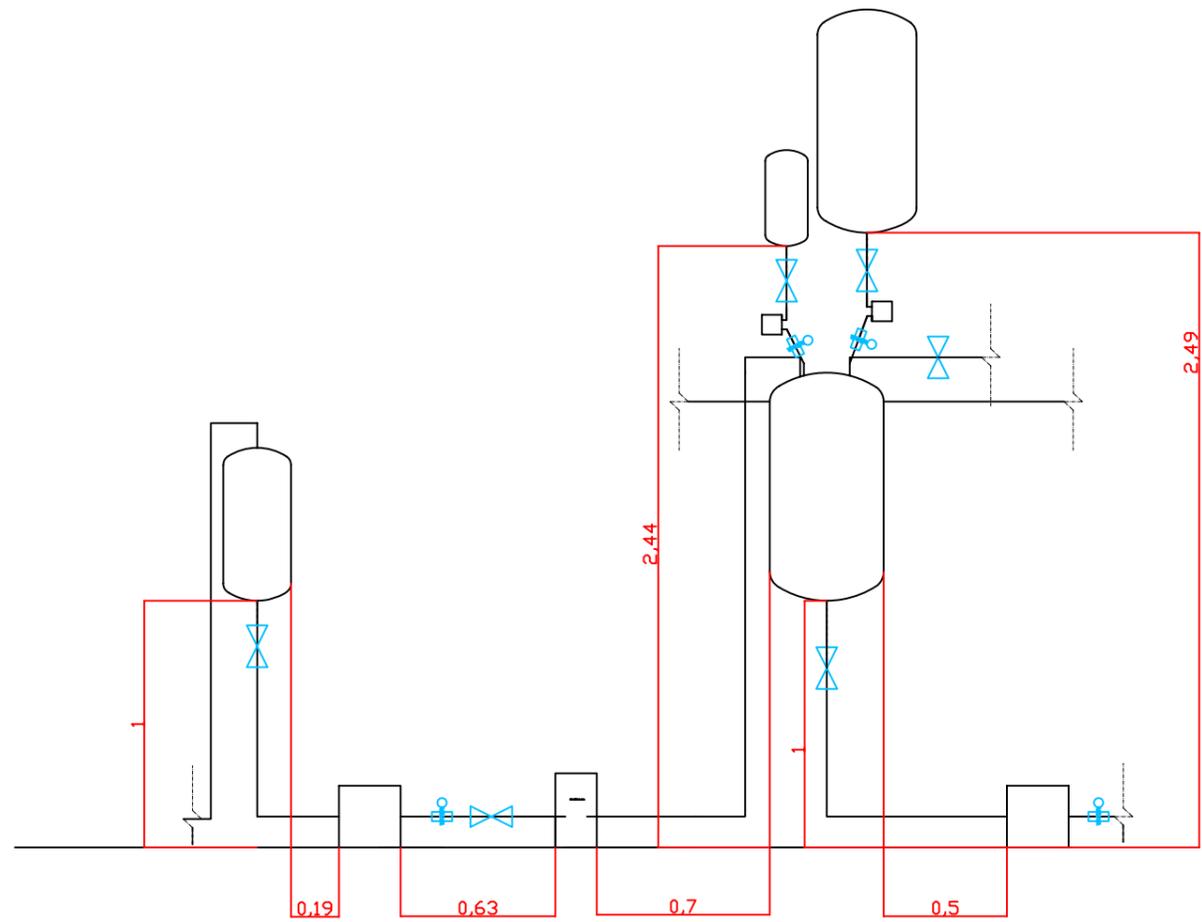
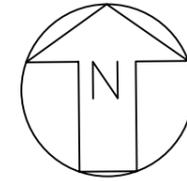
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	EVAPORADOR 1		PLANO 16
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



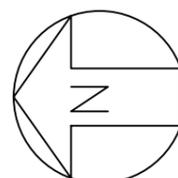
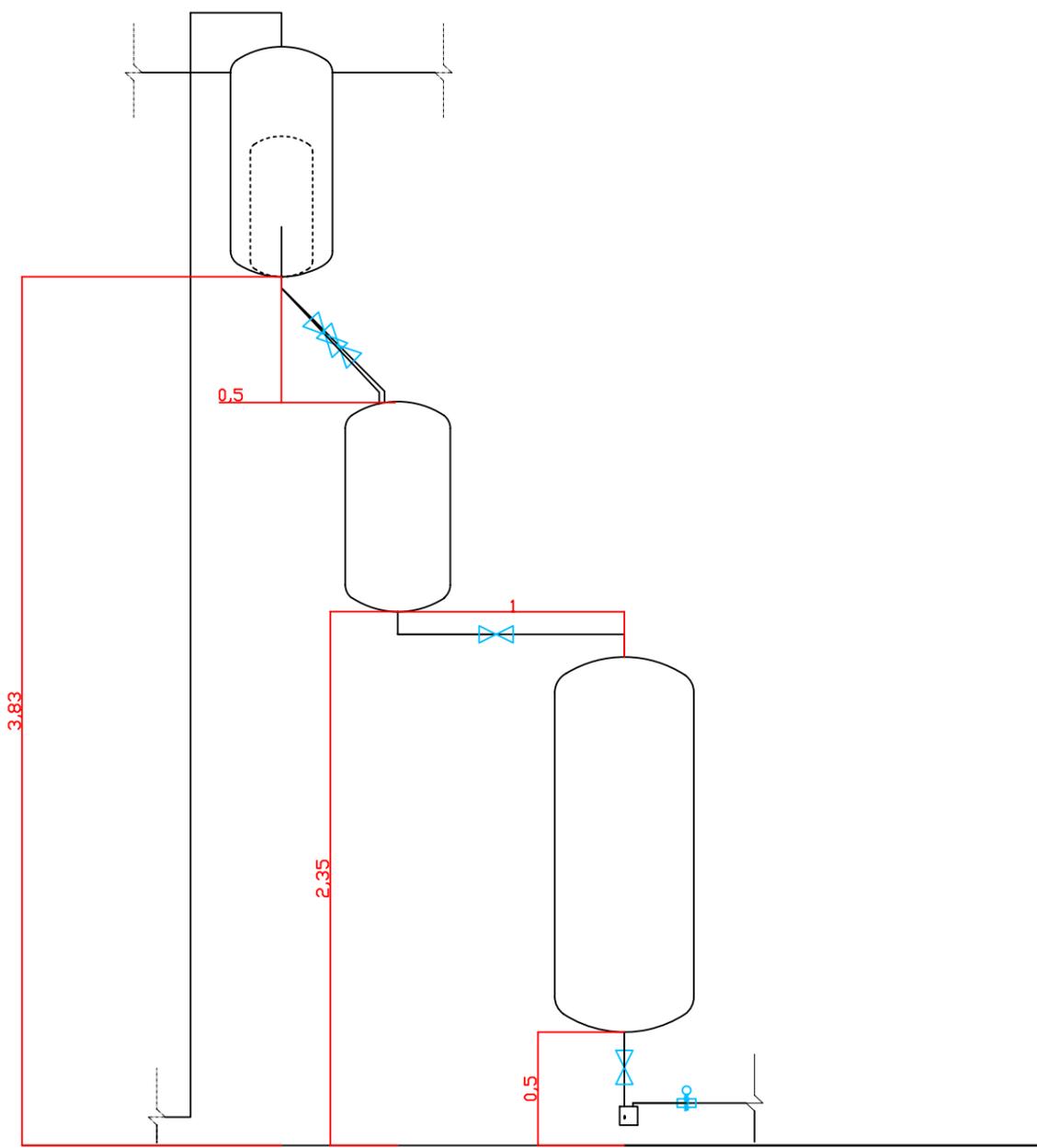
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	EVAPORADOR 2		PLANO 17
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



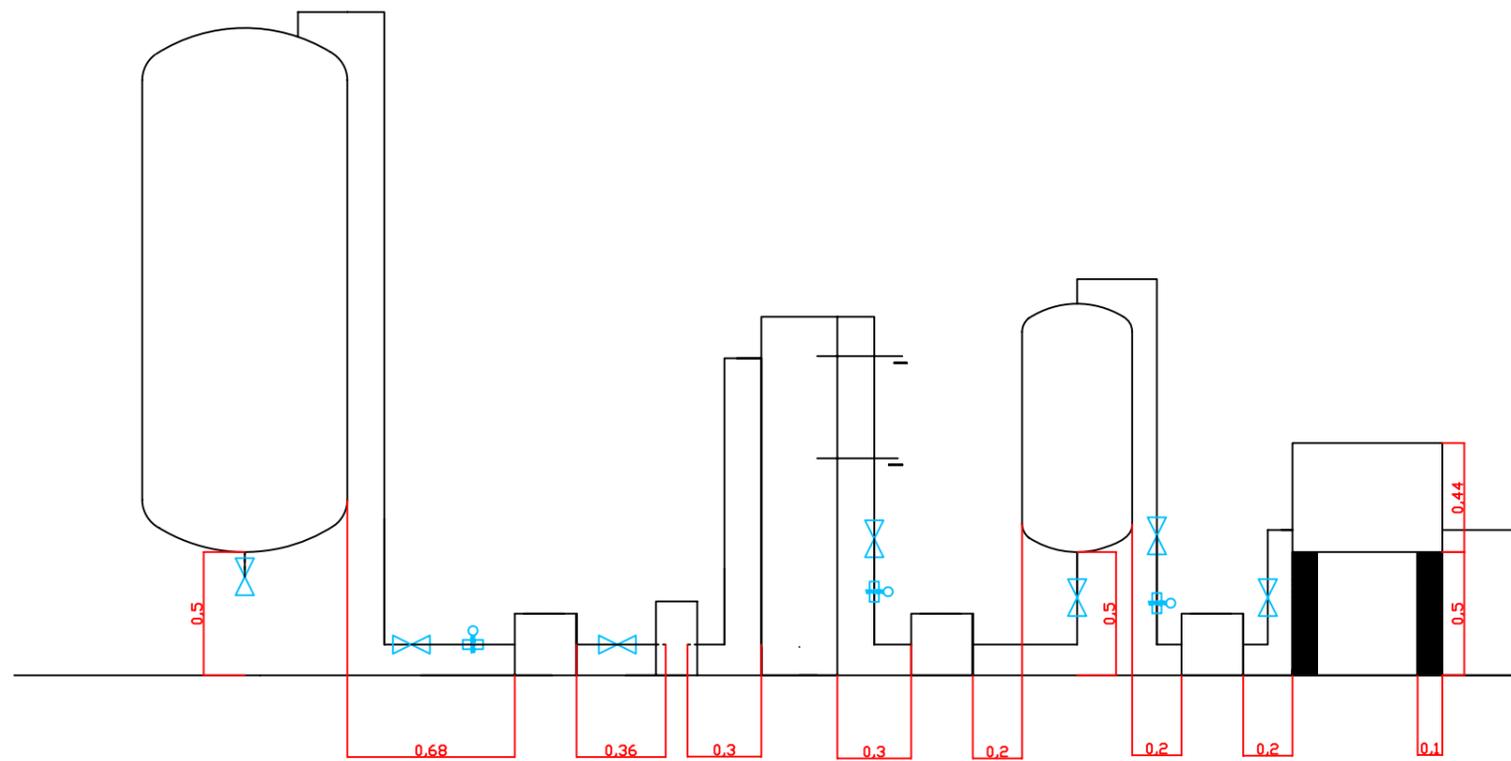
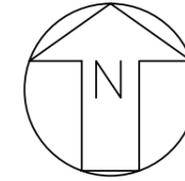
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	EVAPORADOR 3		PLANO 18
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



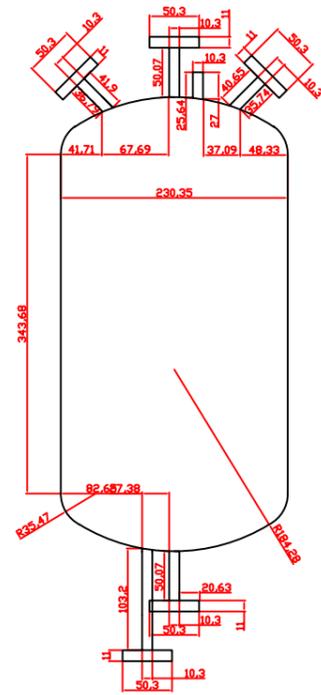
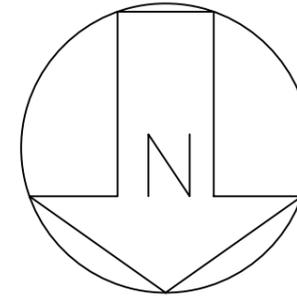
	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	1:30		SISTEMA HIDROLISIS
			PLANO 19
			Sustituye a
			Sustituido por



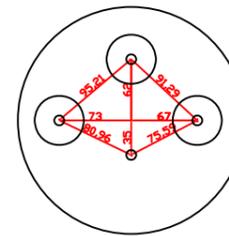
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	SISTEMA NEUTRALIZACION		PLANO 20
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



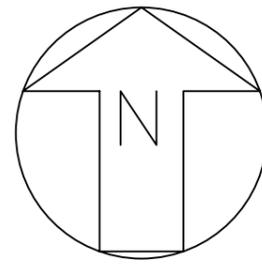
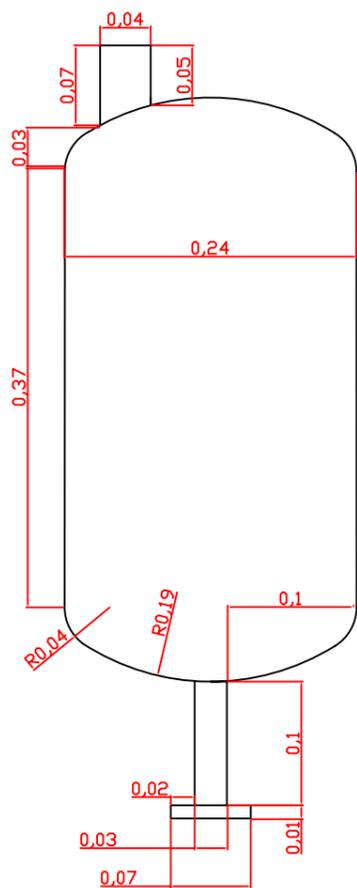
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.normas			
Escala	SITEMA FILTRACION		PLANO 21
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



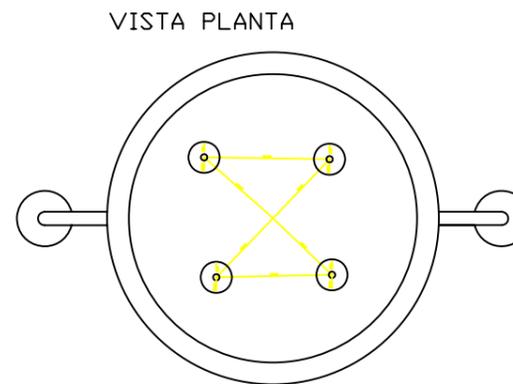
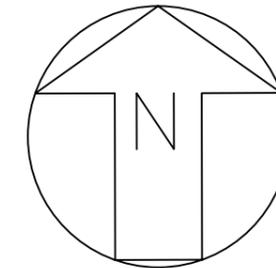
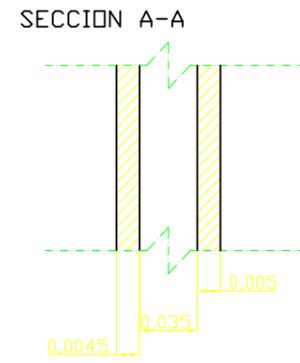
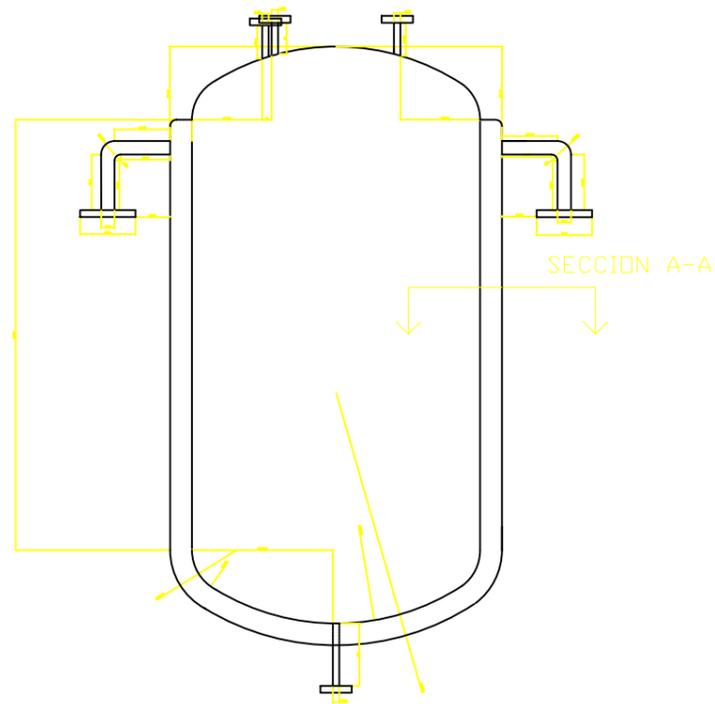
VISTA PLANTA



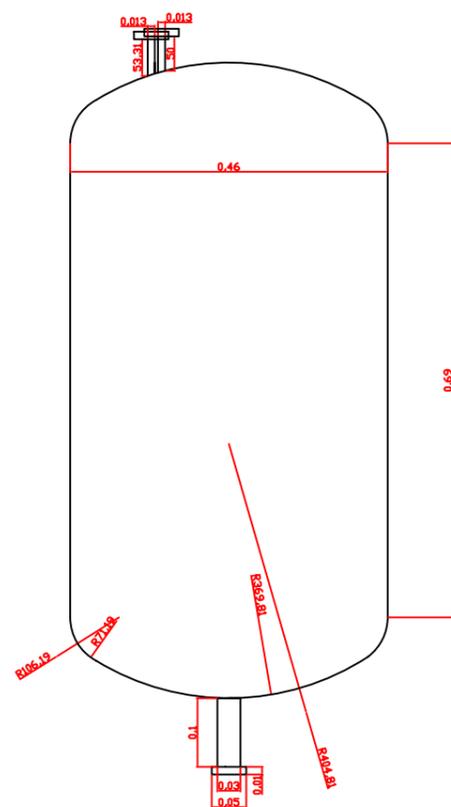
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	REACTOR QUIMICO		PLANO 23
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



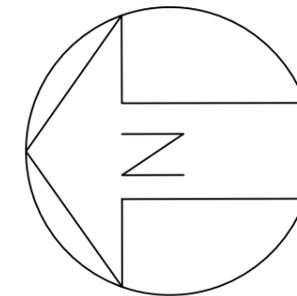
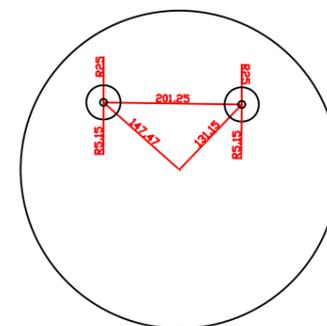
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	REACTOR MAGNESIANO		PLANO 24
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



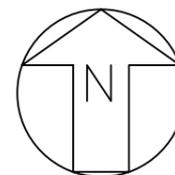
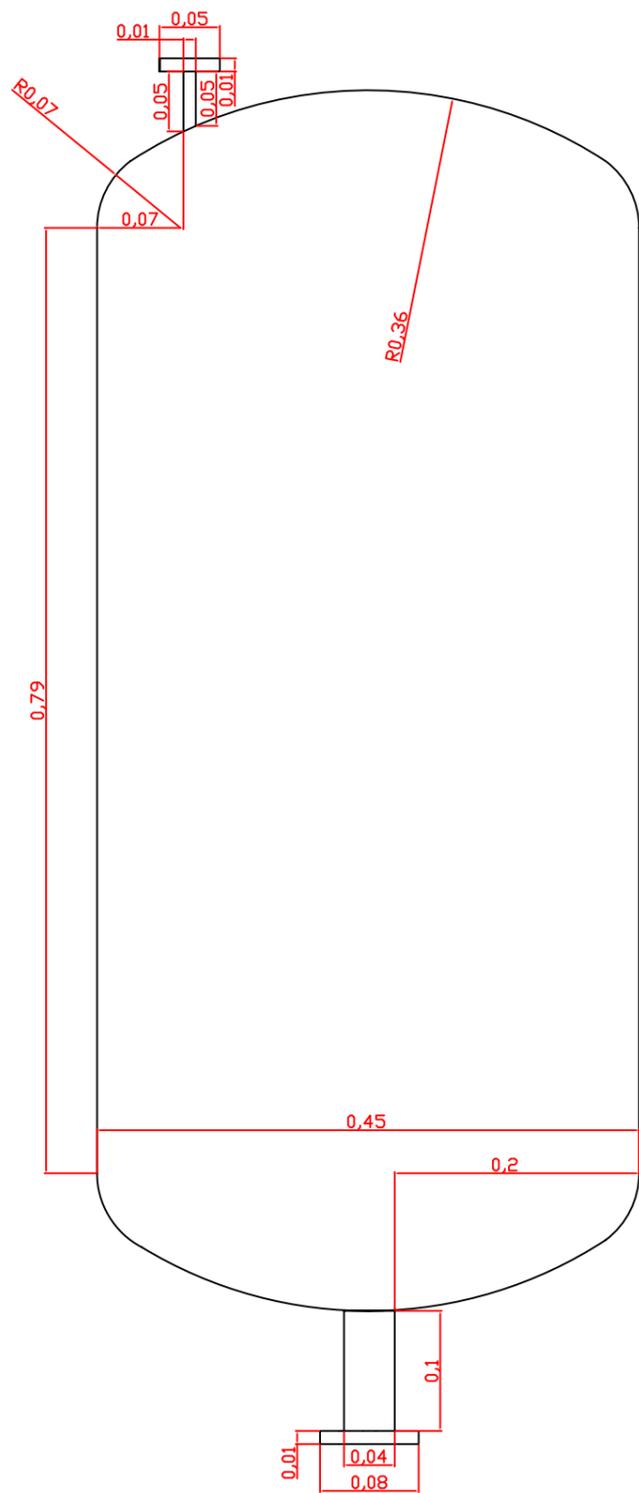
	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	REACTOR HIDROLISIS		PLANO 25
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



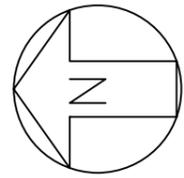
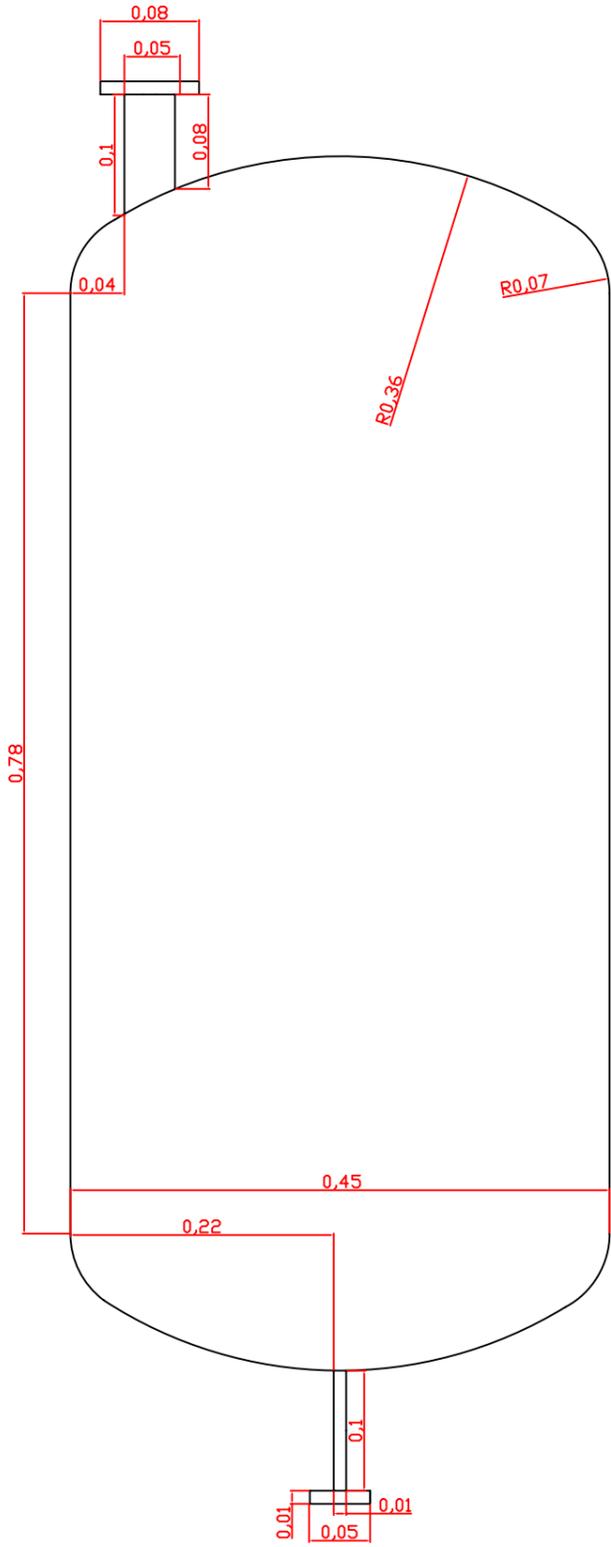
VISTA PLANTA



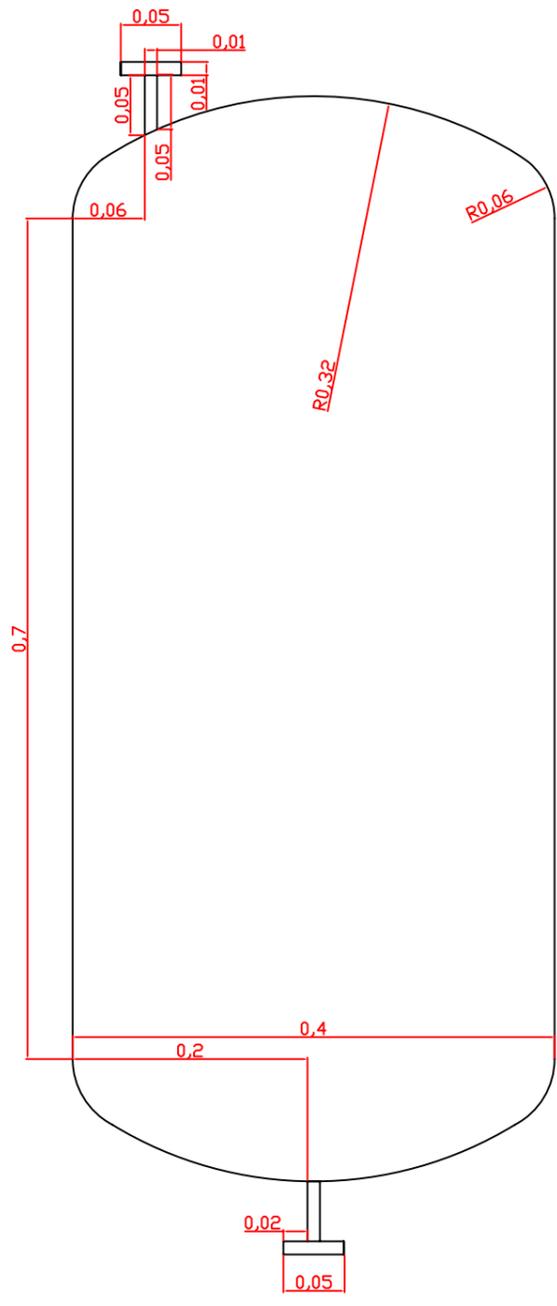
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	REACTOR NEUTRALIZACION		PLANO 26 B
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



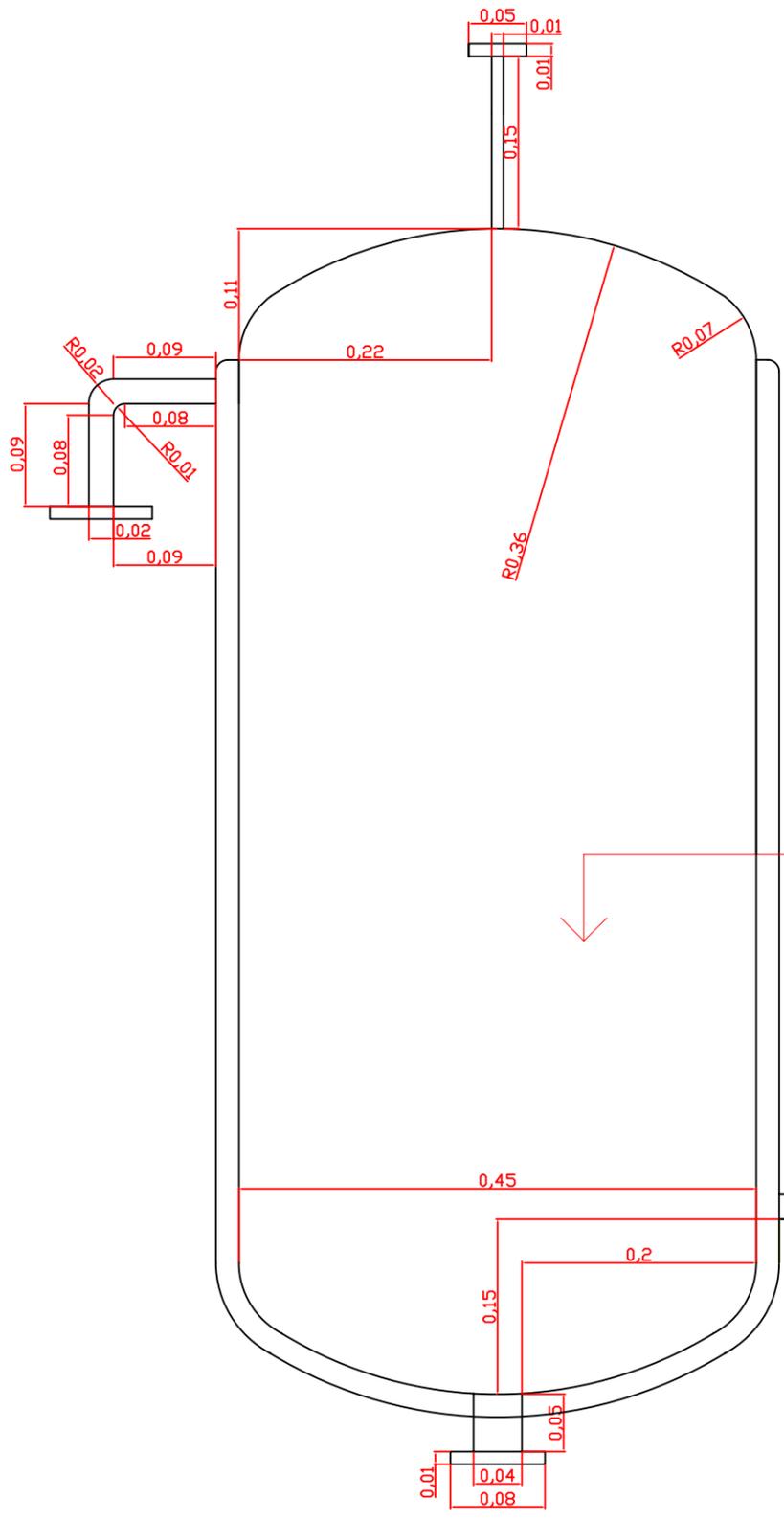
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO D1		PLANO 27
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



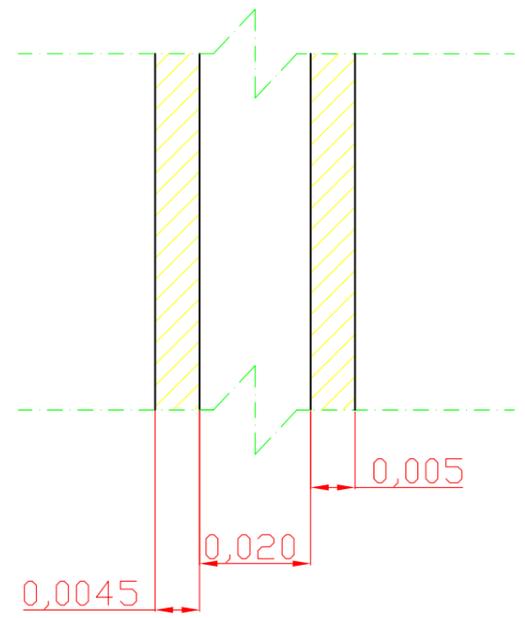
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO D2		PLANO 28
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



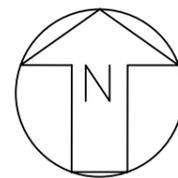
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO D2p		PLANO 29
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



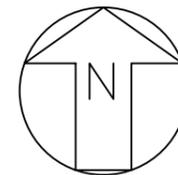
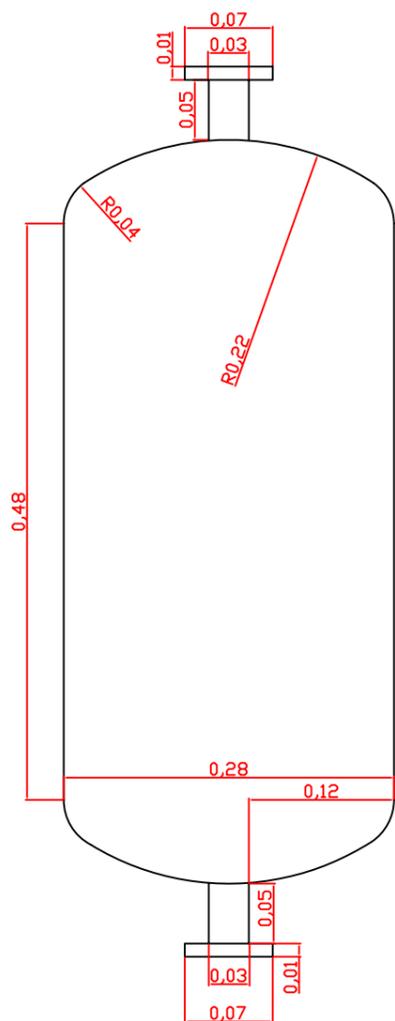
SECCION A-A



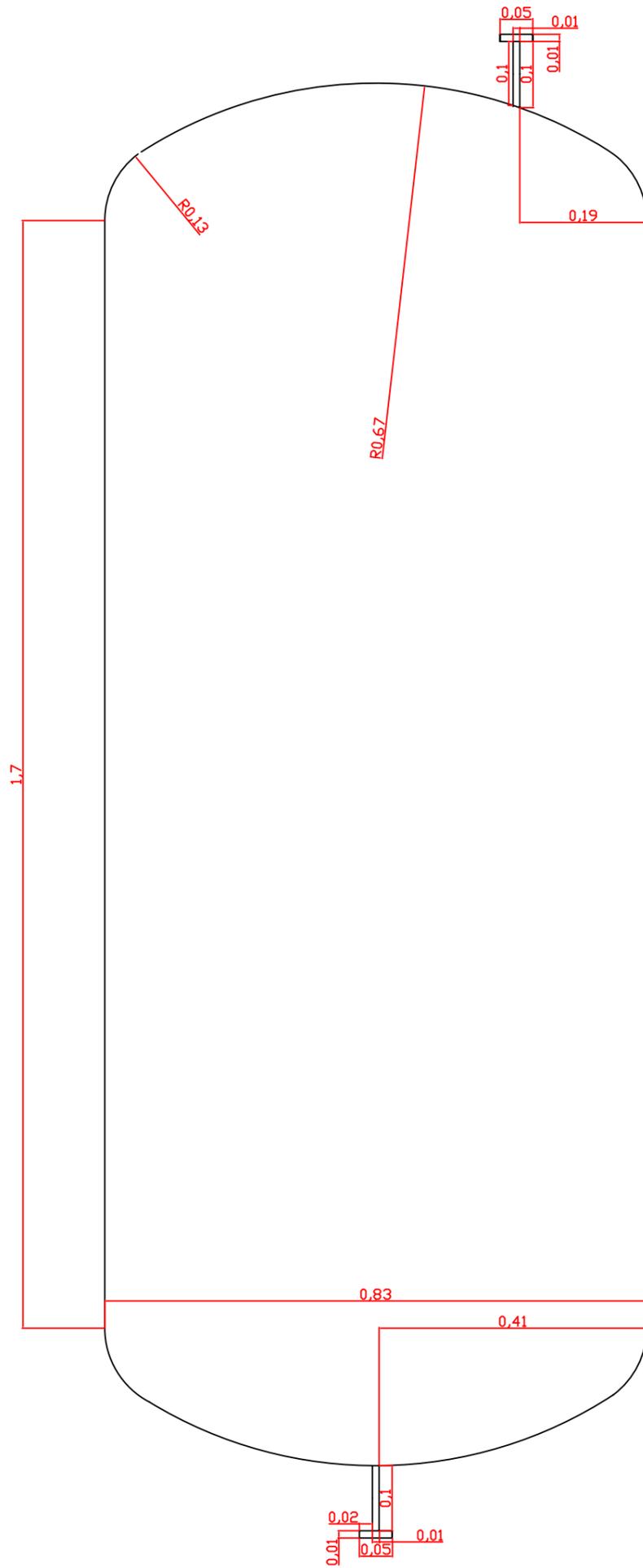
SECCION A-A



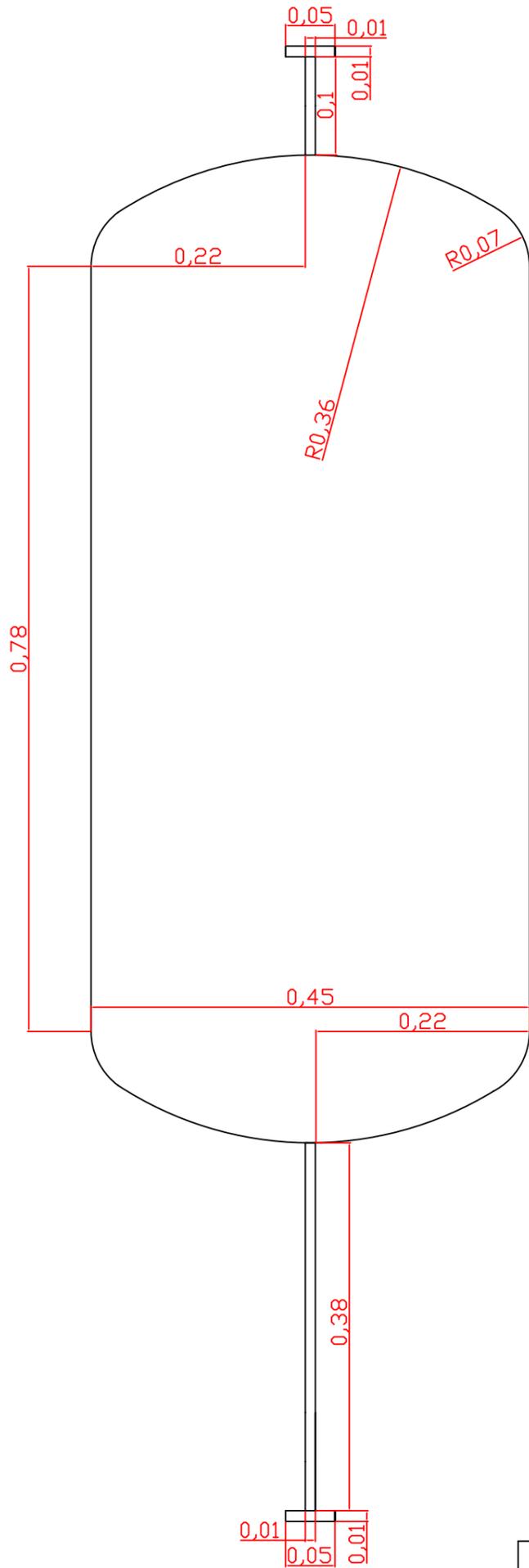
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO D3		PLANO 30
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



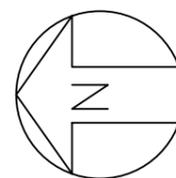
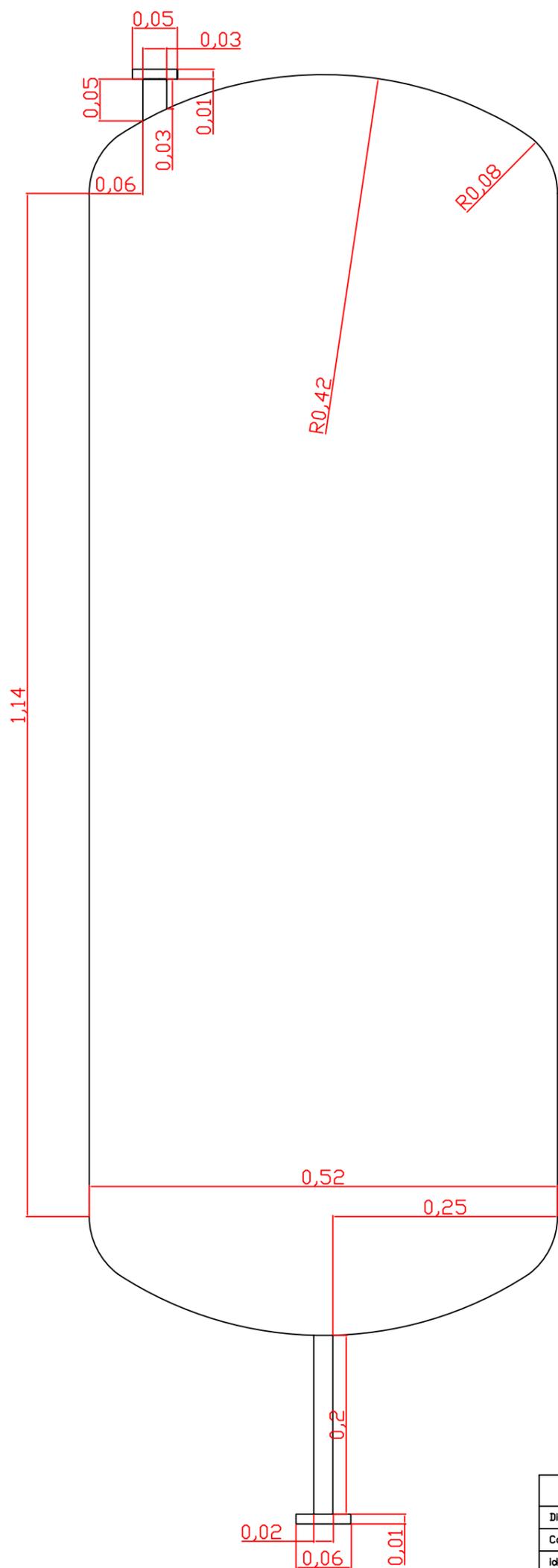
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO DHCL		PLANO 31
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



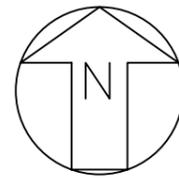
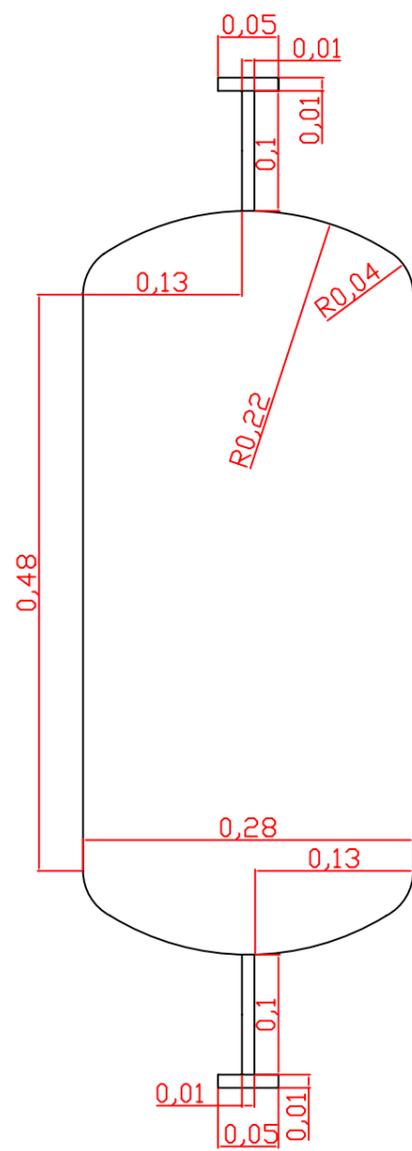
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		PLANO 32
	DEPOSITO Disopropanol		Sustituye a
			Sustituido por



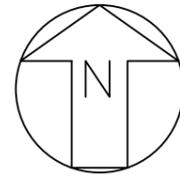
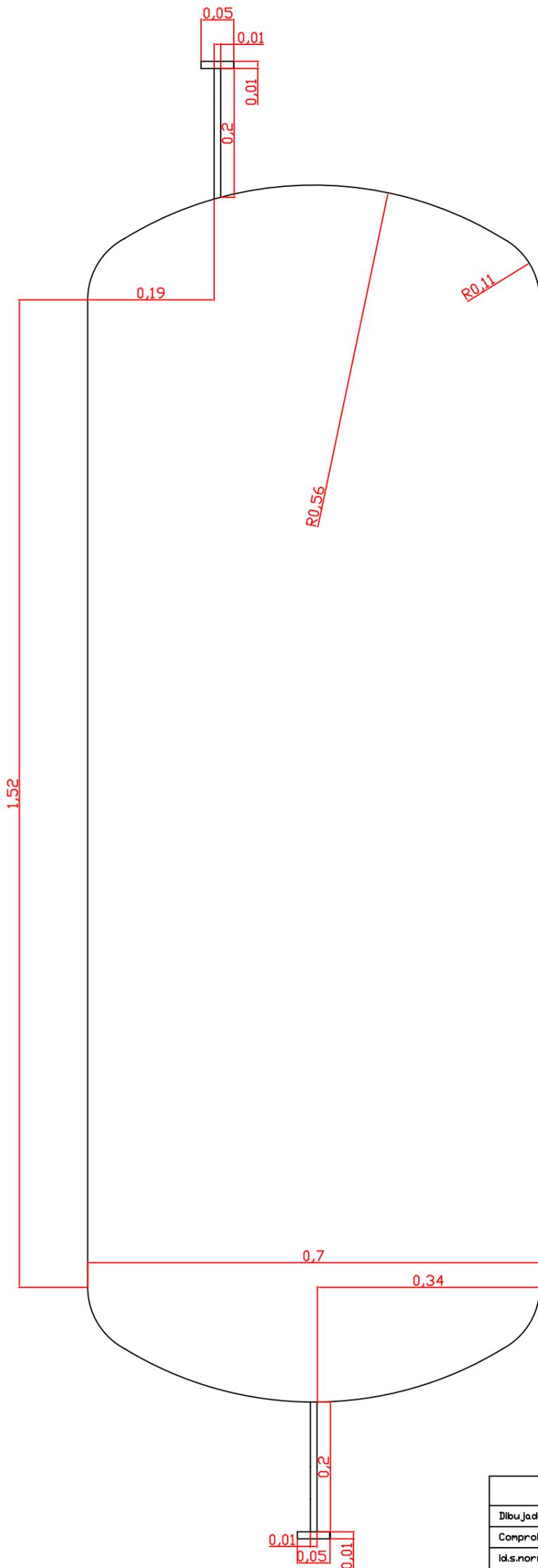
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO D11		PLANO 33
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



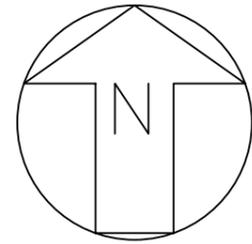
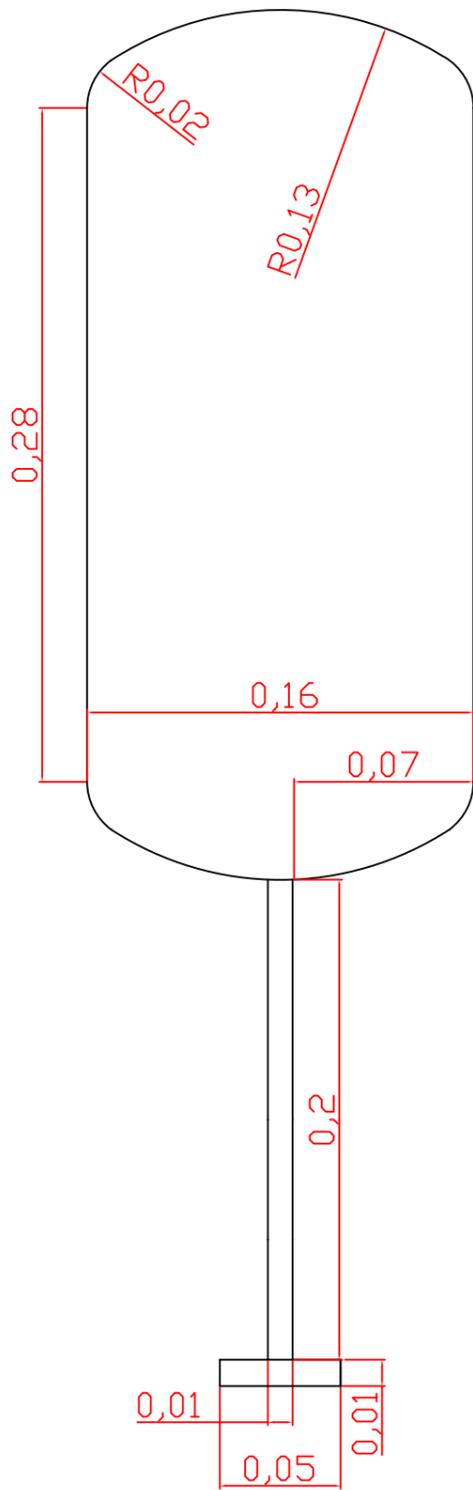
	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		DEPOSITOS Dopba
			PLANO 34
			Sustituye a
			Sustituido por



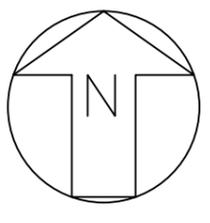
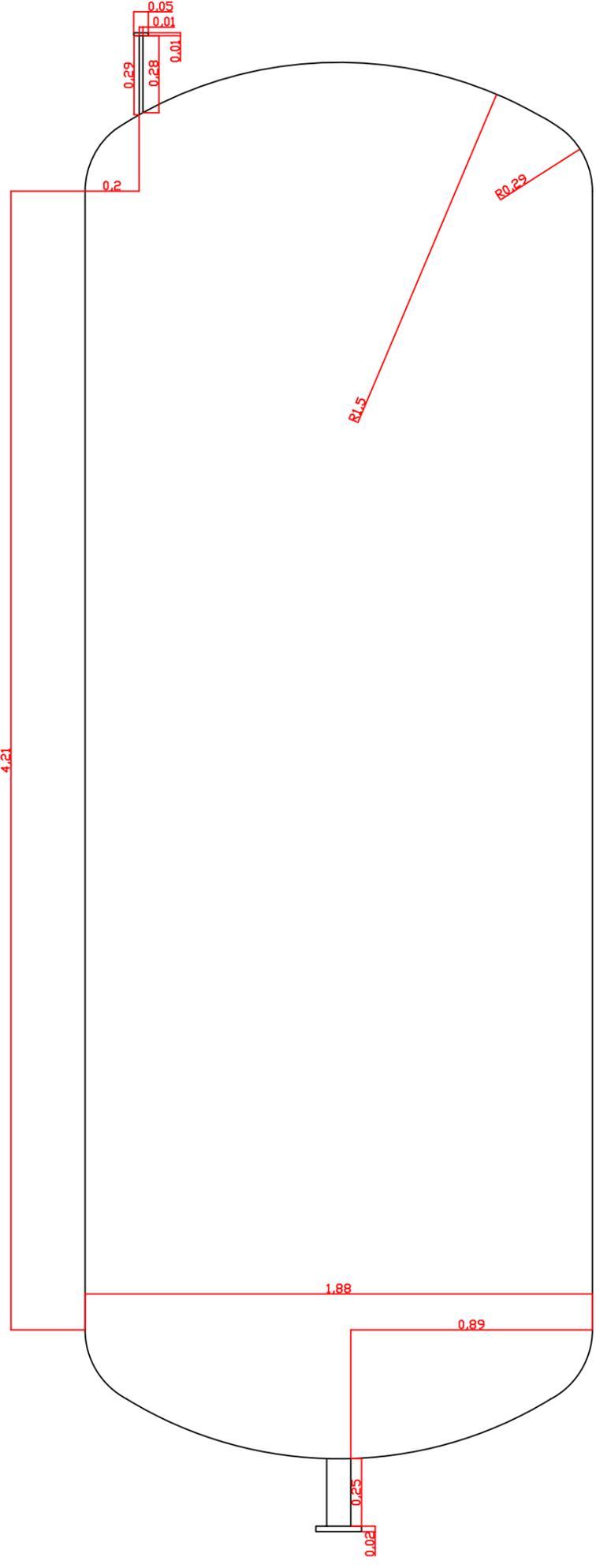
	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		PLANO 35
	DEPOSITO Dpulmón		Sustituye a
			Sustituido por



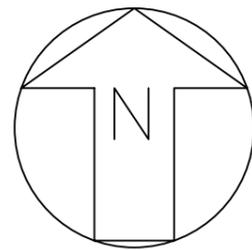
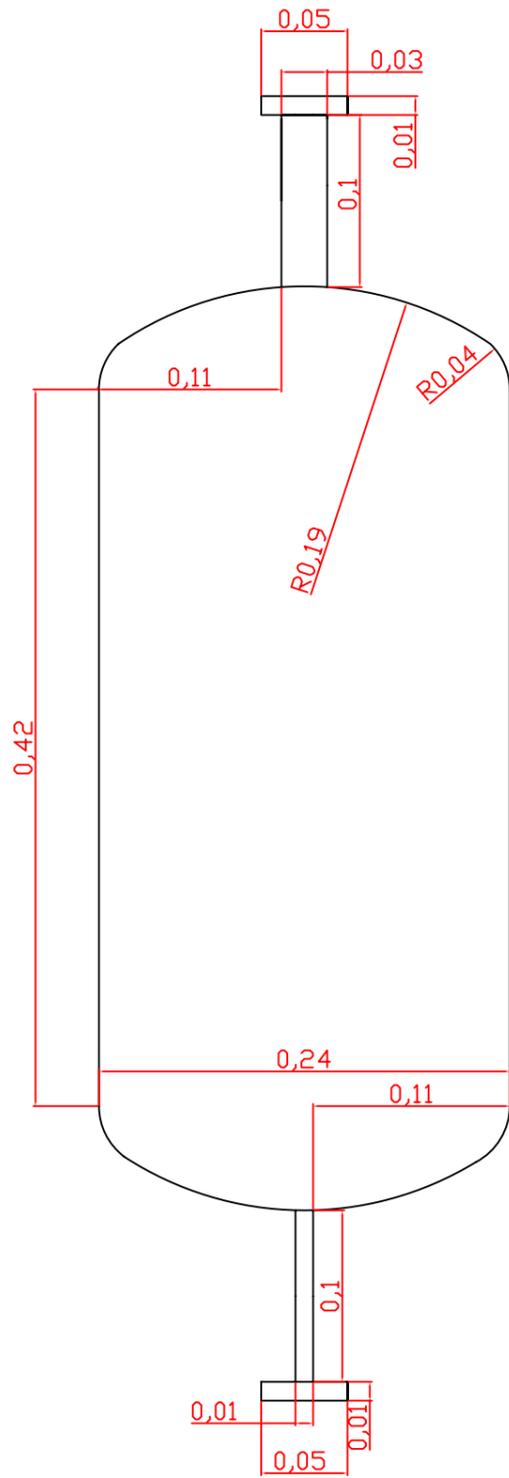
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		PLANO 36
	DEPOSITO Dtetrahidrofurano		Sustituye a
			Sustituido por



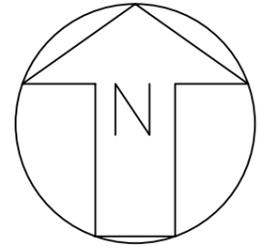
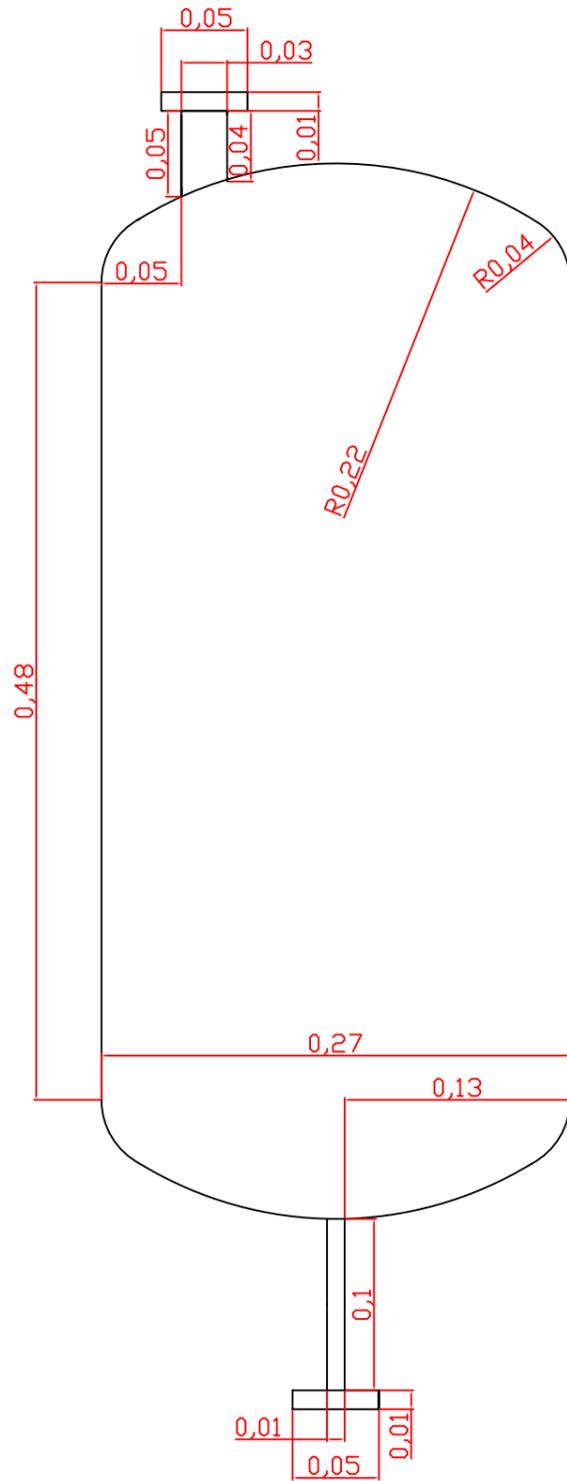
	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		DEPOSITO Dtp
			PLANO 38
			Sustituye a
			Sustituido por



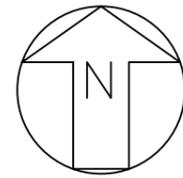
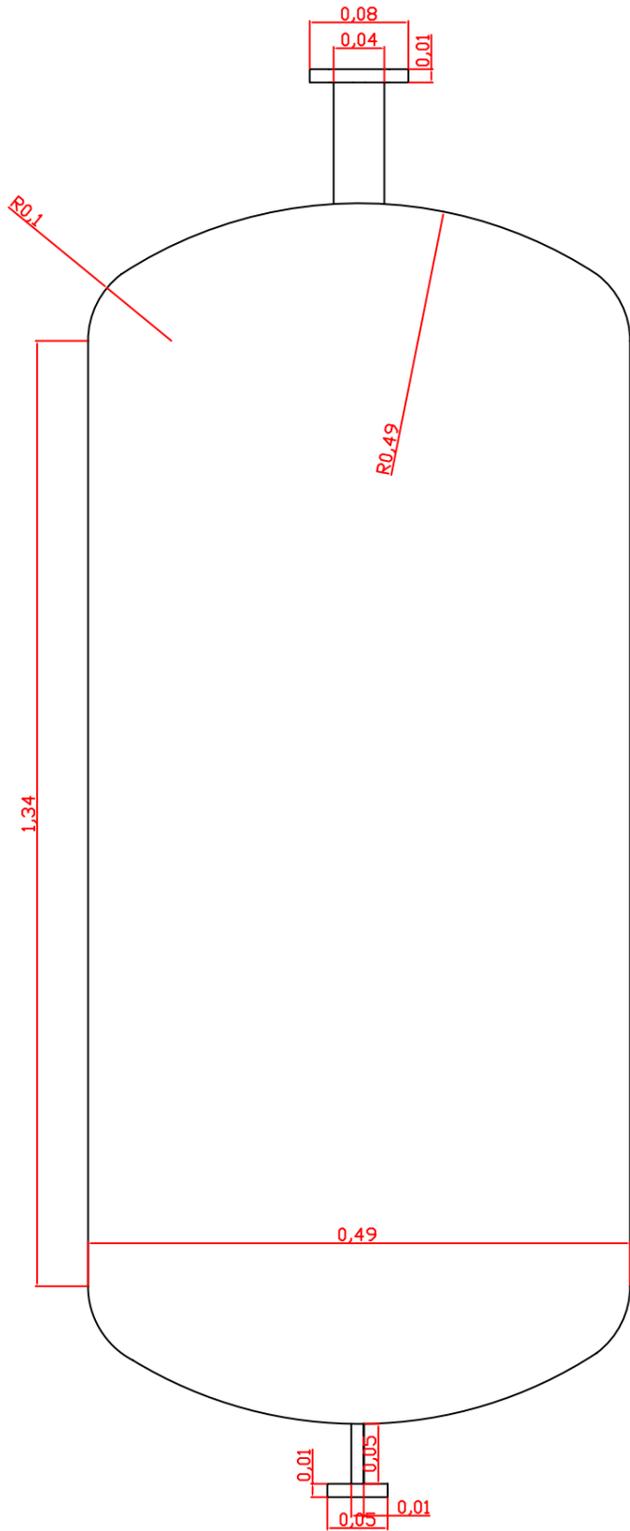
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITOS Dvc		PLANO 39
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



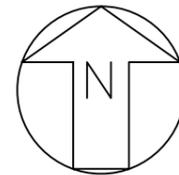
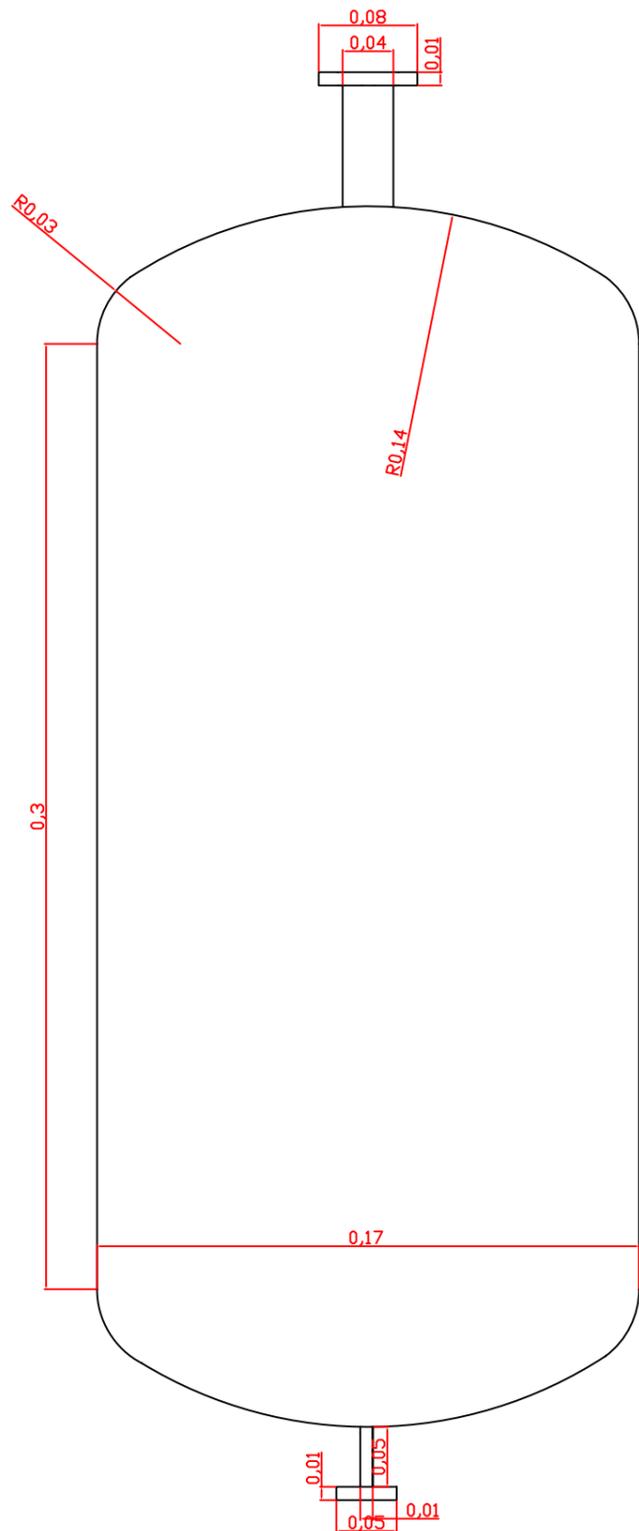
	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		DEPOSITO Dm
			PLANO 40
			Sustituye a
			Sustituido por



	Fecha	Nombre	
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	1:30		DEPOSITO Dth
			PLANO 41
			Sustituye a
			Sustituido por

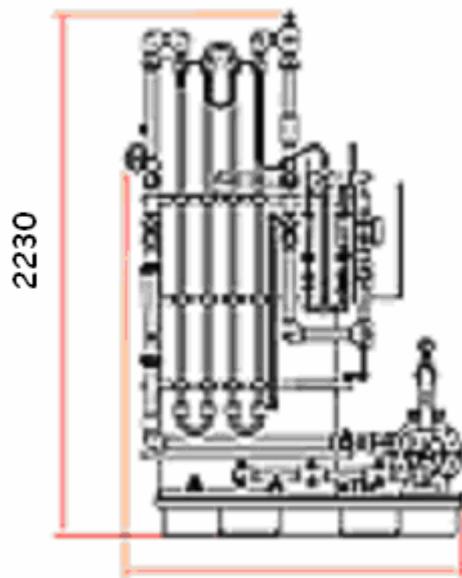


	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO D4		PLANO 42
1:30			Sustituye a
			Sustituido por



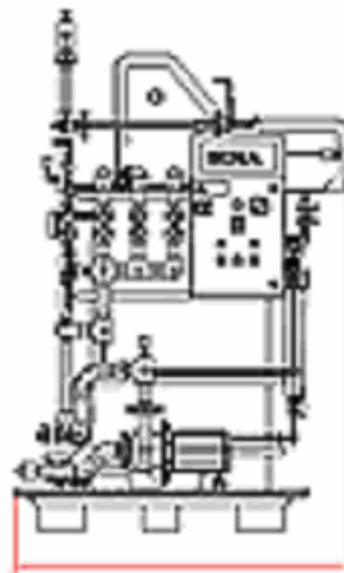
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUIMICO
Dibujado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Comprobado	15/06/06	Alvaro S.S.	
Id.s.normas			
Escala	DEPOSITO Dbi		PLANO 43
1:30			Sustituye a
			Sustituido por

Sistema de ultrafiltración.



1450

Vista frontal

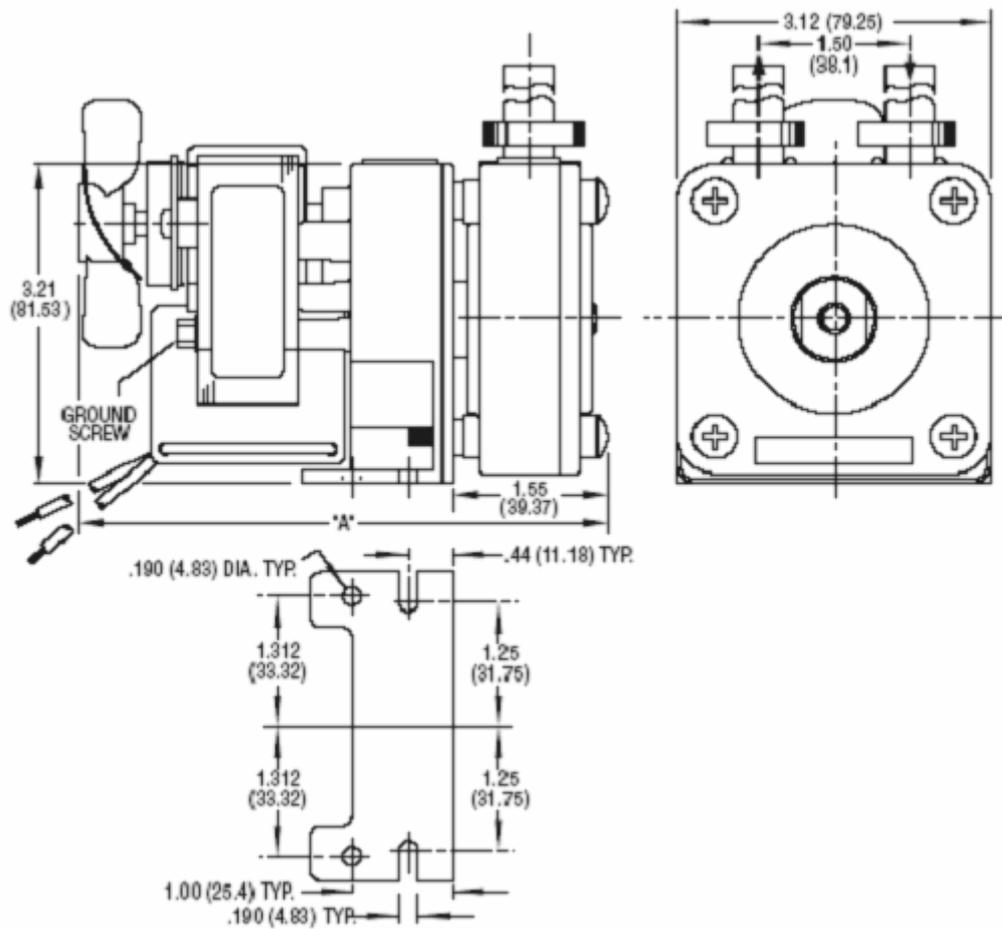


1450

Vista lateral

Todas las unidades en milímetros.

Bomba peristáltica. Dimensiones típicas.

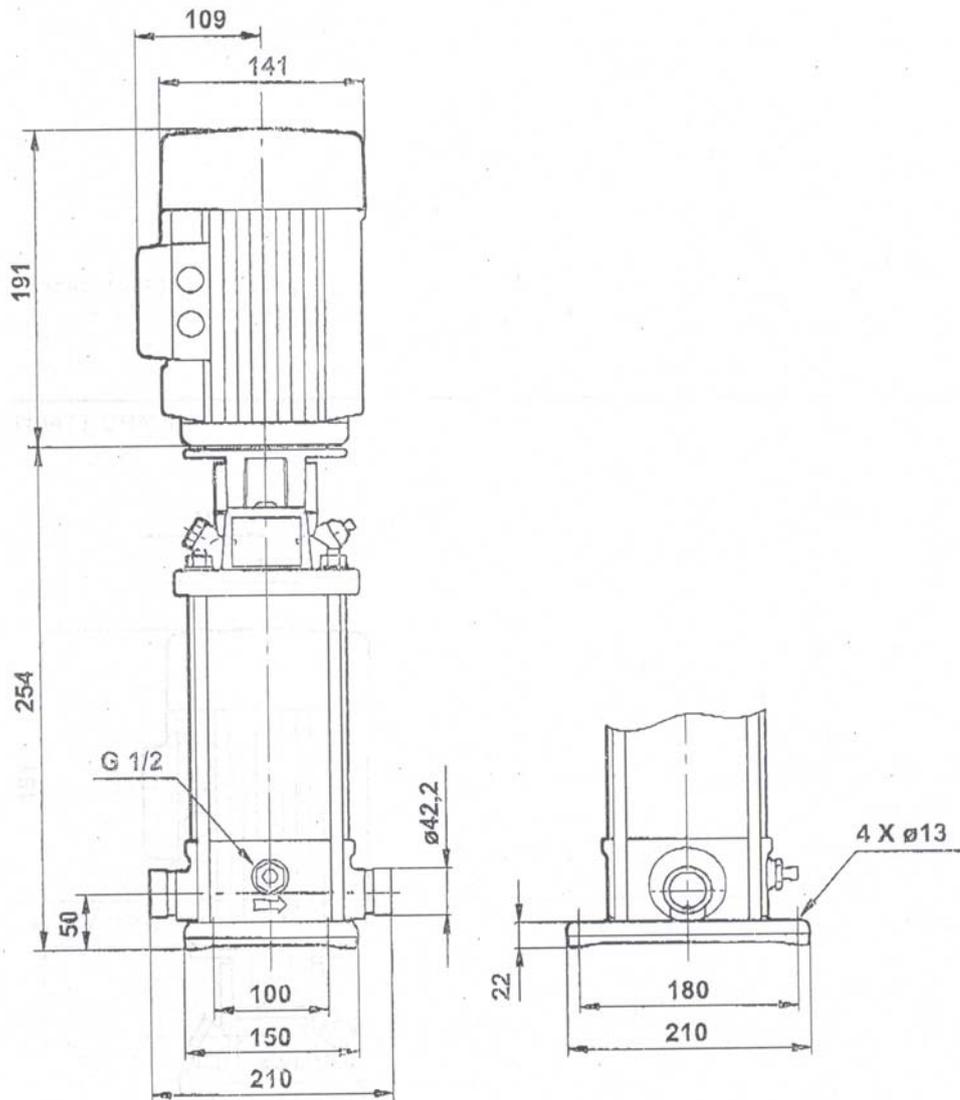


Dimensiones en pulgadas (Dimensiones en milímetros).

Dimensiones	
Número del modelo	Longitud "A" en pulgadas (mm.)
30600-001 thru -002	5,28 (134,1)
30600-003 thru -004	6,03 (153,2)
30600-005 thru -008	6,28 (159,5)

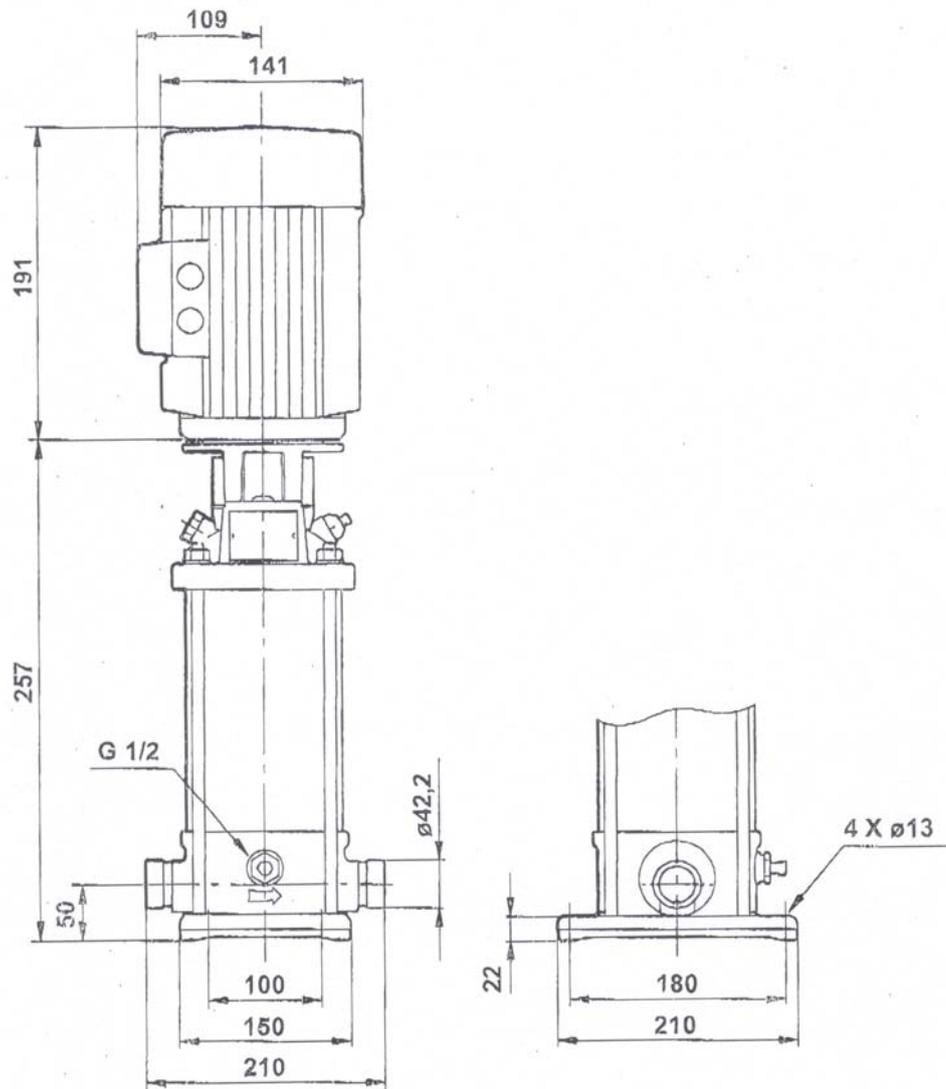
Bombas centrífugas. Dimensiones típicas.

96516477 CRN 1-2



¡Nota! Todas las unidades están en [mm] a menos que otras estén expresadas

96516034 CRN 1S-2



¡Nota! Todas las unidades están en [mm] a menos que otras estén expresadas

Diagrama de flujos 2

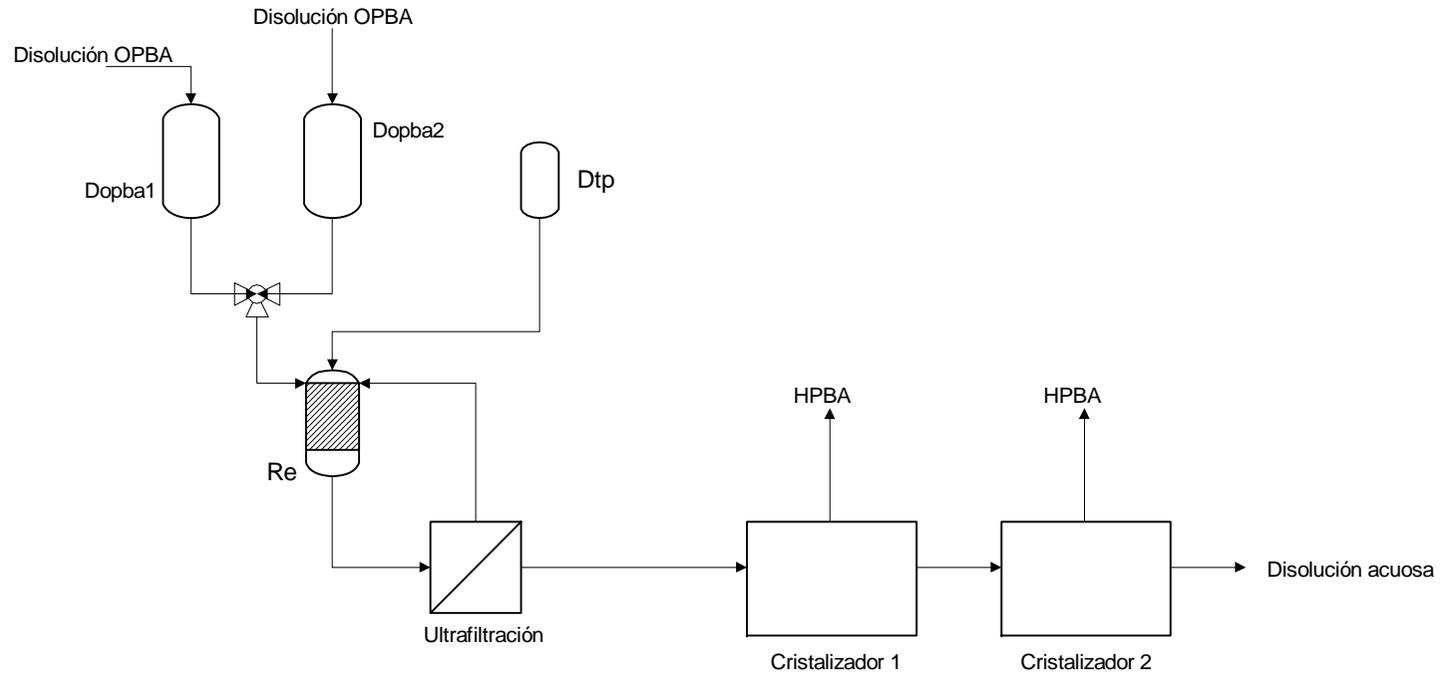


Diagrama de flujos 1

