

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Autoras: Isabel GONZÁLEZ GARRIDO y  
Miriam LEAL DOMÍNGUEZ

Fecha: Noviembre 2008





## RESUMEN

La energía es vital para la prosperidad mundial, pero las reservas de combustibles fósiles son limitadas. El uso excesivo de combustibles fósiles es una de las principales causas del calentamiento global del planeta y la lluvia ácida, que han afectado al clima, la vegetación y a los ecosistemas acuáticos. Con el fin de reducir la contaminación global y guardar las actuales reservas energéticas, es necesario desarrollar nuevos tipos de energía.

Se espera que el hidrógeno sea un sustituto de los combustibles fósiles como energía limpia en el presente siglo. El hidrógeno se puede producir mediante el tratamiento anaerobio de los residuos orgánicos, empleando biomasa renovable y aguas residuales de alta concentración.

El cambio climático, la escasez de recursos energéticos, con la consiguiente subida de los precios del petróleo, y la preocupación por el futuro abastecimiento, hacen que aumente el interés por la utilización de la biomasa con fines energéticos. En este contexto, los biocombustibles pueden contribuir de forma importante a la solución de los dos problemas, tanto como combustibles alternativos y renovables, como por sus ventajas medioambientales, debido a su significativa reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, responsables del cambio climático.

Los cambios socioeconómicos de las últimas décadas, las altas concentraciones de población en núcleos urbanos, el desarrollo de la industria agroalimentaria, la intensificación de las explotaciones ganaderas o las prácticas consumistas, han propiciado la producción de grandes cantidades de residuos orgánicos que ocasionan graves problemas ambientales.

El objetivo del presente Proyecto es el diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha, así como la descripción y dimensionamiento de las principales unidades de proceso de la planta industrial. Además se realizará el diseño de las etapas adicionales.

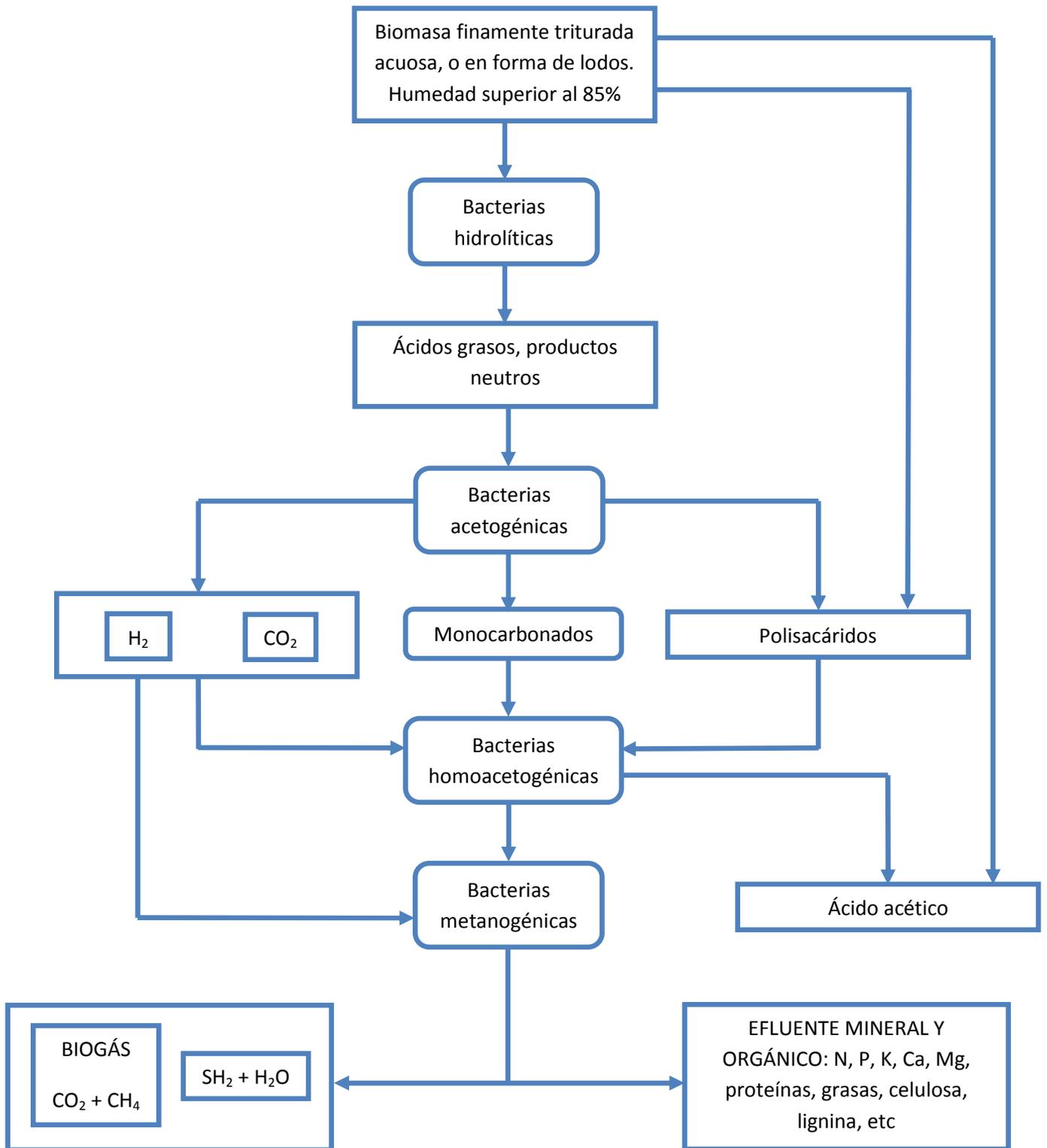
En definitiva se pretende proponer un proceso que funcione como una opción en la que se promueva el uso de recursos naturales para producir energías alternativas, y disminuir así la demanda energética de combustibles fósiles; y al mismo tiempo, conseguir un producto de alta calidad, libre de generación de residuos y se obtenga un biocombustible que en su utilización disminuya las emisiones a la atmósfera de agentes contaminantes y por tanto, apto para cumplir la normativa medioambiental.

La digestión anaerobia consiste en una degradación de la biomasa residual, procedente tanto del metabolismo animal como vegetal, llevada a cabo por bacterias en ausencia de oxígeno. El proceso es complejo y consta principalmente de cuatro etapas:

1. Hidrólisis.
2. Acidogénesis.
3. Acetogénesis.
4. Metanogénesis.

La **figura 1** muestra un esquema del proceso de digestión anaerobia y las etapas que lo componen.

Con respecto al producto de partida se ha seleccionado la melaza de remolacha, un subproducto que se obtiene en la industria azucarera durante la fabricación del azúcar. La planta proyectada se propone como una ampliación del complejo industrial que la azucarera Ebro tiene actualmente en el municipio de Jerez de la Frontera. Ésto asegura el continuo suministro de la materia prima, así como de los servicios auxiliares tales como el agua de proceso o la energía eléctrica.



**Figura 1:** Esquemización del proceso de digestión anaerobia  
**Fuente:** Ortega Rodríguez, 2003

Esta sustancia tiene un alto contenido orgánico (COD en el rango de 50-100 g/l). Su libre disposición presenta un serio desafío para el ecosistema natural y puede causar considerables problemas ambientales.

En la actualidad, el uso principal que recibe la melaza entre otros, es como materia prima para la producción de alcohol etílico. A su vez, este proceso genera un subproducto, las vinazas. Con este Proyecto, se propone otra posibilidad de uso para esta sustancia, más interesante desde el punto de vista energético y medioambiental.

La digestión anaerobia es un proceso biológico y como tal, requiere de un inóculo. En este caso, el inóculo lo constituye lodo primario procedente de la EDAR de Jerez de la Frontera.

El sistema proyectado consta de los siguientes equipos:

- Intercambiador de calor
- Digestor acidogénico
- Columna de absorción gas-líquido
- Filtro anaerobio (digestor metanogénico)
- Gasómetros
- Bombas
- Soplante
- Turbocompresor
- Sistema de tuberías, válvulas, accesorios

La azucarera genera aproximadamente unas 30000 t/año de melazas de remolacha, lo cual supone un caudal de 2,634 m<sup>3</sup>/h.

La primera unidad por la que circula el caudal de melazas es un intercambiador de calor, del tipo carcasa y tubos 1:2, es decir, un paso por el lado de la carcasa y dos pasos por el lado de los tubos. El área total de intercambio es de 9,461 m<sup>2</sup>, ocurriendo la transferencia de calor a través de la superficie de 26 tubos de 6,096 m.

Las melazas son recibidas en la planta a una temperatura aproximada de 50°C; sin embargo, el digestor anaerobio acidogénico opera en condiciones mesofílicas, lo cual requiere que las melazas estén a una temperatura en torno a los 35°C. Como fluido frío para realizar este intercambio de calor se utiliza agua procedente de la red de abastecimiento municipal, con un caudal de 3,424 m<sup>3</sup>/h y a una temperatura media de 18°C.

Una vez acondicionada la temperatura de las melazas, son bombeadas mediante una bomba centrífuga al digestor anaerobio acidogénico. El bombeo de las melazas al digestor se lleva a cabo de forma continua, a fin de mantener constante el nivel del digestor. Previamente el reactor ha sido inoculado con una población mixta de microorganismos presentes en el lodo primario procedente de la estación depuradora de aguas residuales.

El reactor biológico es del tipo tanque agitado, asegurando el contacto íntimo entre los microorganismos y el sustrato. Este tipo de configuración de reactor seleccionado resulta favorable para la población microbiana puesto que no existe ningún factor que pudiera provocar el estrés del cultivo. El sistema de mezclado consiste en un agitador de 6 palas, cuya velocidad de giro es de 1,5 rpm.

En el interior del digestor, los microorganismos degradan las melazas que inicialmente tienen una DQO de 80,5 kg DQO/m<sup>3</sup>, hasta alcanzar un contenido en materia orgánica de 11,716 kg DQO/m<sup>3</sup>. Para ello se requiere un tiempo hidráulico de residencia de 4,471 días. La corriente de salida se compone de:

- Un flujo de gas amargo, con un caudal de 46,688 m<sup>3</sup>/h, compuesto principalmente por hidrógeno y, en menor proporción, por dióxido de carbono y ácido sulfhídrico.
- Una corriente líquida con un caudal de 2,634 m<sup>3</sup>/h, compuesta por melazas parcialmente digeridas y los propios microorganismos. Esta corriente es impulsada por una bomba centrífuga hacia el segundo digestor.

El flujo de gas amargo, por su parte, es conducido mediante un turbocompresor hacia una columna de absorción, la cual posee un relleno compuesto por anillos Raschig de 25 mm para favorecer el contacto entre ambas fases. La fase líquida en este caso está constituida por dietanolamina (DEA), la cual entra a la unidad con un caudal de 0,461 m<sup>3</sup>/h impulsada por una bomba dosificadora. Esta fase líquida lleva a cabo la absorción del ácido sulfhídrico y dióxido de carbono de la corriente gaseosa, en un proceso similar al que se produce en el endulzamiento del gas natural. De esta manera, se obtiene una corriente de hidrógeno de gran pureza con un caudal de 26,10 m<sup>3</sup>/h, que será conducida a un gasómetro para su posterior comercialización. El volumen útil de este gasómetro es de 626,4 m<sup>3</sup>. La corriente de DEA utilizada por su parte, será

regenerada mediante una columna de desorción, no siendo objeto de diseño el presente Proyecto.

La corriente líquida generada en el digestor acidogénico es conducida al segundo reactor, donde tiene lugar una etapa metanogénica. Este segundo digestor, es un reactor tipo filtro anaerobio con relleno, sobre el cual se adhieren los microorganismos. Esta población microbiana entra en contacto con la corriente líquida degradando la materia orgánica que éstas contienen (ácidos grasos volátiles disueltos y melazas no digeridas en el primer reactor) y transformándolas en metano y dióxido de carbono. Dicha corriente se mezcla íntimamente, considerándose como hipótesis que se trata de un reactor de mezcla completa.

El tiempo hidráulico de residencia en el segundo reactor es de 0,976 días. Tras ese tiempo, la corriente líquida resultante con un contenido de 2000 mg DQO/l de sólidos en suspensión, es vertida a la red de saneamiento, puesto que este valor de la concentración de sustrato en el efluente se considera válido para verter a un colector y ser conducidas a una EDAR pública tras solicitar una licencia de vertido.

El caudal de biogás generado ( $13,08 \text{ m}^3/\text{h}$ ) es conducido a un gasómetro de  $78,48 \text{ m}^3$  de volumen. Parte del biogás, será utilizado en la agitación del filtro metanogénico; este mezclado se consigue mediante un sistema que recircula el gas producido en el proceso, inyectándolo en el digestor por medio de 8 difusores situados en la solera. El resto se almacenará en el gasómetro, para después ser enviado a la planta azucarera, donde se le destinará para uso energético.

La **figura 2** muestra un diagrama de flujo con las unidades de proceso y las corrientes de reactivos y productos.

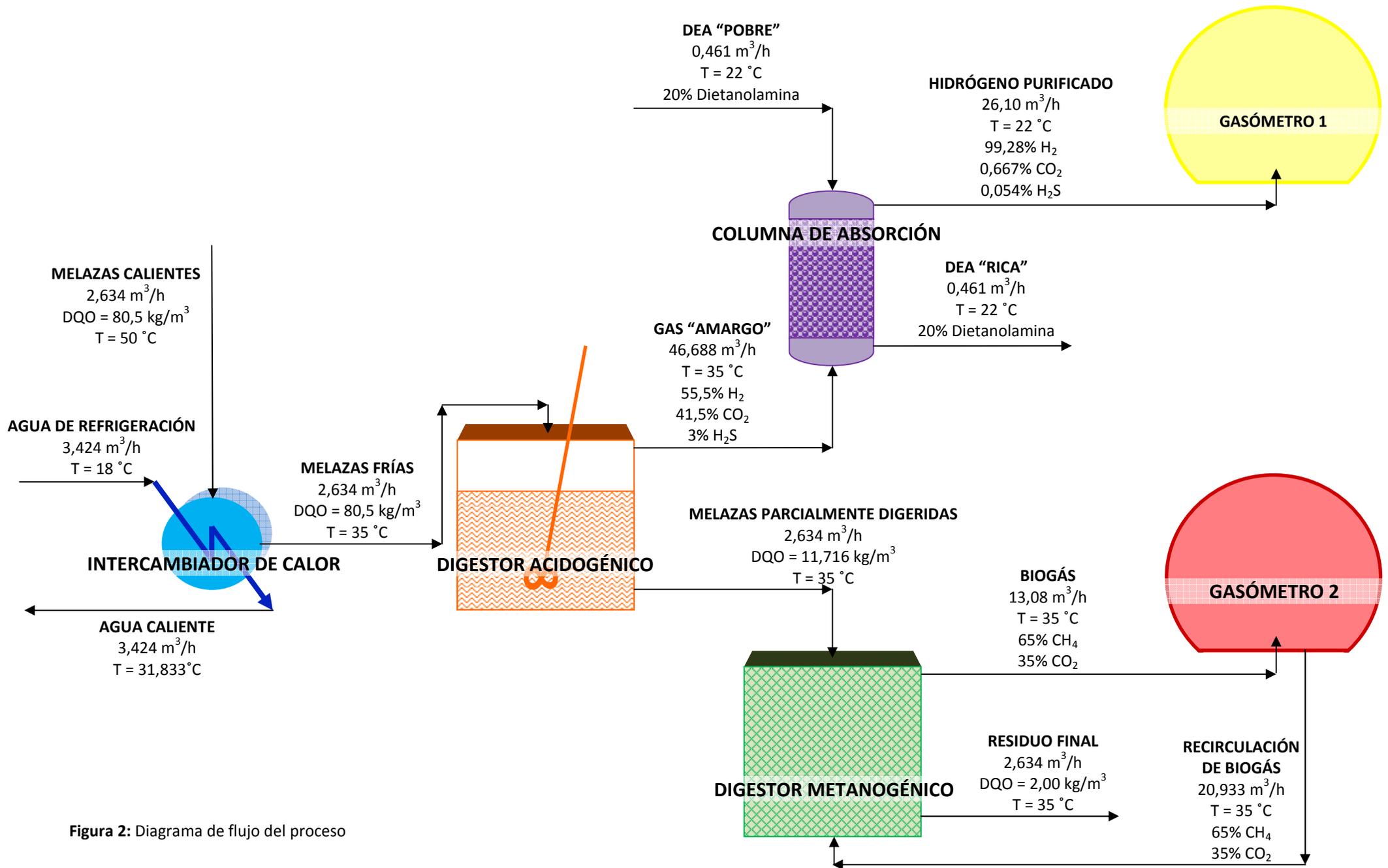


Figura 2: Diagrama de flujo del proceso

# **DOCUMENTOS DEL PROYECTO**

## **DOCUMENTO 1. MEMORIA**

Memoria Descriptiva

Anexos a la Memoria

## **DOCUMENTO 2. PLANOS**

## **DOCUMENTO 3. PLIEGO DE CONDICIONES**

## **DOCUMENTO 4. PRESUPUESTO**

# **DOCUMENTO 1**

## **MEMORIA**

### **Memoria Descriptiva**

## **INDICE**

<b>Capítulo 1. Introducción .....</b>	<b>6</b>
<b>1.1. Introducción a las energías renovables .....</b>	<b>7</b>
<b>1.2. La historia del azúcar .....</b>	<b>19</b>
<b>1.3. La industria azucarera en España .....</b>	<b>20</b>
<b>1.4. Obtención del azúcar .....</b>	<b>21</b>
<b>Capítulo 2. Objeto .....</b>	<b>28</b>
<b>Capítulo 3. Justificación .....</b>	<b>29</b>
<b>Capítulo 4. Viabilidad .....</b>	<b>30</b>
<b>4.1. Viabilidad técnica .....</b>	<b>30</b>
<b>4.2. Viabilidad económica .....</b>	<b>31</b>
<b>4.3. Viabilidad legal .....</b>	<b>34</b>
<b>Capítulo 5. Legislación .....</b>	<b>36</b>
<b>5.1. Legislación .....</b>	<b>36</b>
<b>5.2. Normativa .....</b>	<b>38</b>
<b>Capítulo 6. Localización .....</b>	<b>39</b>
<b>Capítulo 7. Caracterización de las materias primas .....</b>	<b>40</b>
<b>7.1. Caracterización físico-química de las melazas         de remolacha .....</b>	<b>40</b>

<b>Capítulo 8. Métodos de producción de hidrógeno .....</b>	<b>42</b>
<b>8.1. Reformado con vapor .....</b>	<b>42</b>
<b>8.2. Oxidación parcial de combustibles fósiles con defecto         de oxígeno .....</b>	<b>43</b>
<b>8.3. Electrolisis del agua .....</b>	<b>43</b>
<b>8.4. Foelectrolisis .....</b>	<b>44</b>
<b>8.5. Biomasa .....</b>	<b>44</b>
<b>8.6. A partir de metanol como combustible .....</b>	<b>47</b>
<b>8.7. A partir de etanol como combustible .....</b>	<b>48</b>
<b>8.8. Extracción de gas de coque .....</b>	<b>48</b>
<b>8.9. Ciclos termoquímicos .....</b>	<b>48</b>
<b>Capítulo 9. Descripción de la tecnología elegida .....</b>	<b>51</b>
<b>9.1. Introducción a la digestión anaerobia .....</b>	<b>51</b>
<b>9.2. El proceso de digestión anaerobia .....</b>	<b>51</b>
<b>9.3. Cinética del proceso .....</b>	<b>57</b>
<b>9.3.1. Modelo de Monod .....</b>	<b>60</b>
<b>9.3.2. Ecuación de diseño para los digestores .....</b>	<b>64</b>
<b>9.4. Condiciones óptimas de operación .....</b>	<b>66</b>
<b>9.5. Factores que influyen en el proceso de digestión         anaerobia .....</b>	<b>67</b>
<b>9.6. Tecnología elegida para la planta de producción         de hidrógeno .....</b>	<b>69</b>
<b>9.7. Descripción del proceso .....</b>	<b>70</b>
<b>9.8. Destino final de los residuos .....</b>	<b>74</b>
<b>9.9. Diagrama de flujo .....</b>	<b>76</b>
<b>Capítulo 10. Descripción de equipos .....</b>	<b>77</b>
<b>10.1. Intercambiador de calor .....</b>	<b>77</b>

10.1.1. Introducción .....	77
10.1.2. Tipos de intercambiadores de calor .....	78
10.1.3. Criterios de diseño .....	84
10.1.4. Elementos del intercambiador de calor .....	88
10.1.5. Aspectos de diseño .....	89
10.1.6. Datos de diseño del intercambiador de calor .....	97
10.2. Digestor anaerobio acidogénico .....	98
10.2.1. Tecnologías de digestión anaerobia .....	98
10.2.2. Aspectos de diseño .....	103
10.2.3. Datos de diseño del digestor acidogénico .....	113
10.3. Columna de absorción gas-líquido .....	114
10.3.1. Introducción sobre la absorción gas-líquido .....	114
10.3.2. Columna de relleno .....	115
10.3.3. Hidráulica de las columnas de relleno .....	116
10.3.4. Tipos de torres de absorción: diferencias entre platos y relleno .....	117
10.3.5. Aspectos de diseño .....	119
10.3.6. Diseño de la torre de absorción .....	135
10.3.7. Datos de diseño de la columna de absorción .....	141
10.4. Digestor anaerobio metanogénico .....	142
10.4.1. Aspectos de diseño .....	142
10.4.2. Datos de diseño del digestor metanogénico .....	151
10.5. Gasómetros .....	152
10.5.1. Gasómetro 1: almacenamiento de hidrógeno .....	152
10.5.2. Datos de diseño del gasómetro 1 .....	154
10.5.3. Gasómetro 2: almacenamiento de biogás .....	155
10.5.4. Datos de diseño del gasómetro 2 .....	156
10.6. Tuberías .....	157
10.6.1. Material .....	159

10.6.2. Aislamiento térmico .....	162
10.6.3. Accesorios .....	163
10.6.4. Uniones .....	166
10.7. Bombas, soplante y compresor .....	167
10.7.1. Bombas .....	167
10.7.2. Soplante y compresor .....	174
Capítulo 11. Control e instrumentación .....	176
11.1. Introducción .....	176
11.2. Identificación de las variables de operación .....	178
11.3. Diseño del sistema de control de la planta de producción de hidrógeno .....	185
11.3.1. Circuito de melazas .....	185
11.3.2. Circuito de hidrógeno .....	189
11.3.3. Circuito de biogás .....	191
Capítulo 12. Seguridad e higiene .....	196
12.1. Legislación aplicable en materia de seguridad .....	196
12.2. Legislación aplicable en materia de higiene del trabajo .....	197
12.3. Análisis de riesgos y establecimiento de medida preventivas .....	198
12.3.1. Riesgos en máquinas .....	200
12.3.2. Riesgos en la planta .....	201
12.3.3. Riesgos químicos .....	203
12.3.4. Riesgos físicos .....	206
12.3.5. Riesgos biológicos .....	208

<b>12.3.6. Riesgos de explosión .....</b>	<b>210</b>
<b>12.3.7. Riesgos de almacenamiento de sustancias</b>	
<b>Químicas .....</b>	<b>214</b>
<b>Capítulo 13. Mantenimiento .....</b>	<b>217</b>
<b>13.1. Introducción .....</b>	<b>217</b>
<b>13.2. Funciones del mantenimiento .....</b>	<b>218</b>
<b>13.3. Política de mantenimiento .....</b>	<b>219</b>
<b>13.4. Tipos de mantenimiento .....</b>	<b>220</b>
<b>13.5. Plan de mantenimiento para la planta de</b>	
<b>producción de hidrógeno .....</b>	<b>224</b>
<b>13.6. Costes del mantenimiento .....</b>	<b>231</b>
<b>Bibliografía .....</b>	<b>234</b>

## **CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN**

La energía es vital para la prosperidad mundial, pero las reservas de combustibles fósiles son limitadas. El uso excesivo de combustibles fósiles es una de las principales causas del calentamiento global del planeta y la lluvia ácida, que han afectado al clima, la vegetación y a los ecosistemas acuáticos. Con el fin de reducir la contaminación global y guardar las actuales reservas energéticas, es necesario desarrollar nuevos tipos de energía.

Se espera que el hidrógeno sea un sustituto de los combustibles fósiles como energía limpia en el presente siglo. El hidrógeno se puede producir mediante el tratamiento anaerobio de los residuos orgánicos, empleando biomasa renovable y aguas residuales de alta concentración.

El cambio climático, la escasez de recursos energéticos, con la consiguiente subida de los precios del petróleo, y la preocupación por el futuro abastecimiento, hacen que aumente el interés por la utilización de la biomasa con fines energéticos. En este contexto, los biocombustibles pueden contribuir de forma importante a la solución de los dos problemas, tanto como combustibles alternativos y renovables, como por sus ventajas medioambientales por su significativa reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, responsables del cambio climático.

Los cambios socioeconómicos de las últimas décadas, las altas concentraciones de población en núcleos urbanos, el desarrollo de la industria agroalimentaria, la intensificación de las explotaciones ganaderas o las prácticas consumistas, han propiciado la producción de grandes cantidades de residuos orgánicos que ocasionan graves problemas ambientales.

La melaza de remolacha es un producto derivado del proceso de extracción de azúcar, y con frecuencia se utiliza como materia prima en las destilerías de alcohol. Esta sustancia es fuertemente ácida (pH 4-5) y, tiene un alto contenido orgánico (COD en el rango de 50-100 g/l). Su libre disposición presenta un serio desafío para el ecosistema natural y puede causar considerables problemas ambientales.

### **1.1. INTRODUCCIÓN A LAS ENERGÍAS RENOVABLES**

Podemos definir las energías renovables como aquéllas que son inagotables desde el punto de referencia del período de existencia de la humanidad, tenga o no su origen en el sol [Ortega. M, 2003]. Fuentes de energías renovables son la radiación solar, la atracción gravitacional de la luna y el sol, y el calor interno de la tierra. Desde tiempos inmemoriales, el hombre ha desarrollado técnicas para la obtención de calor y trabajo a partir de fuentes renovables de energía.

Debemos matizar el concepto de renovable afirmando que se refiere a ritmos de consumo no superiores a los de producción o generación de manera natural. Así, el consumo de leña o algún otro tipo de biomasa, será renovable si es producto de podas o de tratamientos agrícolas, forestales o residuos. Más ampliamente podemos considerar procesos renovables aquéllos que evitan el consumo masivo de energía y materias primas si éstas pueden ser producto de reciclaje, minimizando por tanto los efectos provocados por la producción incontrolada de basura.

La naturaleza acumula energía solar en forma de moléculas orgánicas, que son producto de la fotosíntesis que llevan a cabo las plantas, y de las posteriores transformaciones en la cadena trófica mediante los procesos metabólicos de los seres vivos. La combustión, utilizada en la actualidad, puede ser considerada renovable siempre que se queme materia vegetal procedente de residuos agrícolas o forestales y se deje margen de tiempo para su generación.

La obtención de combustible procedente de la descomposición anaerobia de la materia orgánica, tal como el biogás (mezcla de metano y dióxido de carbono), ha sido utilizada tradicionalmente para la cocina y el calentamiento doméstico en determinadas civilizaciones y aún sigue siéndolo en países como China y la India.

La energía eólica, y la energía hidráulica cuentan con desarrollos tecnológicos ancestrales. La vela, el molino de viento procedente de Persia, el molino de agua y la noria son vivos ejemplos de éstos.

La necesidad de conservar los alimentos hizo que se desarrollaran técnicas de obtención de sal aprovechando la radiación solar directa en las salinas. El uso del vidrio por los romanos, permitió el aprovechamiento del efecto invernadero para el calentamiento de las estancias domésticas y públicas, para la construcción de invernaderos, y para la contribución de la calefacción de los baños públicos.

Tecnologías más recientes permiten la obtención de energía eléctrica directamente de la radiación solar mediante el efecto fotovoltaico. El conocimiento científico y tecnológico actual permite la obtención de energía a partir de fuentes renovables con mayor eficacia, pero basándose en los mismos principios físicos que consciente o inconscientemente utilizaron nuestros antepasados.

En sentido estricto, es renovable cualquier proceso que no altere el equilibrio térmico del planeta, que no genere residuos irrecuperables, y que su velocidad no sea superior a la velocidad de generación de la fuente energética y de la materia prima utilizada en el mismo.

### **Estado actual de la energía renovable**

En la **tabla 1.1** se representa el origen y el fin de la energía en la tierra. No están en el cuadro otras posibles energías renovables, tales como las que podrían aprovechar los gradientes térmicos de los océanos, las corrientes marinas, por tener hasta ahora escasa consideración. No se incluyen en el mismo los aspectos medioambientales relativos a cada una de ellas.

### **Biomasa**

Cada año la biomasa almacena diez veces más energía proveniente del Sol que la que los hombres gastan en sus diferentes formas. Durante este proceso de aprovechamiento de la energía solar, toma CO<sub>2</sub> de la atmósfera y lo transforma en productos energéticos. Este proceso justifica el hecho de que pueda ser considerada como energía renovable, ya que el CO<sub>2</sub> que emitiría al ser quemado es equivalente al que previamente ha eliminado.

En España, la aportación de la biomasa al total de la energía total consumida es de 3,8 Mtep y representa el 54% de las renovables, incluyendo la hidráulica y el 89% sin incluirla. La gran mayoría de ella se emplea para la producción de calor (94%) y sólo el 6% restante se emplea para la producción de electricidad. En realidad, una buena parte se consume para la producción de calor en los hogares en forma de leña y astillas (50%).

El Plan de Fomento de las Energías Renovables propone para el año 2010 un aumento de éstas hasta las 16,6 Mtep y pretende que la biomasa signifique entonces el 74,4%, casi duplicando su cantidad neta. No obstante, el incremento de producción de energía usando biomasa previsto es mucho menor que el correspondiente a la energía eólica, y su importancia relativa en relación con el total disminuye de forma importante.

Para ello se cuenta con los residuos agrícolas, que pueden significar un aporte de 8,8 Mtep y que en la actualidad no se utilizan. El uso de los residuos forestales, generalmente productos de la poda de los árboles de las zonas boscosas, es otra alternativa que, además, evita la producción de incendios. En Cuéllar (Segovia) existe una planta de calefacción centralizada que se alimenta con biomasa forestal y que abastece de agua caliente a 233 viviendas y varios edificios públicos, con una capacidad de producción de agua caliente que puede alcanzar el 1.000.000 de Kcal/h.

La producción de biocombustibles a partir de biomasa (cultivos energéticos) es otra alternativa a la que se pretende dedicar 1.000.000 hectáreas. Al parecer uno de los cultivos más exitosos es el cardo *Cynara cardunculos L.* que está aportando muy buenos resultados a diversos aprovechamientos. Mediante el cultivo de este tipo de plantas energéticas se propone llegar a producir hasta 3,35 Mtep, aportando, además, una solución para aprovechar las grandes extensiones de terrenos no cultivados en España, como consecuencia de la política agraria de la Comunidad Europea.

En cuanto a las tecnologías de aprovechamiento energético de la biomasa podemos decir que éstas están preparadas para:

- El aprovechamiento de los residuos forestales obteniendo pellets y briquetas para quemar, que abarataría los costos de tratamiento y limpieza de bosques.
- El aprovechamiento de plantas de crecimiento rápido mediante los llamados cultivos agroenergéticos para su combustión directa.
- La obtención de biogás por digestión anaerobia a partir de residuos ganaderos, de residuos sólidos urbanos y de lodos residuales de depuradora o industriales, y su posterior aprovechamiento en plantas de cogeneración.
- La obtención de biocarburantes a partir de productos agrícolas es una buena alternativa para reducir la contaminación atmosférica causada por vehículos a motor.

### **Energía Solar Térmica**

Este tipo de energía está asociada a la radiación del sol. Procede de la energía nuclear interna (energía de fusión). Se suele describir como energía radiante o radiación. Su aprovechamiento se suele acometer mediante transformación de energía térmica o en energía eléctrica.

A su vez, la transformación en energía eléctrica se puede conseguir mediante paneles fotovoltaicos o por transformación indirecta a partir de la energía térmica obtenida. La energía solar es limpia, se produce o se puede aprovechar por transformación directa y actualmente es bastante competitiva. Presenta el problema de ser difícil de almacenar.

La acumulación de calor mediante el empleo de paneles expuestos al sol, por los que circula un fluido que se calienta, puede ser una alternativa válida para el aprovechamiento de la energía solar, ya que en los países desarrollados el 5% de la energía consumida se emplea en calentar, transformando sólo el 20% de la energía recibida.

La cantidad de energía que recibe la tierra del sol es de tal envergadura, que con una pequeña porción de ella se podrían satisfacer todas las necesidades energéticas del hombre. Evidentemente, el problema estriba en que no se dispone de la tecnología adecuada para transformar la radiación recibida del sol en otros tipos de energía. De momento, sólo la vida vegetal es capaz de utilizar esta energía de forma eficaz, de manera que el hombre aprovecha este paso intermedio para recuperar indirectamente parte de la energía solar.

Las tecnologías de la Energía Solar Térmica están desarrolladas, son fiables y podrían implantarse con rapidez en las siguientes aplicaciones:

- La obtención de A.C.S. (agua caliente sanitaria) para el sector doméstico.
- La calefacción de piscinas.

- La arquitectura solar pasiva, también llamada bioclimática, puede ofrecer unos niveles de ahorro energético en los edificios muy significativos, hasta un 90%.
- La obtención de A.C.S. para instalaciones colectivas (hoteles, escuelas, polideportivos, etc.)
- La utilización de sistemas de calefacción por suelo radiante.

La energía solar fotovoltaica presenta una de las mejores perspectivas de desarrollo. Los costos de implantación han caído a la mitad en los últimos 10 años, manteniendo la misma tendencia y ofreciendo cada vez más fiabilidad y mayores prestaciones.

Son aplicaciones actuales las siguientes:

- Electrificación de viviendas aisladas de la red eléctrica.
- Sistemas de telecomunicaciones.
- Balizamiento y señalización.
- Sistemas de protección catódica.
- Iluminación pública con sistemas autónomos.
- Bombeo de agua para riego y abastecimiento de ganado en lugares aislados.
- Centrales eléctricas para pequeños núcleos de población alejados de la red comercial.
- Viviendas y edificios conectados a la red con sistemas de compraventa.

### **Energía eólica**

Se trata de la energía renovable que más expectativa suscita a corto plazo. También ha sido una de las más intensamente utilizadas por el hombre a lo largo de los tiempos para el movimiento de máquinas (molinos) y el transporte marítimo.

Se trata de una energía asociada al viento que se puede transformar en electricidad, de una manera sencilla y cada vez más eficiente, usando aerogeneradores. Es una energía limpia y actualmente es competitiva.

Como contrapartida a las ventajas señaladas, las instalaciones de energía eólica no pueden implantarse en cualquier parte, ya que requieren de un número de horas al año con velocidad de viento adecuada. Además, precisan de zonas amplias para su implantación sobre las que producen un cierto impacto estético o paisajístico y pueden provocar la muerte de aves que choquen contra sus aspas.

En cuanto al mantenimiento, al estar los aerogeneradores tan dispersos, la operación resulta más cara y complicada.

La propuesta del Plan Energético Nacional es llegar al 2010 aumentando la producción de energía eólica más de cien veces sobre la producción de finales del siglo XX.

En el año 2000, la energía eléctrica de origen eólico que se producía en España era el 6% del total, y entre la potencia instalada y la que estaba en instalación sumaban una potencia de 450 MW.

Lo cierto es que la energía eólica es la fuente de energía que más se está desarrollando en el mundo, con fuertes incrementos anuales y una potencia instalada, en la actualidad, cercana a los 40.000 MW y de ellos, cerca de las tres cuartas partes corresponden a Europa.

Los sistemas que aprovechan hoy la energía eólica son ya rentables a gran escala para las empresas productoras de electricidad. En España, el mejor ejemplo es el parque eólico de Tarifa, con un fuerte potencial de crecimiento. A pequeña escala se encuentra en la situación de la energía solar fotovoltaica en cuanto a aplicaciones técnicamente desarrolladas. La energía eólica puede funcionar conjuntamente con la fotovoltaica integrándose en las instalaciones eólico-fotovoltaicas combinadas.

### **Energía minihidráulica**

No podemos olvidar la energía minihidráulica que cayó en el abandono debido a las políticas de centralización de la generación energética, sin embargo en Europa sólo se aprovecha el 20% de su potencial. Existen muchas centrales en desuso que podrían volver a generar energía eléctrica si se rehabilitaran. Este tipo de centrales, debido a su tamaño, tienen un impacto medioambiental muy pequeño.

Las energías que potencialmente se pueden obtener de los océanos se podrían clasificar en tres categorías:

- Aprovechamiento de la energía potencial de las mareas.
- Aprovechamiento de la energía cinética de las olas.
- Aprovechamiento de la energía que se puede obtener a partir de los gradientes térmicos.

La que realmente ofrece más perspectivas es la primera de las tres, si bien hay que considerar los posibles impactos sobre ecosistemas que podrían generar los impresionantes diques o presas que se han de construir y que además, son muy caros.

Realmente sólo interesa su aprovechamiento en algunos casos, cuando las diferencias entre los niveles del agua en la pleamar y en la bajamar sean grandes. Siempre presentará los problemas derivados del hecho de que el agua salada sea muy corrosiva. En sitios especiales como en la bahía de Fundy, en la que la diferencia de niveles entre pleamar y bajamar alcanza valores de 16 m, se puede aprovechar la energía potencial del agua retenida por la presa en los espacios intermareales. China, Canadá, Francia y Rusia son países que se están aprovechando de este tipo de energía.

En cuanto a la energía eléctrica producida a partir de pequeñas instalaciones hidráulicas, podría considerarse más interesante que la procedente de la gran hidráulica, ya que siendo limpia y renovable, genera menos impacto sobre los ecosistemas del entorno en que se instala. El problema más importante que presenta es la limitación en cuanto a lugares de aplicación.

En Castilla y León hay más de 160 instalaciones de este tipo, que en conjunto significan una potencia mini-hidráulica instalada de unos 230 MW y se intenta que para el 2010 aporte el 7% de las energías renovables.

Todas las tecnologías de las que hemos hablado están actualmente desarrolladas y dispuestas para ser utilizadas a gran escala; los condicionantes políticos y de control del mercado por sectores interesados bloquean naturalmente su implantación. La no inclusión de los costos externalizables y de daño medioambiental en las energías convencionales hace que la comparación de precios de generación entre unas y otras no se haga en términos de igualdad.

Son energías renovables la energía solar térmica tanto activa como pasiva, la energía solar fotovoltaica y eólica, la energía de la biomasa vegetal y animal en procesos que permitan su regeneración al ritmo de consumo, la energía hidroeléctrica, y otras.

Muchas más aplicaciones de las energías renovables, y nuevos desarrollos tecnológicos, se impondrían con rapidez si las aplicaciones comentadas en este apartado formaran parte de nuestra forma de vida cotidiana. Así tenemos a la espera de las siguientes aplicaciones inmediatas:

- Aplicaciones industriales de la energía solar térmica de media temperatura en procesos con requerimientos de calor.
- Desalinización de agua de mar por métodos evaporativos.
- Eliminación de contaminantes orgánicos de aguas residuales.

- La máquina frigorífica de absorción alimentada por calor solar.
- La obtención de electricidad a partir de energía solar de media y alta temperatura.
- Cogeneración a partir de biocombustibles.
- Las grandes centrales fotovoltaicas.
- Los procesos electroquímicos abastecidos por electricidad solar.
- Obtención de hidrógeno y oxígeno por electrolisis.

Fuente	Efecto	Producto	Tecnología energética	Fin	
<b>RADIACIÓN SOLAR</b>	Evaporación	Lluvia	Energía hidráulica	<b>TRABAJO REALIZADO + CALOR DISIPADO</b>	
			Energía eólica		
	Viento	Olas	Energía de las olas		
			Biomasa vegetal		Combustión
	Fotosíntesis		Carbón, Gas, Petróleo		Combustión
			Biocombustibles: Aceites, hidrocarburos, etc		Combustión
			Residuos orgánicos de biomasa animal y vegetal		Biogás por digestión anaerobia
			Biomasa vegetal con alto contenido en azúcares		Etanol por fermentación alcohólica
			Residuos sólidos agrícolas y urbanos		Gasificación
					Pirólisis
					Combustión
			Atracción solar y lunar		Mareas
	Energía solar fotovoltaica				
	Calor interno terrestre	Aguas termales	Vapor en superficie		Energía mareomotriz
Energía geotérmica de alta entalpía					
			Energía geotérmica de baja entalpía		

**Tabla 1.1:** Origen y fin de la energía en la Tierra  
**Fuente:** Ortega. M, 2003

### **Un ejemplo de energía limpia no renovable: la energía nuclear**

La energía contenida en los núcleos de los átomos, la energía nuclear, se emplea para producir electricidad en las centrales nucleares. En España, la tercera parte de la electricidad que se consume proviene de este tipo de instalaciones.

Se dice que un núcleo pesado sufre una fisión cuando se fragmenta, de forma espontánea o provocada, en dos o varios núcleos más ligeros, emitiendo neutrones y una gran cantidad de energía en forma de calor. Estos neutrones pueden, a su vez, provocar otras fisiones y, sucesivamente, una reacción en cadena.

Esta reacción en cadena controlada es la que tiene lugar en las centrales nucleares, para producir calor que se convertirá en electricidad.

Con respecto a la fusión, dos núcleos de isótopos ligeros (de hidrógeno, por ejemplo) pueden, fusionándose uno con el otro, formar un núcleo más pesado (como el helio en el caso de hidrógeno), liberando una gran cantidad de energía.

La reacción de fusión se produce a una temperatura muy alta, del orden de 200 millones de grados. Tales reacciones se producen en el Sol y las estrellas. La fusión de todos los núcleos de un kilogramo de una mezcla de deuterio y tritio (isótopos de hidrógeno) producirá tanta energía como la combustión de 10000 toneladas de carbón.

Es una energía que sólo se puede aprovechar con buenos rendimientos en zonas muy concretas, es una energía no renovable pues se puede agotar, pero no produce emisiones de CO<sub>2</sub>, lo que permite calificarla como una energía limpia, para la que existe tecnología de aprovechamiento que, por otra parte, se puede mejorar.

## **1.2. LA HISTORIA DEL AZÚCAR**

Desde tiempos remotos el hombre conocía el azúcar bajo la forma de miel o del contenido en la fruta [Zoido. F, 1975].

En 1747, el químico alemán Andreas Marggraff descubrió la existencia de azúcar en la remolacha forrajera. Lo obtuvo al secar y pulverizar la remolacha cortada, haciendo hervir este polvo con alcohol. Después de varias semanas de espera, aparecieron los cristales en el líquido filtrado. El proceso distaba mucho de ser económico, hecho que no es extraño si observamos la pobre riqueza de la remolacha utilizada por Marggraff (0,5 – 0,6% de azúcar), y la simplicidad del procedimiento de fabricación.

El descubrimiento por Marggraff quedó abandonado hasta 1799 cuando Acharel obtuvo algunos kilos de azúcar a partir de remolachas procedentes de lo que hoy llamamos un “campo de ensayos”.

El soberano Guillermo III de Prusia se interesó por el tema y puso en funcionamiento en 1803 la primera fábrica de azúcar de remolacha en Cunern (Silesia). Los resultados fueron parcialmente satisfactorios, pero la industria naciente no hubiera resistido la competencia del azúcar de caña, a no ser por las guerras de Napoleón y el bloqueo continental por parte de Inglaterra, que privó a Europa de los productos coloniales y entre ellos del azúcar de caña, siendo forzoso hallar otra fuente de azúcar.

Los primeros ensayos con raíces resultaron infructuosos, pero en 1811, Benjamín Delessert pudo presentar al emperador el primer pan de azúcar de remolacha, producido en una pequeña fábrica en Passay. Decidido, Napoleón crea cinco escuelas de química azucarera, subvenciona el cultivo y favorece la construcción de fábricas. Un año más tarde había ya 40 fábricas en Francia y la producción alcanzó las 1400 toneladas.

El proceso de obtención del azúcar, cuyos costes eran en sus inicios muy superiores a los correspondientes a la elaboración del azúcar de caña, pronto obtuvo precios que empezaron a ser competitivos, y como consecuencia, se extendió a todo el continente europeo. En 1850 la producción de azúcar de remolacha representaba el 14% de la producción mundial, porcentaje que aumentó a más del 50% en 1885 con tendencia creciente a la expansión.

A principios del siglo actual, la tendencia se invierte y el azúcar de caña recobra su supremacía, acentuándose aún más con las dos guerras mundiales que dejaron a Europa convertida en un solar aterrador.

Hoy día la producción mundial de azúcar está cercana a los 50 millones de toneladas, correspondiendo un 40% del total al azúcar de remolacha. [Azucarera Ebro, 2008]

### **1.3. LA INDUSTRIA AZUCARERA EN ESPAÑA**

En España, igual que en el resto de los países europeos, el azúcar se obtiene a partir de la remolacha azucarera, obteniéndose además los subproductos pulpa y melaza.

La organización del mercado del azúcar en la UE se caracteriza por un régimen de cuotas de producción distribuidas por Estados Miembros y por empresas azucareras. La producción de azúcar obtenida dentro de la cuota asignada se puede comercializar en el interior de la UE o exportar a terceros países con ayudas. El azúcar producido por encima de las cuotas, tiene que exportarse sin ningún tipo de ayuda.

España tiene asignada una cuota de referencia de 997000 toneladas de azúcar que puede variar cada campaña en función de la situación del mercado. La cuota española representa el 5,7% del total de la UE-25.

Las principales magnitudes estructurales del sector agrícola remolachero-azucarero español, referidas a la media del trienio 2001/02 – 2003/04 se reflejan a continuación:

- En España se cultivan unas 108000 hectáreas de remolacha, de las cuales un 82% son de regadío y el 18% restante de secano.
- El número de cultivadores de remolacha viene manteniendo una tendencia decreciente, situándose en la actualidad en unos 20000, siendo la superficie media por cultivador de unas 6 Ha.
- La producción de remolacha, expresada en remolacha tipo, se ha elevado a unos 7542000 L, obteniéndose un 56% de la misma en la Comunidad Autónoma de Castilla y León, un 33% en la de Andalucía, un 7% en Castilla la Mancha, un 2% en Álava y otro 2% en la Rioja.

#### **1.4. OBTENCIÓN DEL AZÚCAR**

A continuación se muestran los pasos a seguir para la elaboración del azúcar a partir de la remolacha. El esquema es el siguiente [Zoido. F, 1975]:

1. Descarga de la remolacha en la planta
2. Almacenamiento de la remolacha y transporte al lavadero

Se dispone de un sistema de almacenamiento de remolacha controlado, con el fin de entrelazar la discontinuidad de la descarga de camiones con el proceso continuo de producción de azúcar que se inicia en el lavadero de remolacha.

### **3. Lavado de la remolacha**

El lavado de la remolacha es una operación diseñada para eliminar la tierra y materia vegetal que todavía puedan estar presentes en la materia prima. Puede llevarse a cabo de diversas formas, mediante lavaderos fijos con álabes rotativos en su interior o con lavadoras rotativas con álabes fijos (tambores).

El principio es hacer circular la remolacha y el agua de lavado en direcciones opuestas para separar así la tierra.

### **4. Utilización de agentes antiespumantes y floculantes en el lavado de remolacha**

Es necesario añadir al agua de lavado y al agua de transporte productos que inhiban el fenómeno de la aparición de espumas, responsable de obstaculizar el buen funcionamiento del proceso de fabricación.

### **5. Extracción**

Cuando la remolacha sale del lavadero, se transporta a la fábrica. Entonces entra en los molinos cortarraices, que cortan la remolacha en cosetas para aumentar así la superficie de intercambio. Las cosetas se llevan al difusor donde la sacarosa que se extrae pasa al agua que circula en dirección opuesta. Esta operación da como resultado un jugo azucarado no depurado y “cosetas agotadas” o pulpa.

#### **5.1. Agua para el proceso de difusión**

Durante el arranque, hay que utilizar agua de origen externo para iniciar el proceso con un volumen suficiente. Sin embargo, este suministro externo debe ser mínimo. Para ello, se recupera el agua del prensado de la pulpa y se reintroduce en el difusor.

## 5.2 Proceso de la pulpa

La pulpa de la remolacha es un importante subproducto, utilizado como materia prima destinada a la alimentación animal.

## 6. Depuración y filtrado del jugo

El jugo azucarado del difusor tiene un contenido de materia seca cercano al 15%. Contiene macromoléculas y partículas en suspensión que deben ser eliminadas para hacer posibles las fases posteriores del proceso de fabricación del azúcar.

### 6.1. Producción de cal

El horno de cal produce cal ( $\text{CaO}$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), en una reacción de disociación de la piedra caliza ( $\text{CaCO}_3$ ), utilizando como fuente de energía el carbón de coque. El dióxido de carbono se hace pasar por un sistema lavador, para eliminar el polvo, antes de utilizarse en el proceso de carbonatación. El  $\text{CO}_2$  se combina con la lechada de cal en el jugo encalado para producir  $\text{CaCO}_3$ .

### 6.2. Producción de lechada

La cal así obtenida, se mezcla con el agua resultante del lavado de las espumas de cal para crear la lechada de cal, que se utilizará para fijar las impurezas en el jugo a ser depurado.

### 6.3. Carbonatación y filtrado

El jugo bruto se depura añadiendo la lechada de cal en continuo y el dióxido de carbono del horno de cal para precipitar la mayoría de los no-azúcares. El producto resultante tras la primera filtración puede ser llevado a los filtros prensas o a filtros de tambor rotativo para aumentar su contenido de materia seca y recuperar azúcar. Este producto, que contiene carbonato de calcio y los no-azúcares se denomina espuma de cal. En general, tiene un contenido en materia seca entre el 50 y el 70%.

#### **6.4. Sulfitación**

La adición de gas SO<sub>2</sub> se limita actualmente a una primera adición tras el filtrado de segunda carbonatación, para evitar la formación de color, y ocasionalmente al jarabe para ajustar el valor del pH del jugo.

El SO<sub>2</sub> se lleva por medio de ventiladores a la columna de absorción en la que fluye el líquido a sulfitar.

#### **6.5. Descalcificación del jugo**

El contenido de calcio del jugo tras la segunda carbonatación y la incrustación en la estación de evaporación, puede reducirse utilizando intercambiadores de iones.

#### **7. Evaporación del jugo**

El jugo azucarado resultante de la depuración tiene un contenido de materia seca que todavía se encuentra en torno al 15%. Por ello, es necesario aumentar este contenido de materia seca para cristalizar el azúcar a más del 68 %. Está basado en un principio de intercambio de calor entre el jugo y el vapor producido en las calderas.

#### **8. Cristalización y centrifugado**

Tras la evaporación, el jugo espeso se cuece para evaporar algo más del agua que contiene y para comenzar la cristalización, que se logra añadiendo azúcar impalpable. Esta operación produce un magma que contiene cristales de azúcar y de jarabe. Estos componentes se separan por centrifugado, y el azúcar puro así obtenido se seca entonces y se enfría antes de ser trasladado al silo o a la unidad de envasado.

El jarabe resultante (mieles) contiene todavía una cantidad considerable de azúcar y se cristaliza de nuevo. Generalmente, la cristalización tiene lugar en tres fases y el azúcar menos puro de las fases segunda y tercera se disuelve en el jarabe de la evaporación. Tras la última fase, queda una solución de azúcar residual: las melazas.

Las mieles salientes de la segunda cocción se pasan por unos intercambiadores catiónicos en los cuales los no-azúcares minerales (sodio y potasio) se intercambian por el ión magnesio. Este ión retiene menos cantidad de sacarosa que el sodio y potasio, con lo que las pérdidas de sacarosa en la melaza son inferiores, aumentando el rendimiento de la planta. La regeneración se hace con cloruro magnésico.

<b>Materia</b>	<b>Usos</b>
<b>Azúcar</b>	Alimentación humana Materia prima en distintas industrias Alimentación animal
<b>Melaza</b>	Materia prima para la producción de alcohol, levadura, ácido cítrico...
<b>Pulpa</b>	Alimentación animal Contratos con agricultores a las que pertenece la pulpa

**Tabla 1.2:** Productos principales de la transformación de la remolacha  
**Fuente:** Azucarera Ebro

## 8.2. Secado y enfriado del azúcar

Tras el centrifugado, el azúcar debe secarse y enfriarse para evitar la condensación del agua y para que el azúcar blanco tenga una manipulación satisfactoria. Se utilizan secaderos de lecho fluido para el secado y enfriado, así como los secaderos de tambor, rotativo y secaderos de bandejas.

### 8.3. Producción de melazas

Las melazas, que constituyen la fracción líquida final de la cristalización, se emplean en su totalidad. Pueden utilizarse en la misma fábrica, para añadirse a la pulpa y mejorar su valor nutricional, pueden ser empleadas por fabricantes de piensos, o con fines industriales (producción de alcohol, producción de levadura, ácido cítrico y otras bio-industrias).

### 8.4 Circuito de enfriado del agua condensada

El vapor de las tachas de cocción se lleva a un condensador barométrico, en el que se condensa por medio de inyección de agua fresca o sobre una superficie mantenida fría por medio de agua corriente a baja temperatura. El agua condensada se bombea entonces a un tanque de recuperación, donde su temperatura es de 40-50°C.

Se lleva posteriormente a una torre de refrigeración o a una balsa de enfriamiento donde parte del agua se evapora y el resto baja de temperatura hasta los 20-35°C.

El agua enfriada se inyecta de nuevo en los condensadores barométricos. La mayor parte del agua permanece en el circuito de enfriado. Una pequeña parte de esa agua se reutiliza en el proceso de fabricación.

## 9. Almacenamiento y embalaje del azúcar

Tras la cristalización, el secado y el enfriado, el azúcar se almacena y puede envasarse. El tipo de almacenamiento de azúcar está en función del tipo de las necesidades del mercado y según requiera éste, azúcar en sacos, azúcar en big-bags o azúcar a granel.

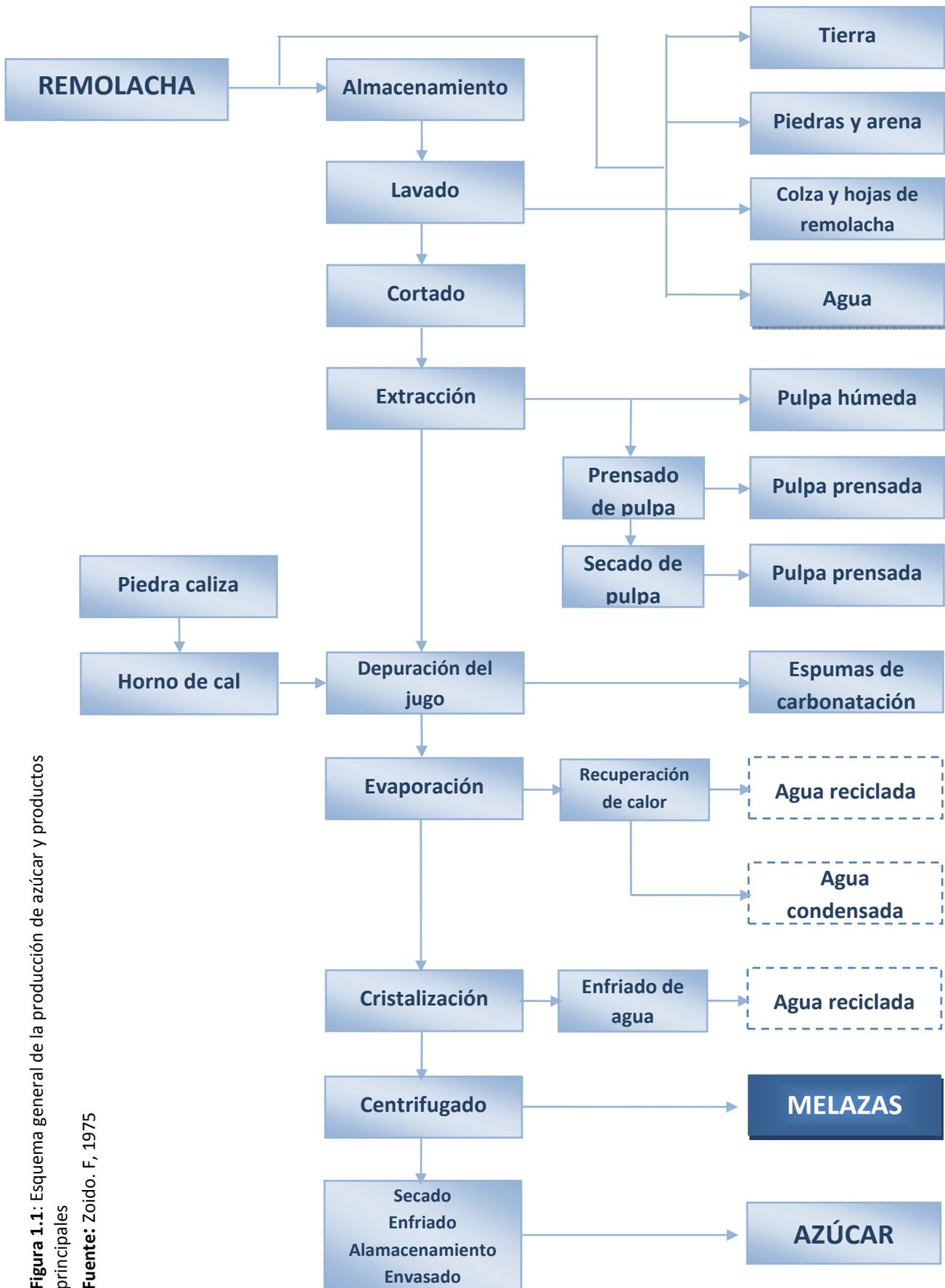


Figura 1.1: Esquema general de la producción de azúcar y productos principales

Fuente: Zoido, F., 1975

## **CAPÍTULO 2. OBJETO DEL PROYECTO**

El objeto del presente Proyecto es el diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha, así como la descripción y dimensionamiento de las principales unidades de proceso de la planta industrial. Además se realizará el diseño de las etapas adicionales.

En definitiva se pretende proponer un proceso que funcione como una opción en la que se promueva el uso de recursos naturales para producir energías alternativas, y disminuir así la demanda energética de combustibles fósiles, y al mismo tiempo, conseguir un producto de alta calidad, libre de generación de residuos y se obtenga un biocombustible que en su utilización disminuya las emisiones a la atmósfera de agentes contaminantes y por tanto, apto para cumplir la normativa medioambiental.

### **CAPÍTULO 3. JUSTIFICACIÓN**

El presente Proyecto está basado en la búsqueda de una alternativa energética, en concreto un “combustible limpio”.

Numerosas industrias obtienen subproductos que pueden ser utilizados para diversos fines y/o procesos. De esta forma, a la vez que se obtiene un producto principal nuevo, se puede obtener un beneficio al comercializarlo. En este caso, debido a la crisis energética y de contaminación, se ha apostado por el hidrógeno, un combustible en expansión y que se espera que sea la energía del futuro.

Con respecto al producto de partida se ha seleccionado la melaza de remolacha, un subproducto que se obtiene en la industria azucarera durante la fabricación del azúcar. La planta proyectada se propone como una ampliación del complejo industrial que la azucarera Ebro tiene actualmente en el municipio de Jerez de la Frontera. Ésto asegura el continuo suministro de la materia prima, así como de los servicios auxiliares tales como el agua de proceso o la energía eléctrica.

En la actualidad, el uso principal que recibe la melaza, entre otros, es como materia prima para la producción de alcohol etílico. Con este proyecto, se propone otra posibilidad de uso para esta sustancia, más interesante desde el punto de vista energético y medioambiental.

## **CAPÍTULO 4. VIABILIDAD**

### **4.1. VIABILIDAD TÉCNICA**

El presente Proyecto tiene por objetivo el diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante la digestión anaerobia de un subproducto del proceso de fabricación del azúcar.

Se pretende que la planta diseñada entre a formar parte del complejo industrial de la azucarera Ebro situada en Jerez de la Frontera. Esto podría representar numerosas ventajas para la propia azucarera, puesto que actualmente se encuentra sumida en una crisis que podría llegar a conducirla incluso al cierre. Esta propuesta se podría considerar como una inversión de futuro, dada la crisis energética y económica actual. Asimismo, al ampliar la planta se requerirá nuevo personal para la misma, creando nuevos puestos de trabajo.

Se trata de una alternativa innovadora y en pleno desarrollo, puesto que, hasta la fecha, la digestión anaerobia sólo ha sido utilizada con el fin de degradar un residuo generando biogás, pero no hidrógeno. Además, el proceso descrito solo se ha llevado a cabo a escala de laboratorio.

Existen muchas otras formas de producir hidrógeno en la actualidad, pero ésta en concreto tiene una serie de ventajas:

- Se le da un uso alternativo a un subproducto (melazas de remolacha) que, hasta hoy, sólo se había empleado para la producción de alcohol etílico. Además, el suministro está asegurado sin que suponga ningún coste adicional, puesto que las instalaciones no forman parte de una planta independiente a la propia azucarera.

- Se trata de un proceso económico desde el punto de vista de la no utilización de gran cantidad ni variedad de productos químicos, ni otras sustancias externas. Las únicas materias primas empleadas son: las melazas de remolacha, el agua, los lodos de depuradora (que se utilizan como inóculo), la dietanolamina (disolvente de la columna de absorción) y la energía eléctrica.

- Es un proceso limpio, en el cual no se generan residuos ya que:
  - a. El producto de partida se degrada hasta tal punto que el residuo final puede ser vertido a la red de alcantarilado.
  - b. El agua caliente procedente de la unidad de intercambio de calor se recirculará a la planta principal para ser destinada a otros fines (limpieza, proceso...)
  - c. El disolvente enriquecido se conduce a una columna regeneradora que permitirá su posterior utilización.
  - d. Obtención de un biocombustible con grandes perspectivas de futuro.

#### **4.2. VIABILIDAD ECONÓMICA**

La planta de producción de hidrógeno diseñada reportará una serie de costes y beneficios. Generalmente, en cualquier proceso productivo, el factor que representa un mayor coste es la compra de la materia prima. Sin embargo, en este caso, ese factor se reduce a cero, con lo cual la viabilidad económica está garantizada en cuanto a los costes.

Como se describe en el documento del Presupuesto, la viabilidad económica de la planta diseñada está justificada.

Para efectuar un análisis de los costes, se deben tener en cuenta los siguientes factores:

- Costes de la materia prima (melazas)

En este caso, dado que se propone que la planta diseñada forme parte de una planta azucarera principal, a modo de ampliación de la planta, la materia prima tiene un coste nulo.

- Costes de procesamiento, producción y almacenamiento

Entrarían en este punto todos los costes relacionados con el proceso productivo:

- Mantenimiento
- Seguridad e higiene
- Mano de obra
- Energía eléctrica, agua, aditivos químicos...

Exceptuando las unidades de separación y almacenamiento, que trabajan a altas presiones, el resto de las unidades del proceso trabajan a unas condiciones de presión y temperatura bastante moderadas, con lo que la operatividad de la planta no representa un coste excesivamente alto.

- Variables en función de la tecnología aplicada

Se consideran en este apartado los costes correspondientes al inmovilizado de las unidades de proceso. El tipo, tamaño y carga de dichas unidades dependerá de la tecnología aplicada.

- Carga impositiva aplicada al producto final

Dado que el hidrógeno generado se propone como alternativa energética para su uso como combustible, estará sujeto a una serie de impuestos determinados por la Agencia Tributaria del Estado Español.

- Costes de distribución y comercialización

En este punto se enmarcarían todos los costes procedentes de la publicidad, transporte, ventas, administración, financiación...

En cuanto a los beneficios generados por la planta de producción de hidrógeno, éstos provendrán de la comercialización del mismo para su uso como combustible. El costo para el usuario final dependerá de la carga tributaria que se le imponga al producto.

Con respecto a la rentabilidad económica, se pondrá de manifiesto en los siguientes resultados:

- Intensidad de la inversión.
- Productividad.
- Participación del Mercado.
- Tasa de crecimiento del mercado.
- Calidad de producto.
- Desarrollo de nuevos productos o diferenciación de los competidores.
- Integración vertical.
- Costos operativos.

### **Economía del Hidrógeno**

La economía del hidrógeno posibilita una enorme redistribución del poder, con consecuencias trascendentales para la sociedad. El hidrógeno tiene el potencial de poner fin a la dependencia que el mundo tiene del petróleo importado y de ayudar a eliminar el peligroso juego geopolítico que se está dando entre los países musulmanes y los países occidentales. Reducirá drásticamente las emisiones de dióxido de carbono y mitigará los efectos del calentamiento global. Y dado que es tan abundante y existe en todas partes del mundo, todos los seres humanos dispondrán de energía.

Así, el término economía del hidrógeno responde a una visión de futuro donde este gas, generado de forma limpia y económica, serviría para alimentar el grueso de las necesidades energéticas de la sociedad.

En el **gráfico 4.1** se muestran los distintos sectores que componen la economía del hidrógeno.

#### **4.3. VIABILIDAD LEGAL**

La viabilidad legal viene determinada por la legislación y normativa que el objeto del proyecto debe cumplir, tanto a nivel del producto, como a nivel del proceso de fabricación del mismo. En este caso la normativa aplicable será la relativa al hidrógeno en materia de seguridad, medio ambiente y calidad. Este tema se desglosa en el capítulo 5 relativo a la legislación y normativa.

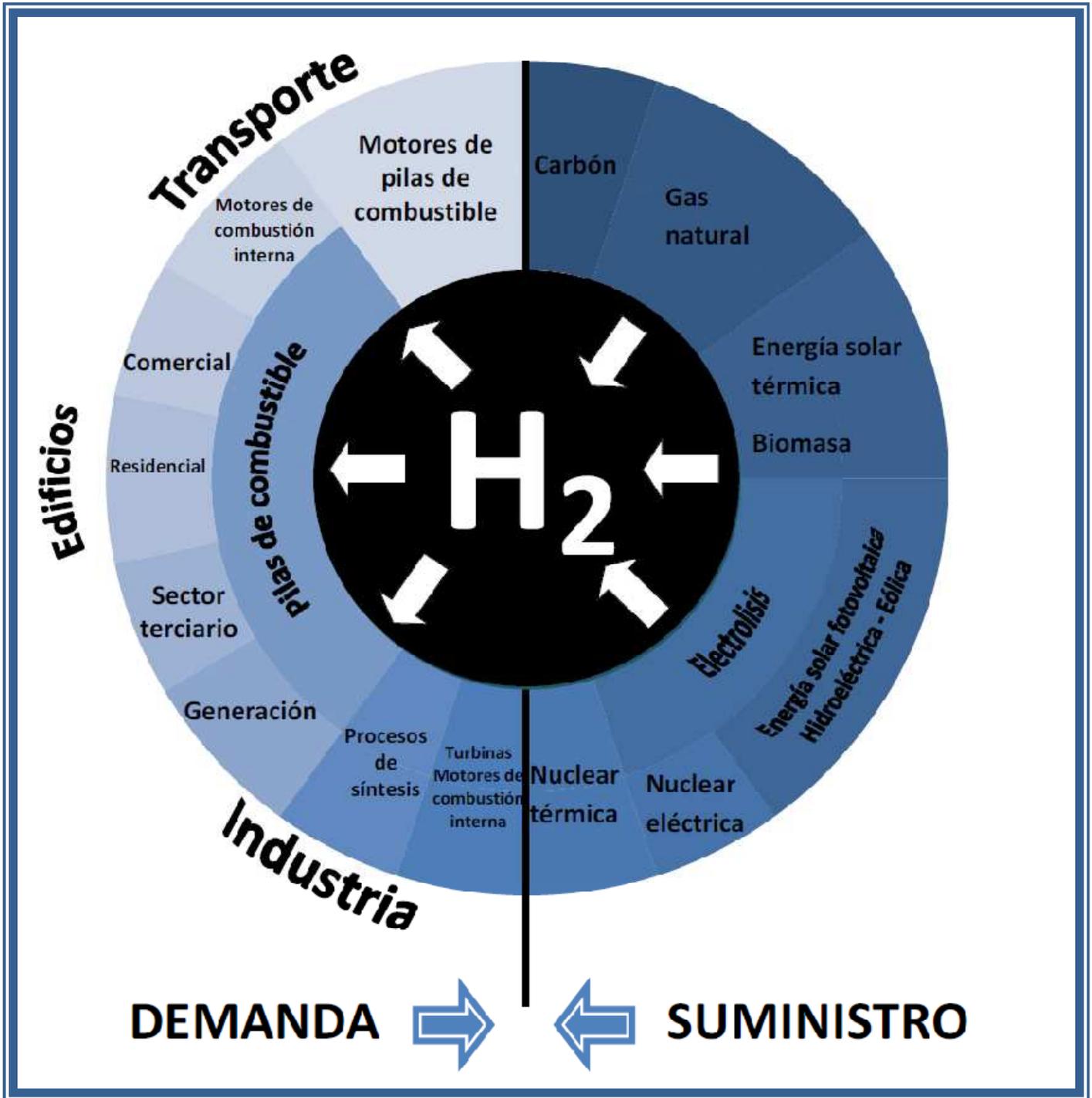


Gráfico 4.1: Economía del hidrógeno  
Fuente: I+DT info

## **CAPÍTULO 5. LEGISLACIÓN**

La legislación y normativas de aplicación en el presente Proyecto son las siguientes:

### **5.1. LEGISLACIÓN**

- **ORDEN PRE/472/2004**, de 24 de febrero, por la que se crea la Comisión Interministerial para el aprovechamiento energético de la biomasa.
- **RD 379/2001**, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias: MIE APQ-1 «almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles»
- **RD 1244/1979**, de 4 de abril, por el que se aprueba el reglamento de aparatos a presión.
- **RD 769/1999**, de 7 de Mayo. Reglamento de Aparatos a Presión.
- **RD 1/2001**, de 10 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas de 29/1985, de 2 de agosto. Tiene por objeto la regulación del dominio público hidráulico, del uso del agua y en su Artículo 92 queda prohibido con carácter general el vertido directo o indirecto de aguas y de productos residuales susceptibles de contaminar las aguas continentales o cualquier otro elemento del dominio público hidráulico, salvo que se cuente con la previa autorización administrativa.
- **Ley 37/2003**, de 17 de noviembre, del Ruido.
- **Ley 10/1998**, de 21 de abril, de Residuos.
- **Ley 31/1995**, de 8 de noviembre. Ley de prevención de riesgos laborales

- **Ley 53/2003**. Reforma normativa de prevención de riesgos laborales.
- **RD 773/1997**, de 30 de mayo. Disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
- **RD 614/2001**, de 8 de junio. Disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- **RD 1215/1997**, de 18 de julio. Disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo.
- **RD 485/1997**, de 14 de abril. Disposiciones mínimas en materia de Señalización de seguridad y Salud en el trabajo.
- **RD 486/1997**, de 14 de abril. Disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- **RD 39/1997**, de 7 de enero. Reglamento de los servicios de prevención.
- **RD 1627/1997**, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción en el marco de la ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de riesgos laborales.
- **RD 604/2006**, de 19 de mayo. Real Decreto por el que se modifica el RD 39/1997, de 17 de enero, por el que se aprueba el reglamento de los servicios de prevención y el RD 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción.
- **RD 2267/2004**, de 3 de diciembre. Reglamento de Seguridad contra incendios en establecimientos industriales
- **RD 681/2003**, de 12 de junio. Disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas.

## **5.2. NORMATIVA**

- **Código ASME** de diseño sección VIII Div1 y Div2.
- **Norma UNE-ISO 14687:2006**. Hidrógeno como combustible. Especificaciones de producto.
- **Norma UNE-ISO/TR 15916:2007 IN**. Consideraciones básicas de seguridad de los sistemas de hidrógeno.
- **Ordenanza municipal de Medio Ambiente** de Jerez de la Frontera.

## **CAPÍTULO 6. LOCALIZACIÓN**

Se ha decidido ubicar la planta en las instalaciones de la Azucarera Ebro, en la pedanía de Guadalcaçín, situada en el término municipal de Jerez de la Frontera. Esta decisión se ha tomado apoyándose en las siguientes razones:

➤ En la ubicación escogida se suministran las melazas de remolacha por la planta principal propiedad de Azucarera Ebro, siendo ésta la materia prima de mayor cantidad a suministrar, por lo que la disponibilidad de materias primas está asegurada.

➤ Debido a la cercanía de la planta suministradora, los costes de transporte son mínimos.

➤ Las condiciones climáticas permiten la disposición de los equipos al aire libre con lo que los gastos de emplazamiento son menores. Por otro lado, el clima es bueno para crear un ambiente de trabajo saludable.

➤ En cuanto al transporte, se sitúa cercana a una de las salidas de la Autovía del Sur A-4, que a su vez se encuentra conectada a la N-IV y a la Autopista AP-4.

➤ La zona posee una amplia red de abastecimiento de agua que será necesaria para el proceso y para los demás servicios de la planta.

## **CAPÍTULO 7. CARACTERIZACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS**

Tal y como se ha descrito en el **capítulo 3** de la presente Memoria, las melazas de remolacha son generadas en la azucarera Ebro, anexa a la planta que se pretende diseñar.

Como dato de partida se ha considerado la producción anual de melazas que se generan en la propia planta de producción de azúcar. Esta producción es de 30000 t/año. Asimismo, la azucarera está en continuo funcionamiento, puesto que la materia prima se recibe en las instalaciones y almacena para operar durante todo el año, por lo que la planta de producción de hidrógeno también funcionará en continuo.

Los datos más relevantes para el desarrollo del presente Proyecto son:

Producción de melazas de remolacha: 30000 t/año

Período de funcionamiento: 365 días/año

30 días/mes

24 horas/día

### **7.1. CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DE LAS MELAZAS DE REMOLACHA**

El conocimiento de las características de las melazas es esencial para el correcto funcionamiento de las instalaciones de producción.

Las características físico-químicas sobre las que se asienta el diseño de las unidades del presente Proyecto se muestran en las **tablas 7.1 y 7.2**:

Componente	Porcentaje (%)
Materia seca	75
Azúcares	47
No azúcares	30
Cenizas	10
Materia orgánica no azúcares	12
Cationes mayoritarios	1

**Tabla 7.1:** Composición de las melazas  
**Fuente:** Azucarera Ebro

Propiedad	Valor
DQO (g/l)	80,5
DQO:N:P	300-500:5:1
pH	6,8
T (°C)	50
Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	240-250
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1300
$\mu$ (Pa·s)	0,5

**Tabla 7.2:** Propiedades de las melazas  
**Fuente:** Azucarera Ebro

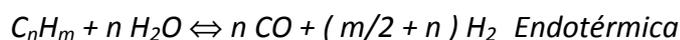
Puesto que sólo se ha encontrado en la bibliografía un dato referido a la densidad y viscosidad de la melaza de remolacha, se tomará dicho valor como constante a lo largo de todas las unidades de la planta.

## **CAPÍTULO 8. MÉTODOS DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO**

### **8.1. REFORMADO CON VAPOR**

Consiste en la reacción de hidrocarburos y vapor de agua a alta temperatura. Es un proceso generalizado a gran escala, cuya reacción consiste básicamente en separar el carbono del hidrógeno para obtener un hidrógeno de bajo coste a partir de gas natural.

La materia prima, a elevada temperatura y presión moderada, se mezcla con vapor de agua y se hace pasar a través de un lecho de catalizador [Busquets. J.M. et al, 2007]:



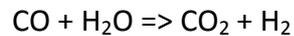
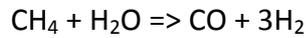
El hidrocarburo ha de estar en forma gaseosa y exento de impurezas que pudiesen desactivar los catalizadores (azufre entre otros).

Estas restricciones sobre calidad y estado físico limitan el número de corrientes que pueden ser utilizadas como alimentación: gas natural, GLP y naftas, y en raras ocasiones queroseno ligero, todas ellas de relativo alto precio. A causa de la elevada absorción de calor en la reacción endotérmica, la preparación industrial se realiza en hornos tubulares; el catalizador, habitualmente a base de níquel, está contenido en el interior de los tubos calentados exteriormente. Las condiciones típicas de operación son: temperatura 900°C y presión en el entorno de 20 bar.

El proceso ha sido objeto de muchas mejoras, pero aun así, el elevado consumo de combustibles, aproximadamente 25% de la materia prima, constituye el componente más importante de los costes de operación.

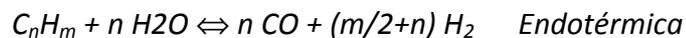
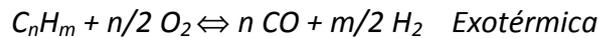
La mayoría del hidrógeno empleado por la industria petroquímica se genera de esta manera. El proceso tiene una eficiencia entre el 70 y el 90%.

A continuación se muestran las reacciones químicas producidas durante el proceso:

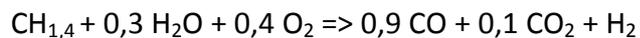


## 8.2. OXIDACIÓN PARCIAL DE COMBUSTIBLES FÓSILES CON DEFECTO DE OXÍGENO

La reacción principal consiste en la combustión incompleta, en presencia de vapor de agua, de cualquier sustancia que contenga carbono orgánico. El vapor de agua también reacciona con la alimentación (reacción de reformado) y actúa de moderador de la combustión parcial, de forma que, controlando su dosificación, se estabiliza la temperatura en el reactor [Busquets. J.M. et al, 2007]:



Se obtiene una mezcla de hidrógeno que posteriormente se purifica. Las cantidades de oxígeno y vapor de agua son controladas para que la gasificación continúe sin necesidad de aporte de energía. La siguiente reacción global representa el proceso:



## 8.3. ELECTROLISIS DEL AGUA

El paso de la corriente eléctrica a través del agua, produce una disociación entre el hidrógeno y el oxígeno, componentes de la molécula del agua  $\text{H}_2\text{O}$ . El hidrógeno se recoge en el cátodo (polo cargado negativamente) y el oxígeno en el ánodo. El proceso es mucho más caro que el reformado con vapor, pero produce hidrógeno de gran pureza. Este hidrógeno se utiliza en la industria electrónica, farmacéutica o alimentaria.



Es un proceso industrial conocido desde hace tiempo y por ello perfectamente entendido; tiene la ventaja de que es modular y puede adaptarse fácilmente para pequeñas o grandes cantidades de gas; el hidrógeno que se obtiene mediante este procedimiento tiene una gran pureza. Otra ventaja de la electrólisis es su posible combinación con las energías renovables para producir  $\text{H}_2$  a partir de fuentes renovables, compensando la naturaleza intermitente de algunas de estas fuentes. Plantea una competencia directa con el uso directo de la electricidad renovable: la energía generada se vierte a la red o se emplea en la electrólisis.

Actualmente esta electrólisis puede realizarse usando energía solar.

#### **8.4. FOTOELECTROLISIS**

Básicamente, este procedimiento aprovecha la radiación solar para generar la corriente eléctrica capaz de producir la disociación del agua y en definitiva la producción de hidrógeno [Busquets. J.M. et al, 2007].

#### **8.5. BIOMASA**

##### **Gasificación**

Una de las alternativas de aprovechamiento energético de la biomasa es la gasificación, que permite obtener gas de síntesis ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ), mediante calefacción controlada del residuo a temperaturas de 800 – 1000°C en atmósferas de oxígeno o vapor de agua. El gas de síntesis obtenido puede utilizarse como combustible directo, como fuente de hidrógeno o como materia prima química para preparar gasolinas o diesel mediante el proceso Fischer-Tropsch.

El empleo de vapor de agua en la alimentación permite incrementar la producción de hidrógeno reduciendo la producción de alquitranes y monóxido de carbono.

La gasificación, dada la severidad del tratamiento, está particularmente indicada para el tratamiento de residuos vegetales difícilmente aprovechables por otras vías. Un ejemplo de estos residuos lo constituyen los alperujos producidos en la industria del aceite, cuyo volumen alcanza los 6,8 millones de toneladas anuales en toda el Unión Europea, y para los que no existe una salida fácil [Busquets. J.M. et al, 2007].

Asimismo, la posibilidad de obtener hidrógeno parece particularmente atractiva dado que se postula como futuro vector energético en sustitución de los combustibles fósiles actuales. La obtención de hidrógeno por gasificación de biomasa se presenta como una opción interesante, ya que tiene la ventaja sobre el procedimiento clásico (reformado de metano con vapor de agua) de emplear un residuo y no materia prima química. Por lo tanto, se consigue realizar la doble tarea de eliminarlo y a la vez, valorizarlo.

La gasificación de residuos vegetales, no obstante, presenta una serie de desafíos:

➤ Por un lado, desarrollar catalizadores que maximicen la producción de hidrógeno a las elevadas temperaturas de trabajo con la mayor vida útil posible.

➤ Por otra parte, conseguir el máximo agotamiento posible de monóxido de carbono en la corriente de hidrógeno obtenida considerando su futura aplicación como combustible en una pila. El motivo radica en el envenenamiento de los electrodos (basados en platino, paladio o níquel habitualmente) por el monóxido de carbono y que imposibilita su funcionamiento.

No obstante, a pesar de estas dificultades, la gasificación de residuos vegetales para obtener hidrógeno presenta un futuro esperanzador.

La gasificación de biomasa comenzó a realizarse en reactores de lecho fijo, pero la tendencia es hacia la sustitución por lechos fluidizados. Dentro de esta última tecnología, se aprecia un progreso hacia los sistemas de lechos circulantes frente a los primeros modelos burbujeantes estacionarios.

El problema de mayor importancia en todo proceso de aprovechamiento de la biomasa es la limpieza y purificación de los gases emergentes.

### **Pirólisis**

Es la combustión incompleta de la biomasa en ausencia de oxígeno, a unos 500°C. Se obtiene carbón vegetal y un gas mezcla de monóxido y dióxido de carbono, hidrógeno e hidrocarburos ligeros.

### **Digestión anaerobia**

La digestión anaerobia es un proceso mediante el cual una población microbiana degrada el contenido en materia orgánica de un sustrato en ausencia de oxígeno.

Existen cuatro etapas en el proceso biológico de la digestión anaerobia, en cada una de las cuales interviene un grupo de bacterias específico, estas cuatro etapas son:

- 1) Hidrólisis
- 2) Acidogénesis
- 3) Acetogénesis
- 4) Metanogénesis

De estas tres etapas, es en la acidogénesis donde tiene lugar la mayor producción de hidrógeno, el cual es consumido por las bacterias metanogénicas utilizadoras de hidrógeno para generar metano. Pues bien, la clave consiste básicamente en favorecer el alcance y la prolongación de esta etapa acidogénica, de forma que se logre maximizar la producción de hidrógeno.

Es importante tener en cuenta que el hidrógeno generado habrá de ser retirado del sistema para no ser consumido para la metanogénesis. Otra alternativa es llevar a cabo el proceso en fases separadas.

### **Producción biológica**

Las algas y las bacterias producen directamente hidrógeno en determinadas condiciones. Durante los últimos años se estudia este recurso de gran envergadura potencial, aunque con un ritmo de producción de hidrógeno bastante lento. Se necesitan grandes superficies, y la mayor parte de los organismos apropiados no se han encontrado todavía. Hoy día está siendo objeto de estudio en distintos centros investigación.

### **Producción fotobiológica**

Por ejemplo, las cianobacterias y las algas verdes pueden producir hidrógeno, utilizando únicamente luz solar, agua e hidrogenasa como enzima. Actualmente, esta tecnología está en periodo de investigación y desarrollo con eficiencias de conversión estimadas superiores al 24%. Se han identificado más de 400 variedades de plantas primitivas candidatas para producir hidrógeno.

## **8.6. A PARTIR DE METANOL COMO COMBUSTIBLE**

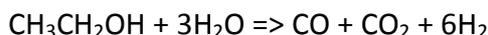
Es un ejemplo de producción de hidrógeno a bordo del vehículo, para su consumo *in situ*. El hidrógeno puede obtenerse por tres vías catalíticas diferentes:

1. Oxidación parcial con oxígeno o aire:  $\text{CH}_3\text{OH} + 1/2 \text{O}_2 \Rightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2$
2. Reformado con vapor de agua:  $\text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \Rightarrow \text{CO}_2 + 3 \text{H}_2$
3. Descomposición:  $\text{CH}_3\text{OH} \Rightarrow \text{CO} + 2 \text{H}_2$

De estas tres alternativas, la oxidación parcial ofrece algunas ventajas claras con respecto al reformado con vapor, en cuanto que utiliza aire en vez de vapor y es una reacción exotérmica, por lo que no requiere un aporte de energía externa durante la operación. Estas ventajas se contrarrestan con la producción de una cantidad de hidrógeno menor.

### **8.7. A PARTIR DE ETANOL COMO COMBUSTIBLE**

La producción se lleva a cabo mediante la siguiente reacción:



En este caso se produce monóxido de carbono, el cual es un veneno para la membrana de intercambio de protones de las pilas de combustible.

### **8.8. EXTRACCIÓN DE GAS DE COQUE**

Los gases de coque son un subproducto de la fabricación del coque metalúrgico. Su composición es de alrededor del 50% de  $\text{H}_2$ , 25% de  $\text{CH}_4$ ; 10% de  $\text{CO}$ ; 7% de  $\text{N}_2$ , con un poco de etano, etileno,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  [Busquets. J.M. et al, 2007].

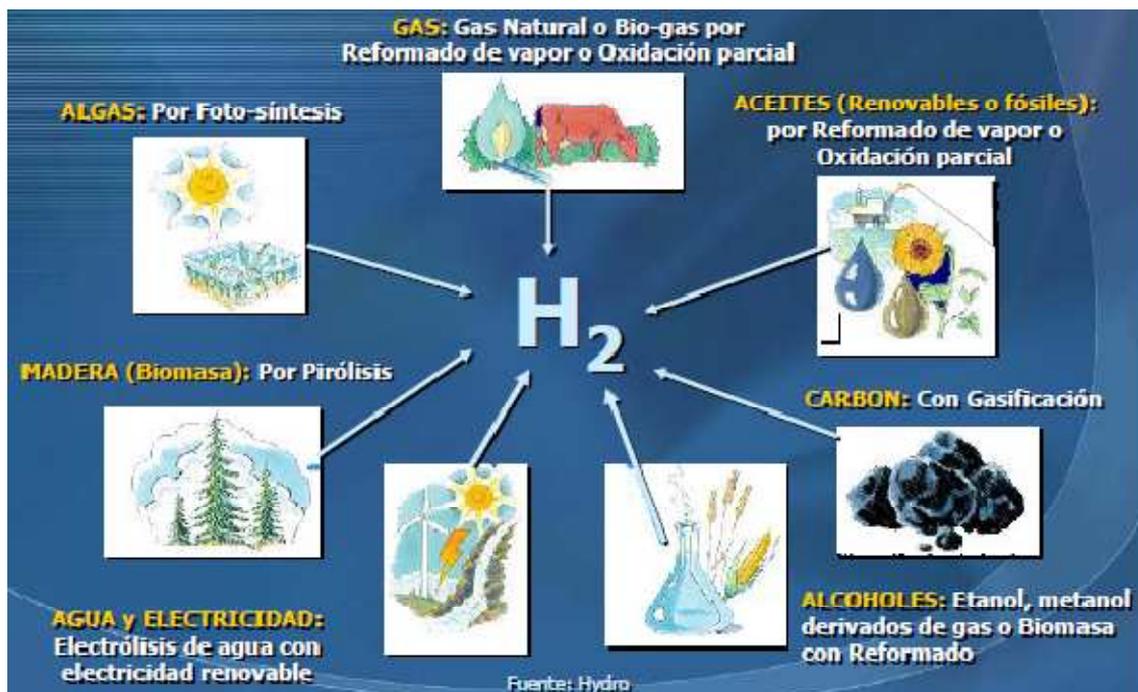
### **8.9. CICLOS TERMOQUÍMICOS**

Utilizan el calor barato de alta temperatura procedente de la energía nuclear o solar concentrada. Este proceso sería potencialmente atractivo para su aplicación a gran escala, con bajo coste, y sin emisión de gases de efecto invernadero, para la industria pesada o el transporte.

Para ello, existen diferentes proyectos de colaboración internacional (Estados Unidos, Europa y Japón) sobre investigación, desarrollo y puesta en operación de plantas que operen con este proceso. Actualmente hace falta una mayor investigación y desarrollo no comercial sobre el proceso que pueden alargarse durante los próximos diez años.

Los temas que se estudia desarrollar son materiales, tecnología química, y la implantación del reactor nuclear de alta temperatura (HTR).

La **figura 8.1** muestra algunas de las alternativas descritas para la generación de hidrógeno.



**Figura 8.1:** Gráfico sobre la obtención de hidrógeno por mediante distintos procedimientos  
**Fuente:** González. A, 2007

En el presente Proyecto, de entre todas estas alternativas posibles, se opta por la producción a partir de biomasa mediante el proceso de digestión anaerobia; puesto que es un proceso limpio y no supone una elevada inversión económica. Tampoco precisa de altos costes de inmovilizado, mantenimiento, ni adición de productos químicos.

## **CAPÍTULO 9. DESCRIPCIÓN DE LA TECNOLOGÍA ELEGIDA**

### **9.1. INTRODUCCIÓN**

La generación de residuos y su eliminación a través de los cauces superficiales y subterráneos es una de las fuentes principales de contaminación ambiental de nuestros días, en consecuencia su gestión adecuada (recogida, transporte, tratamiento y acumulación) es una de las cuestiones más prioritarias con las que se enfrenta actualmente la sociedad.

Por otra parte, la creciente demanda de materias primas y energía, que en la mayoría de los casos tienen un carácter finito, ha provocado que cada día se preste más atención al reciclado de residuos y a su utilización, en muchos casos, como fuentes alternativas de energía. De esta forma, se obtiene una reutilización de muchos productos con la consiguiente reducción de costes medioambientales y energéticos.

Entre los sistemas de tratamiento de residuos que tienen la doble vertiente de depuración y producción de energía puede destacarse la digestión anaerobia.

### **9.2. EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA**

La degradación en la naturaleza de la biomasa residual, procedente tanto del metabolismo animal como vegetal, la realizan las bacterias. El proceso es complejo y, dependiendo del tipo de sustrato biodegradable, y de otros factores que se describirán a continuación, intervienen diferentes especies bacterianas, existiendo una perfecta especialización en cuanto al tipo de materia a degradar por cada familia de organismos, de tal modo que incluso los catabolitos de una especie son utilizados por otras en una concatenación de fases perfectamente organizada.

Cuando esta degradación se realiza en condiciones aerobias (en presencia de oxígeno), los productos finales son dióxido de carbono, agua, sulfato y nitrógeno inorgánico en forma de nitritos, de nitratos y de sales de amonio.

Sin embargo, en condiciones rigurosas de ausencia de oxígeno la biodegradación se lleva a cabo por otros organismos procarióticos en un proceso que se llama digestión anaerobia. Los productos finales de este proceso son un residuo húmedo de sólidos de difícil degradación y un gas inflamable. A este gas combustible se le llama biogás, y tiene una composición que, dependiendo del origen de la materia orgánica biodegradable, oscila entre los valores siguientes:

GAS	SÍMBOLO	PORCENTAJE (%)
Metano	CH <sub>4</sub>	55 – 80
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	45 – 20
Hidrógeno	H <sub>2</sub>	0 – 10
Oxígeno	O <sub>2</sub>	0.1 – 1
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0.5 – 10
Monóxido de Carbono	CO	0 – 0.1
Gases diversos	SH <sub>2</sub> – NH <sub>3</sub> – Cn – H <sub>2n</sub>	1 – 5
Vapor de agua	H <sub>2</sub> O	Variable

**Tabla 9.1:** Composición del biogás  
**Fuente:** Bigeriego. M et al, 1997

Es posible establecer cuatro etapas en el proceso de degradación anaerobia de la materia orgánica [García J.L, 1997]:

**1. Hidrólisis**

La hidrólisis es la primera etapa del proceso de degradación que han de sufrir las sustancias complejas tales como carbohidratos, grasas y proteínas.

Dado que las macromoléculas no pueden penetrar hacia el interior de las células bacterianas, estas excretan enzimas que hidrolizan las macromoléculas hasta pequeñas moléculas transportables al interior de las células; así los polisacáridos son convertidos en azúcares simples, los lípidos en ácidos grasos y las proteínas en aminoácidos.

## **2. Fermentación acidogénica**

En esta etapa se fermentan los productos de la hidrólisis en una serie de reacciones sucesivas. La fermentación de los productos da lugar a una gran variedad de pequeños componentes orgánicos: principalmente los ácidos grasos volátiles, dióxido de carbono e hidrógeno, así como pequeñas cantidades de ácido láctico y etanol. La fermentación ácida se caracteriza por una disminución del pH, desde valores cercanos a pH neutro hasta valores próximos a 5.

Es importante recordar que esta etapa no provoca una reducción apreciable de DBO o DQO ya que es simplemente una conversión de un tipo de compuestos orgánicos en otro.

## **3. Acetogénesis**

Los componentes más reducidos de la fermentación acidogénica son oxidados, bajo condiciones anaerobias, a ácido acético, dióxido de carbono e hidrógeno, para que sirvan de sustrato a las bacterias metanogénicas. Esta conversión es sólo posible si la presión parcial de hidrógeno se mantiene en valores muy reducidos, efecto que se consigue por la retirada de hidrógeno del medio por parte de las bacterias metanógenas.

Los microorganismos que desarrollan esta oxidación son bacterias denominadas “acetógenas”.

#### 4. Fermentación metanogénica

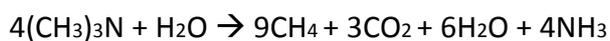
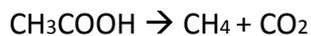
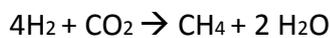
Es la etapa final en el tratamiento anaerobio. Aunque el metano es producido a partir de todos los ácidos volátiles, al final, la mayor parte es debida a dos tipos de reacciones:

- a) Aquéllas que implican a una molécula de dióxido de carbono y al hidrógeno que son convertidas en metano y agua.
- b) Aquellas en las que el acetato se convierte en metano y dióxido de carbono.

El gas metano producido es altamente insoluble y su desprendimiento representa la estabilización real del residuo.

Por otro lado se produce una mineralización, por la cual la materia orgánica soluble es también descompuesta obteniéndose un producto final inerte [Hernandez. L., 2002].

Las reacciones típicas de producción de metano son: [Metcalf & Eddy, 1995]



En la **figura 9.1** se muestran las distintas fases de la digestión anaerobia.

Los microorganismos responsables de la etapa acidogénica son bacterias facultativas y anaerobias estrictas, muy resistentes a las condiciones ambientales, y que se conocen como bacterias “formadoras de ácidos”. Algunas de las bacterias encontradas en digestores anaerobios son: *Clostridium spp*, *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium spp*, *Desulphovibrio spp*, *Corynebacterium spp*, *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphilococcus* y *Escherichia coli*. Otros grupos de microorganismos que aparecen, producen enzimas proteolíticas, lipolíticas, ureolíticas o celulíticas.

Los microorganismos “formadores de metano” son bacterias anaerobias estrictas y se les conoce como metanogénicas. Muchos de los organismos metanogénicos identificados en los digestores anaerobios son similares a los encontrados en los estómagos de los animales rumiantes y en sedimentos orgánicos tomados de lagos y ríos. Entre ellos se encuentran *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus* y *Methanosarcina*. Las bacterias más importantes de este grupo son las que degradan el butírico y el propiónico, que tienen un metabolismo muy lento y que por lo tanto se considera un factor limitante en el tratamiento anaerobio de residuos orgánicos. Estos microorganismos crecen de forma lenta en comparación con la mayor parte de los organismos. Este grupo bacteriano requiere unas condiciones medioambientales muy estrictas para su desarrollo: vitaminas, trazas minerales no usuales (como níquel y cobalto), ácidos grasos volátiles, etc, y son muy sensibles a la variación de las condiciones ambientales [Pérez. M, 1995].

Los organismos metanogénicos y los acidogénicos comparten una relación sintrópica (mutuamente beneficiosa) en la que los metanógenos convierten en metano y dióxido de carbono los productos finales de la fermentación, tales como el hidrógeno, el formiato o el acetato y a la vez están eliminando compuestos que pueden inhibir el crecimiento de los microorganismos acidogénicos.

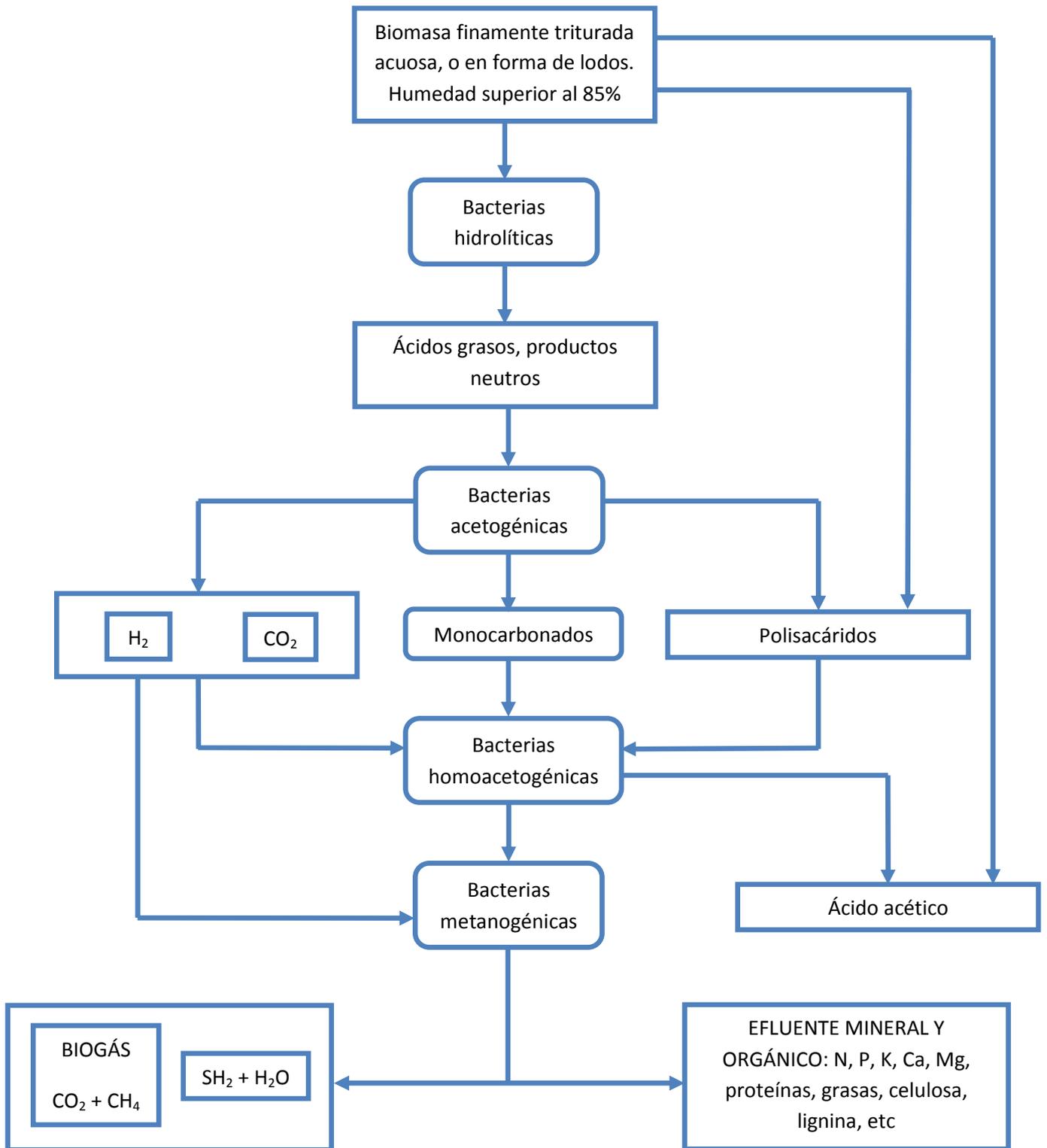


Figura 9.1: Esquematación del proceso microbiológico de obtención de biogás  
Fuente: Ortega. M, 2003

### **9.3. CINÉTICA DEL PROCESO**

Un sistema biológico precisa de una comunidad biológica y unas condiciones ambientales bien controladas. El control de las condiciones ambientales asegurará que los microorganismos dispongan del medio adecuado para su desarrollo. Para asegurar el crecimiento de los microorganismos, se les debe permitir un tiempo de permanencia suficiente en el sistema para que se reproduzcan. Este periodo depende de la tasa de crecimiento, la cual está directamente relacionada con la velocidad a la que metabolizan el sustrato, en este caso, las melazas.

Por ello, el conocimiento profundo de los aspectos cinéticos permite la optimización del proceso, una operación más estable y un mejor control del mismo [Metcalf & Eddy, 1995].

Para el caso de sistemas heterogéneos, como es el caso de cualquier proceso fermentativo, en los que la ecuación cinética global incluye tanto las etapas de transporte físico como las etapas de reacción, se ha de considerar:

- Si los procesos individuales que afectan a la velocidad global transcurren por caminos paralelos e independientes, la velocidad global será la suma de las velocidades individuales.
- Si el proceso global requiere que se efectúen sucesivamente, es decir en serie, la velocidad global del proceso vendrá dada por la correspondiente a aquella etapa individual que transcurra a menor velocidad. De hecho, en estado estacionario todas las etapas transcurrirían a la misma velocidad correspondiente a la de la etapa más lenta.

Considerando las características específicas de la degradación anaerobia se tiene que:

- La degradación anaerobia de la materia orgánica es un proceso heterogéneo y, por tanto, la ecuación cinética global ha de considerar tanto la velocidad intrínseca de reacción como la velocidad de transferencia de materia entre las fases reaccionantes. Esta afirmación es habitualmente simplificada puesto que se considera que las diferentes etapas de transferencia de materia y la de reacción química están conectadas en serie. Así, los sustratos han de difundir desde la fase líquida en el fermentador hasta el interior de los microorganismos, pasando la capa límite que rodea al microorganismo, la membrana celular y transportándose en el interior para, una vez alcanzado el centro reactivo, reaccionar. Por todo ello, las etapas están conectadas en serie y la velocidad global vendrá limitada por la etapa más lenta.

Normalmente, en el caso de la degradación anaerobia se considera que la etapa limitante de la velocidad es la reacción [Nebot. E, 1992].

- Un proceso fermentativo genérico consta de varios caminos de reacción (rutas metabólicas de los microorganismos), en los que uno o varios de ellos pero no todos, conducen a la transformación deseada. Por tanto, desde un punto de vista general, la degradación anaerobia se puede considerar como un conjunto de reacciones serie-paralelo. Además, cada una de estas rutas implica un conjunto de etapas individuales conectadas en serie y catalizadas por enzimas muy específicas sintetizadas por los propios microorganismos. [Nebot. E, 1992].

- Las reacciones bioquímicas específicas que dan lugar a la transformación deseada comprende la actividad de varios grupos de microorganismos. Esta reacción global puede visualizarse como un conjunto de reacciones serie-paralelo desde el punto de vista tanto de la utilización del sustrato como de la producción de hidrógeno y biogás.

- Así, se ha considerado que en el primer digestor solo tiene lugar la formación de hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico. Mientras que en el segundo, únicamente se produce biogás (el ácido sulfhídrico en este caso, no superaría el 1% y estarían presente solo algunas trazas) como ocurre en los experimentos realizados por Jianzheng Li et al. [2007].

Admitiendo la hipótesis anterior, la ecuación cinética del proceso anaerobio corresponderá a la de la transformación de sustrato y, en estado estacionario, todas las demás etapas transcurrirán a esa misma velocidad. Se deduce, por tanto, que el estudio de la cinética de la degradación anaerobia, puede tratarse como si se debiese únicamente a la acción de las bacterias de la flora acidogénica en el primer reactor y metanogénica en el segundo, pudiendo utilizarse aquellas expresiones útiles para un cultivo puro.

La expresión más universalmente extendida de la velocidad específica de crecimiento de microorganismos es la propuesta por Monod [1949]:

$$\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S}{K_s + S} \quad \mathbf{M.9.1}$$

en la que  $\mu$  es la velocidad de crecimiento específica de los microorganismos;  $\mu_{m\acute{a}x}$  corresponde a su valor máximo;  $K_s$  es la constante de saturación del sustrato; corresponde al valor de la concentración de sustrato para el que  $\mu$  es la mitad de su valor máximo ( $\mu_{m\acute{a}x}$ ) y  $S$  representa la concentración de sustrato presente en el medio.

Dicho modelo no recoge la influencia que tiene la concentración inicial de un sustrato sobre la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos, ni la posible inhibición por altas concentraciones de sustrato o producto. En este sentido, diversos autores han descrito su incapacidad para ajustar sus resultados experimentales.

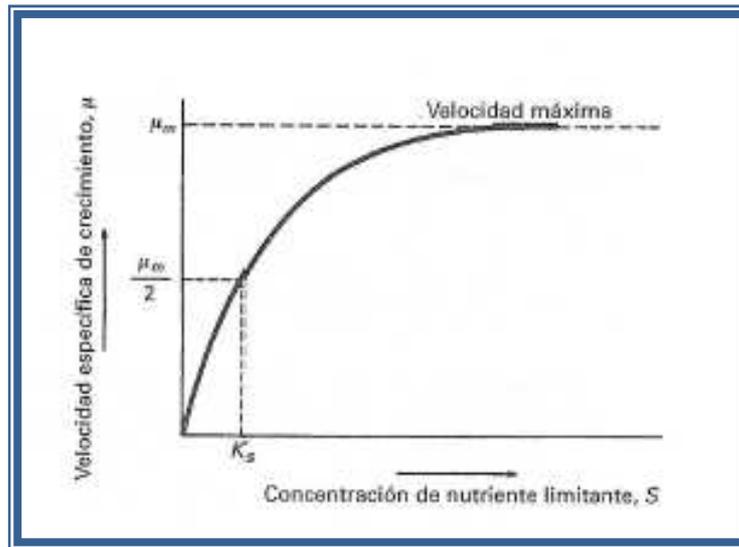
Para evitar los problemas que presenta el modelo de Monod, se han propuesto muchos otros modelos para describir la velocidad de crecimiento específica de los microorganismos, tales como los modelos de Contois, Andrews y Lerasalimsky. Estos tres modelos corresponden a variaciones del modelo de Monod y cada uno pretende incluir alguno de los efectos mencionados.

Al realizar una búsqueda bibliográfica sobre la cinética de las melazas de remolacha tratadas mediante digestión anaerobia, se encontró muy poca información; Jianzheng Li et al. [2007], trataron las melazas de remolacha en un reactor de configuración ABR (Anaerobic Baffled Reactor), con el fin de analizar la producción de hidrógeno y estudiaron la cinética del proceso, obteniendo resultados que se ajustaban a una expresión tipo Monod.

Es conveniente recordar que en las unidades biológicas, la velocidad de crecimiento del proceso es un valor promedio de los valores cinéticos de los microorganismos individuales, ya que en los digestores existen diferentes tipos de microorganismos relacionados entre sí, cada uno con su propia curva de crecimiento.

### **9.3.1. Modelo de Monod**

El modelo establecido por Monod está basado en que el crecimiento bacteriano se encuentra limitado, entre otros, por la cantidad de sustrato presente en el medio. En los cultivos de alimentación discontinua, si el sustrato se encuentra en cantidades limitadas, será el primero en agotarse y se detendrá el crecimiento. En un cultivo continuo, tendrá el efecto de limitar la velocidad de crecimiento. Experimentalmente se ha podido determinar que el efecto de disponer de cantidades limitadas de nutrientes, se puede definir mediante la expresión desarrollada por Monod.



**Figura 9.2:** Efectos de un nutriente limitante sobre la velocidad específica de crecimiento  
**Fuente:** Metcalf & Eddy; 1995

De forma general, tal y como se indicó anteriormente, la ecuación de Monod para el crecimiento bacteriano con limitación de sustrato viene dada por la siguiente expresión:

$$\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S}{K_s + S}$$

donde:

$\mu$ : velocidad de crecimiento específica de los microorganismos [ $\text{día}^{-1}$ ]

$\mu_{m\acute{a}x}$ : velocidad máxima de crecimiento específica [ $\text{día}^{-1}$ ]

S: concentración del sustrato limitante [g/l]

$K_s$ : constante de afinidad o saturación media [g/l]

La expresión cinética del modelo de Monod puede ser formulada en relación al consumo de sustrato definiendo el coeficiente de rendimiento de biomasa ( $Y_{x/s}$ ) como:

$$Y_{x/s} = \frac{dX}{-dS} \quad \text{M.9.2}$$

donde X es la concentración de microorganismos presentes en el digester [gSSV/l].

La ecuación puede transformarse en:

$$Y_{x/s} = \frac{\frac{dX}{dt}}{-\frac{dS}{dt}} \quad \mathbf{M.9.3}$$

A su vez, tanto para sistemas continuos como discontinuos, la tasa de crecimiento de las células bacterianas se puede definir mediante la ecuación:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad \mathbf{M.9.4}$$

Combinando las **ecuaciones M.9.1** y **M.9.4** se deduce la expresión de la velocidad de consumo de sustrato:

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{max} \cdot X \cdot S}{Y_{x/s} \cdot (K_S + S)} \quad \mathbf{M.9.5}$$

Una de las ventajas del Modelo de Monod es que los parámetros cinéticos ( $\mu_{max}$  y  $K_S$ ) presentan características tales que permiten la descripción de los procesos microbianos. El modelo es capaz de predecir las condiciones de máxima actividad biológica ( $\mu_{max}$ ) y cuándo cesa la misma.

El modelo que proporcionará los parámetros cinéticos de la degradación de las melazas de remolacha es una expresión tipo Monod, teniendo en cuenta la relación alimentación/microorganismos.

La carga orgánica por biomasa, también llamada relación de alimentación, se define como:

$$L_x = \frac{S_i \cdot Q}{X \cdot V} \quad \text{M.9.6}$$

donde:

$L_x$ : carga orgánica por biomasa [gDQO/gSSV·día]

$S_i$ : concentración de sustrato en el influente [gDQO/m<sup>3</sup>]

$Q$ : caudal volumétrico [m<sup>3</sup>/día]

$X$ : concentración de biomasa en el reactor [gSSV/m<sup>3</sup>]

$V$ : volumen del reactor [m<sup>3</sup>]

Si se divide el numerador y el denominador de la **ecuación M.9.5** por la concentración de biomasa ( $X$ ), se tiene que la velocidad de consumo de sustrato, a la que se le denominará  $R$ , será:

$$R = \frac{\frac{\mu_{max} \cdot X \cdot S}{X}}{\frac{Y_{x/s}(K_s + S)}{X}} \quad \text{M.9.7}$$

Si se denomina como  $k$  al cociente  $\mu_{max}/Y_{x/s}$  y se utiliza la expresión de la carga orgánica por biomasa (**M.9.6**) para sustituir los valores de las concentraciones por unidad de biomasa, la velocidad de consumo de sustrato queda:

$$R = \frac{k \cdot X \cdot L_x}{K_L + L_x} = q \cdot X \quad \text{M.9.8}$$

donde:

$R$ : velocidad de consumo de sustrato [masa/volumen·tiempo]

$K$ : velocidad máxima de consumo de sustrato específica [masa/masa·tiempo]

$X$ : concentración de biomasa en el reactor [masa/volumen]

$K_L$ : velocidad de carga orgánica a  $R = k/2$  [masa/masa·tiempo]

$q$ : velocidad de consumo de sustrato específica [masa/masa·tiempo]

### 9.3.2. Ecuación de diseño para los digestores

Una vez expuesto el modelo propuesto para interpretar la velocidad específica de crecimiento de microorganismos, se van a obtener las ecuaciones de diseño suponiendo:

1. Que el reactor acidogénico se trata de un reactor mezcla completa, que opera en continuo y sin recirculación de sólidos, como en el experimento realizado por Jianzheng Li et al [2007]. Ambos reactores tienen agitación mecánica y además, el sustrato utilizado en sus experimentos es melaza de remolacha.
2. En el reactor metanogénico el modelo de flujo que se va a considerar es el de mezcla completa puesto que los experimentos realizados por Nebot [1992] con filtros anaerobios usando la técnica estímulo-respuesta, indican que las curvas respuesta se asemejaban a curvas del tipo exponencial decrecientes, típicas de reactores de mezcla completa.

A partir de los balances de materia a los microorganismos y al sustrato:

$$\begin{array}{c}
 \left| \begin{array}{c} \text{Variación de la} \\ \text{cantidad de} \\ \text{sustrato} \end{array} \right| = \left| \begin{array}{c} \text{Sustrato} \\ \text{en la} \\ \text{alimentación} \end{array} \right| - \left| \begin{array}{c} \text{Consumo} \\ \text{de sustrato} \end{array} \right| - \left| \begin{array}{c} \text{Sustrato} \\ \text{en el efluente} \end{array} \right| \\
 \\
 \left| \begin{array}{c} \text{Variación de la} \\ \text{cantidad de} \\ \text{microorganismos} \end{array} \right| = \left| \begin{array}{c} \text{Microorganismos} \\ \text{en la} \\ \text{alimentación} \end{array} \right| - \left| \begin{array}{c} \text{Crecimiento de} \\ \text{microorganismos} \end{array} \right| - \left| \begin{array}{c} \text{Microorganismos} \\ \text{en el efluente} \end{array} \right|
 \end{array}$$

Se ha supuesto que no hay microorganismos en la alimentación y que el crecimiento de microorganismos es la diferencia entre crecimiento y muerte. Así, las expresiones matemáticas de estos balances son, respectivamente:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) V = QS_i - RV - QS \quad \mathbf{M.9.9}$$

$$\left(\frac{dX}{dt}\right) V = Y_{x/s}R V - K_dXV - QX_e \quad \mathbf{M.9.10}$$

donde:

$S_i$  y  $S$ : concentración de sustrato en el influente y efluente respectivamente

$V$ : volumen del reactor

$Q$ : caudal volumétrico

$X$  y  $X_e$ : concentración de biomasa en el reactor y en el efluente respectivamente

$Y_{x/s}$ : coeficiente de rendimiento biomasa/sustrato

$R$ : velocidad de consumo de sustrato

$K_d$ : coeficiente de muerte celular

En estado estacionario, combinando las **ecuaciones M.9.8** y **M.9.9** se obtiene la siguiente relación:

$$S = S_i - \left[ \frac{k S_i}{K_L + L_x} \right] \quad \mathbf{M.9.11}$$

De la **ecuación M.9.8** se puede obtener la siguiente expresión linealizada:

$$\frac{1}{q} = \frac{K_L}{k} \cdot \frac{1}{L_x} + \frac{1}{k} \quad \mathbf{M.9.12}$$

El tiempo de retención de sólidos definido como el tiempo medio que la biomasa permanece en el sistema, se determinará usando la siguiente ecuación:

$$\theta_c = \frac{X_T}{QX_e} = \frac{XV}{QX_e} \quad \mathbf{M.9.13}$$

Donde  $X_T$  es la biomasa total en el sistema.

Igualmente, a partir de la **ecuación M.9.10** y la definición del tiempo de retención de sólidos (**ecuación M.9.13**), se obtiene una expresión linealizada en estado estacionario, donde  $q$  es el tiempo de retención de sólidos [tiempo].

$$\frac{1}{\theta_c} = Y_{x/s} q - K_d \quad \mathbf{M.9.14}$$

#### **9.4. CONDICIONES ÓPTIMAS DE OPERACIÓN**

Al objeto de maximizar el rendimiento de los digestores, la población microbiana debe hallarse en estado de equilibrio dinámico. A fin de establecer y mantener tal estado, el sistema debe encontrarse en las condiciones adecuadas que se citan a continuación [Metcalf & Eddy, 1995]:

- ✓ El contenido del reactor deberá carecer de oxígeno disuelto.
- ✓ Estar libre de concentraciones inhibitorias de constituyentes tales como metales pesados y sulfuros.
- ✓ pH entre 6,6 y 7,6.
- ✓ Deberá existir una alcalinidad suficiente como para asegurar que el pH del sistema no descienda por debajo de 6,2 ya que las formadoras de metano no actúan por debajo de dicho punto. Mientras la digestión prosiga normalmente, la alcalinidad oscilará entre 1000 y 5000 mg/L.
- ✓ La concentración de ácidos grasos en el digestor metanogénico debe ser inferior a 250 mg/L.
- ✓ Es necesario disponer de cantidad suficiente de nutrientes, tales como nitrógeno y fósforo, para asegurar el crecimiento adecuado de la comunidad biológica.
- ✓ La temperatura es otro importante parámetro ambiental a tener en cuenta. El intervalo de temperatura óptimo es 30-38°C en el rango mesofílico.

## **9.5. FACTORES QUE INFLUYEN EN EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA**

Las bacterias acidogénicas y metanogénicas se caracterizan por su crecimiento lento y por ser muy sensibles a una serie de parámetros externos que es preciso controlar para que la fermentación se verifique con la normalidad deseada. Entre estos factores podemos destacar los siguientes: temperatura, tiempo de retención hidráulico, potencial rédox, pH, alcalinidad, ácidos grasos volátiles, elementos tóxicos [Metcalf & Eddy, 1995].

### **Temperatura**

En función de la temperatura óptima de crecimiento, los microorganismos se clasifican en:

- Psicrófilos: temperatura óptima de crecimiento inferior a 30°C;
- Mesófilos: óptimo de crecimiento entre 30 y 45°C;
- Termófilos: su temperatura óptima es superior a los 45°C y generalmente entre 50 y 60°C

Como consecuencia de este crecimiento específico de los microorganismos se pueden distinguir las fermentaciones psicrófila, mesófila y termófila. La operación en el rango mesofílico es el de mayor difusión.

### **Tiempo hidráulico de retención (THR)**

Este parámetro puede definirse como el tiempo que debe permanecer el efluente orgánico en el digestor, para alcanzar los niveles de energía y/o reducción de carga contaminante que se hayan prefijado.

### **Potencial rédox**

En lo que se refiere a las reacciones rédox que emplean los microorganismos para obtener energía, conviene distinguir tres tipos de ambientes: aerobios, anóxicos y anaerobios. En un sistema anóxico no existe oxígeno disuelto en el medio pero su potencial rédox puede permanecer en valores positivos.

El ambiente anaerobio exige ausencia de oxígeno en disolución y el mantenimiento de un potencial rédox muy bajo, normalmente negativo.

### **pH**

La digestión anaerobia se desarrolla en condiciones óptimas a un pH de 7,0 – 7,2, pudiendo tener una fluctuación entre 6,5 y 7,5.

### **Alcalinidad**

Los medios de fermentación, y sobre todo los efluentes animales, presentan un poder tampón alto, debido a la presencia de compuestos disociados como bicarbonatos, carbonatos, amoníaco, ácidos orgánicos, etc.

### **Contenido en sólidos**

Los sólidos totales contenidos en el influente orgánico que entra en el digestor pueden ser minerales u orgánicos; los primeros son llamados fijos, y los segundos sólidos volátiles. La concentración de sólidos volátiles da una idea de la materia orgánica biodegradable, aunque no sean digeribles en su totalidad.

### **Ácidos volátiles**

Un síntoma típico de mal funcionamiento de los digestores es el aumento de la concentración de los ácidos volátiles en el efluente. La inestabilidad del proceso puede estar relacionada con una sobrecarga orgánica del digestor, una entrada de elementos tóxicos o inhibidores en el efluente o una variación de temperatura.

Un gran aumento de ácidos hará reducir el pH, inhibiendo progresivamente a las bacterias metanogénicas hasta bloquear completamente el proceso anaerobio.

### **Nutrientes**

Una de las ventajas inherentes al proceso de digestión anaerobia es su baja necesidad de nutrientes como consecuencia de su pequeña velocidad de crecimiento.

La relación C/N puede oscilar entre 20/1 y 30/1. Según Lema et al. [1993], la relación N/P adecuada es 1/5 a 1/7.

### **Elementos tóxicos**

Diferentes metales, el ión amonio y especialmente los metales pesados, llegan a ser tóxicos cuando alcanzan una cierta concentración en el sustrato.

## **9.6. TECNOLOGÍA ELEGIDA PARA LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO**

El objetivo de la planta diseñada es la producción de hidrógeno para destinarlo a su uso como combustible. Para ello, se sigue un proceso de digestión anaerobia de melazas de remolacha.

Dado que la sustancia prioritaria es el hidrógeno, es preferible maximizar la producción de éste, en detrimento de la generación de biogás. Sin embargo, por la propia naturaleza del proceso de digestión anaerobia, esto resulta impracticable puesto que la población bacteriana evoluciona de tal modo, que las bacterias generadoras del biogás utilizan para ello el hidrógeno y el dióxido de carbono producidos en las primeras etapas del proceso.

Ante esta disyuntiva, se propone trabajar con una tecnología de separación de fases, es decir, operar en dos digestores distintos; uno en el que se den las tres primeras etapas (hidrólisis, acidogénesis y acetogénesis), y otro en el que se den la dos fase restante (metanogénesis). De este modo, cada unidad operará a las condiciones más favorables dependiendo del fin que se persiga, maximizando la producción de hidrógeno en el primer digestor y la de biogás en el segundo.

A priori, la “unidad principal” de la planta es el digestor acidogénico (se le denominará así al reactor en el que se dan las tres primeras etapas del proceso), puesto que es en su interior donde se genera el hidrógeno.

Sin embargo, dado que tras las tres primeras fases de la digestión anaerobia, la materia orgánica se encuentra parcialmente digerida y constituye un residuo, se propone el digestor metanogénico (en el cual se da la última etapa del proceso) como una unidad de tratamiento para dicho residuo, que permitirá obtener un efluente apto para su vertido a la red de saneamiento, ajustándose a la ley 10/1998 de Residuos y a los límites de vertido establecidos en el municipio de Jerez de la Frontera.

### **9.7. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

La planta diseñada tiene como objetivo la producción de hidrógeno a partir de melazas de remolacha mediante un proceso de digestión anaerobia.

Las melazas de remolacha utilizadas en el proceso provienen de la azucarera Ebro, situada en la pedanía de Guadalcaén, en el municipio de Jerez de la Frontera. Sus propiedades y características quedan recogidas en el **capítulo 7** de esta Memoria Descriptiva.

Actualmente estas melazas son utilizadas como materia prima para la producción de alcohol etílico mediante destilación. A su vez, este proceso genera un subproducto, las vinazas.

La digestión anaerobia es un proceso biológico y como tal, requiere de un inóculo. En este caso, este inóculo lo constituye lodo primario procedente de la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) de Jerez de la Frontera.

El sistema requiere de los siguientes equipos, cuyas características se describen en el **capítulo 10** de la presente Memoria:

- Intercambiador de calor
- Digestor acidogénico
- Columna de absorción gas-líquido

- Filtro anaerobio (digestor metanogénico)
- Gasómetros
- Bombas
- Soplante
- Turbocompresor
- Sistema de tuberías, válvulas, accesorios

La azucarera genera aproximadamente unas 30000 t/año de melazas de remolacha, lo cual supone un caudal de 2,634 m<sup>3</sup>/h.

La primera unidad por la que circula el caudal de melazas es un intercambiador de calor, del tipo carcasa y tubos 1:2, es decir, un paso por el lado de la carcasa y dos pasos por el lado de los tubos. El área total de intercambio es de 9,461 m<sup>2</sup>, ocurriendo la transferencia de calor a través de la superficie de 26 tubos de 6,096 m.

Las melazas son recibidas en la planta a una temperatura aproximada de 50°C; sin embargo, el digestor anaerobio acidogénico opera en condiciones mesofílicas, lo cual requiere que las melazas estén a una temperatura en torno a los 35°C. Como fluido frío para realizar este intercambio de calor se utiliza agua procedente de la red de abastecimiento municipal, con un caudal de 3,424 m<sup>3</sup>/h y a una temperatura media de 18°C.

Una vez acondicionada la temperatura de las melazas, son bombeadas mediante una bomba centrífuga al digestor anaerobio acidogénico. El bombeo de las melazas al digestor se lleva a cabo de forma continua, a fin de mantener constante el nivel del digestor. Previamente el reactor ha sido inoculado con una población mixta de microorganismos presentes en el lodo primario, procedente de la EDAR de Jerez de la Frontera.

El reactor biológico es del tipo tanque agitado, asegurando el contacto íntimo entre los microorganismos y el sustrato. Este tipo de configuración de reactor seleccionado resulta favorable para la población microbiana, puesto que no existe ningún factor que pudiera provocar el estrés del cultivo. El sistema de mezclado consiste en un agitador de 6 palas, cuya velocidad de giro es de 1,5 rpm.

En el interior del digestor, los microorganismos degradan las melazas que inicialmente tienen una DQO de  $80,5 \text{ kg DQO/m}^3$ , hasta alcanzar un contenido en materia orgánica de  $11,716 \text{ kg DQO/m}^3$ . Para ello se requiere un tiempo hidráulico de residencia de 4,472 días. La corriente de salida se compone de:

- Un flujo de gas amargo, con un caudal de  $46,688 \text{ m}^3/\text{h}$ , compuesto principalmente por hidrógeno y, en menor proporción, por dióxido de carbono y ácido sulfhídrico.
- Una corriente líquida con un caudal de  $2,634 \text{ m}^3/\text{h}$ , compuesta por ácidos grasos, microorganismos y materia orgánica no digerida. Esta corriente es impulsada por una bomba centrífuga hacia el segundo digestor.

El flujo de gas amargo, por su parte, es conducido mediante un turbocompresor hacia una columna de absorción, la cual posee un relleno compuesto por anillos Raschig de 25 mm, para favorecer el contacto entre ambas fases. La fase líquida en este caso está constituida por dietanolamina (DEA), la cual entra a la unidad con un caudal de  $0,461 \text{ m}^3/\text{h}$  impulsada por una bomba dosificadora. Esta fase líquida lleva a cabo la absorción del ácido sulfhídrico y dióxido de carbono de la corriente gaseosa, en un proceso similar al que se produce en el endulzamiento del gas natural, a temperatura ambiente y presión de  $84 \text{ kg/cm}^2$ . De esta manera, se obtiene una corriente de hidrógeno de gran pureza con un caudal de  $25,912 \text{ m}^3/\text{h}$ , que será conducida a un gasómetro para su posterior comercialización. El volumen útil de este gasómetro es de  $626,40 \text{ m}^3$ .

La corriente de DEA rica por su parte, será regenerada mediante una columna de desorción, no siendo su diseño objeto del presente Proyecto.

La corriente líquida generada en el digestor acidogénico es conducida al segundo reactor, donde tiene lugar una etapa metanogénica. Este segundo digestor, es un reactor tipo filtro anaerobio con relleno, sobre el cual se adhieren los microorganismos. Esta población microbiana entra en contacto con la corriente líquida degradando la materia orgánica que éstas contienen (ácidos grasos volátiles disueltos y melazas no digeridas en el primer reactor) y las transforman en metano y dióxido de carbono. Dicha corriente se mezcla íntimamente, considerándose como hipótesis que se trata de un reactor de mezcla completa.

El tiempo hidráulico de residencia en el segundo reactor es de 0,976 días. Tras ese tiempo, la corriente líquida resultante con un contenido de 2000 mg DQO/l de sólidos en suspensión, es vertida a la red de saneamiento, puesto que este valor de la concentración de sustrato en el efluente se considera válido para verter a un colector y ser conducidas a una EDAR pública, previa solicitud de licencia a Aguas de Jerez Empresa Municipal S.A. (AJEMSA).

El caudal de biogás generado (13,080 m<sup>3</sup>/h) es conducido a un gasómetro de 78,48 m<sup>3</sup> de volumen útil. Parte del biogás será utilizado en la agitación del filtro metanogénico; este mezclado se consigue mediante un sistema que recircula el gas producido en el proceso, inyectándolo en el digestor por medio de 8 difusores situados en la solera. El resto se almacenará en el gasómetro, para después ser enviado a la planta azucarera, donde se le destinará para uso energético.

## **9.8. DESTINO FINAL DE LOS RESIDUOS**

El único residuo generado en la planta es la corriente de salida del digester metanogénico, compuesta principalmente por microorganismos, ácidos grasos volátiles disueltos y materia orgánica no degradada.

Este residuo puede ser vertido directamente a un colector y ser conducidas a una EDAR pública. Los valores de DQO a los que se permite verter agua residual a un colector son fijados por cada municipio, quedando reflejados en la ordenanza municipal de protección medioambiental.

En el caso de Jerez de la Frontera, tal y como aparece en la legislación medioambiental, la máxima cantidad de DQO para vertidos domésticos es de 1500 mgDQO/l. Sin embargo, puesto que el municipio no posee una legislación medioambiental para la industria, es posible solicitar una autorización a AJEMSA para poder verter el residuo generado en la planta diseñada a la red de alcantarillado municipal.

No obstante, según la bibliografía [Hdez. Muñoz, 2001] para establecer los índices admisibles en los vertidos industriales a colectores públicos, será necesario tener en cuenta las condiciones de dichos vertidos que pueden afectar a la biomasa de los procesos biológicos, y del poder de aclimatación de esta. Así, pueden establecerse condiciones para algunos parámetros como la DQO, cuyo valor no superará los 2857 mg DQO/l [Hdez. Muñoz, 2001]. El valor obtenido es de 2000 mg/l, por tanto, se asegura la compatibilidad del vertido con el tratamiento que recibirá en la EDAR pública.

Aunque no son considerados residuos como tal, en la planta se generan otras corrientes:

### **Agua caliente**

Este flujo de agua procede del intercambiador de calor a una temperatura de 31,833°C. Este agua se desviará hacia la planta de producción de azúcar, para ser utilizada en el proceso productivo o en procesos de limpieza de la propia planta. Como última opción se podrá verter a la red de alcantarillado municipal.

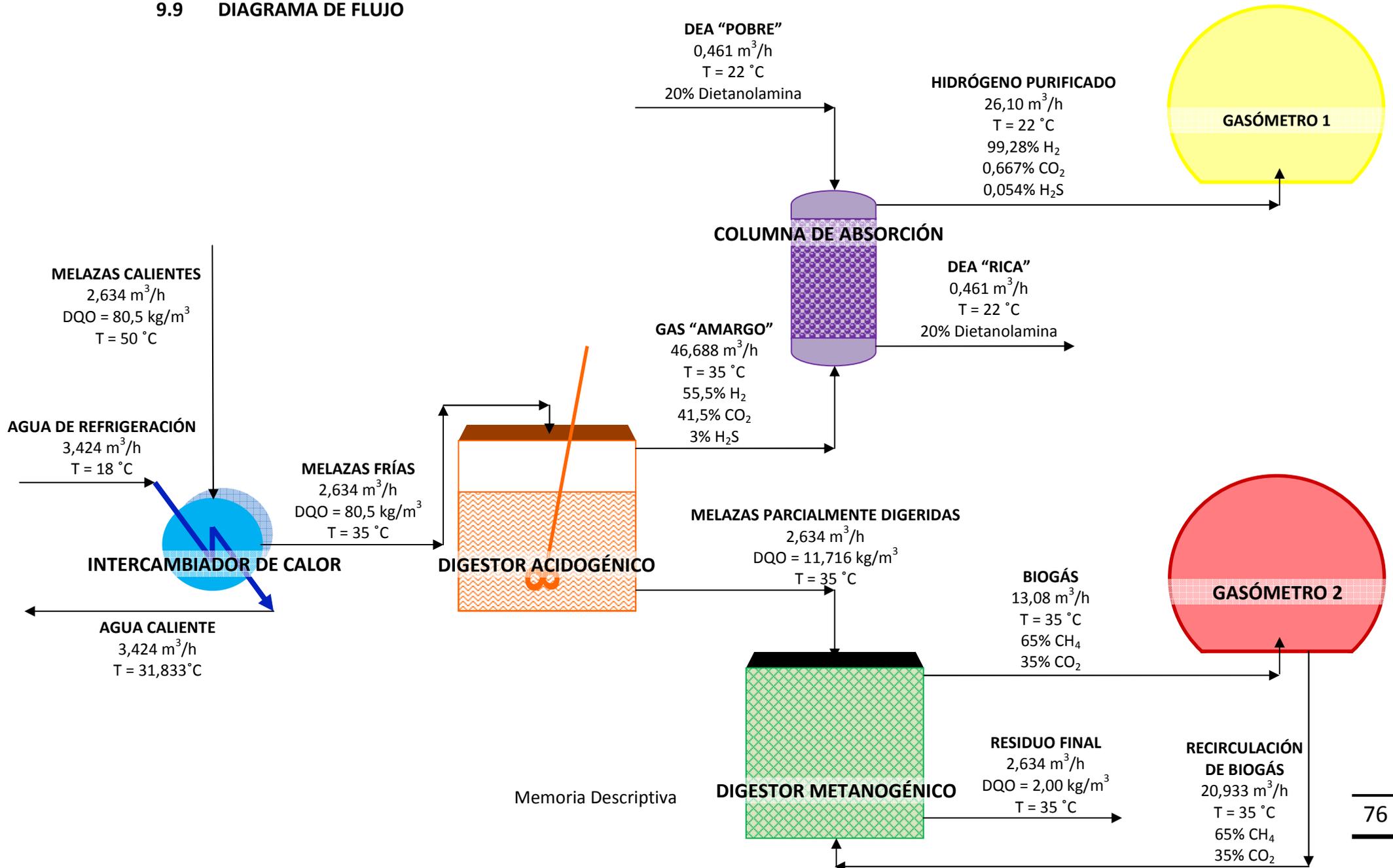
### **Biogás**

Una parte del biogás será utilizado en el proceso de agitación del reactor metanogénico. Otra parte, se almacenará en el gasómetro, para después ser enviado a la planta azucarera, donde se le destinará para uso energético.

### **Corriente de DEA rica**

La corriente utilizada en el proceso de absorción será regenerada en una columna de desorción, no siendo su diseño objeto del presente Proyecto.

9.9 DIAGRAMA DE FLUJO



Memoria Descriptiva

## **CAPÍTULO 10. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS**

### **10.1. INTERCAMBIADOR DE CALOR**

#### **10.1.1. Introducción**

Los intercambiadores de calor son dispositivos que facilitan la transferencia de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes, ya sea por medio de una barrera sólida o mediante el contacto de ambos fluidos. Se emplean para situar las distintas corrientes de fluido a su nivel térmico adecuado y además, para conseguir el máximo ahorro de energía posible.

La transferencia de calor es una de las operaciones más importantes que se pueden desarrollar en una planta industrial, ya que si se realiza de manera inadecuada, los costes del proceso pueden resultar insostenibles. Por el contrario, si se desarrollan de una manera efectiva, pueden contribuir con una disminución en los costes por el aprovechamiento de la energía que puede suponer.

Dependiendo del tipo de calor transferido, las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy variadas y reciben diferentes nombres:

- Intercambiador de calor: Realiza la función doble de calentar y enfriar dos corrientes diferentes.
- Condensador: Condensa un vapor o mezcla de vapores.
- Enfriador: Enfría un fluido por medio de agua.
- Calentador: Aplica calor sensible a un fluido.

- Rehervidor: Conectado a la base de una torre de fraccionamiento proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación.
- Vaporizador: Calentador que vaporiza parte del líquido.

En este caso, el objetivo del intercambiador de calor es el de proporcionar a la corriente de melazas a su entrada al reactor la temperatura óptima de operación. Las melazas llegan a la planta a una temperatura aproximada de 50°C procedentes de la azucarera. Al tratarse de un proceso anaerobio, en el cual existe una población mixta de microorganismos procedentes de lodos de depuradora, los microorganismos presentan su actividad en un rango mesofílico de temperatura. En este caso, el proceso se desarrolla a 35°C. Por tanto, se necesita el enfriamiento de la corriente de melazas antes de su entrada al reactor acidogénico.

La corriente utilizada para enfriar es una corriente de agua procedente de la red de distribución. Se ha considerado que entra en el intercambiador a unos 18° C.

El caudal de entrada de ambos fluidos se ha considerado semejante al caudal de entrada de la melaza en la planta, es decir, un caudal de 0,951 kg/s (2,634 m<sup>3</sup>/h).

### **10.1.2. Tipos de intercambiadores de calor**

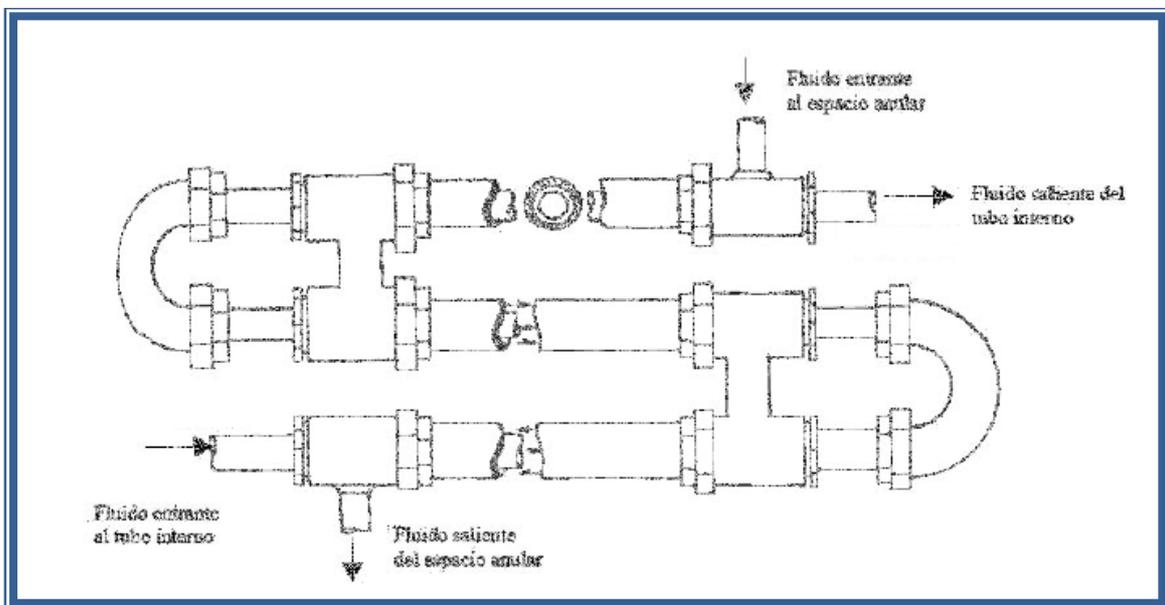
Los factores principales a tener en cuenta en la elección de un tipo dado de intercambiador para un servicio concreto son los siguientes [Muñoz y Blandino, 2005]:

- Temperaturas de trabajo, y estado (líquido o vapor) de los fluidos.
- Presiones de las corrientes y pérdidas de presión admisibles.
- Caudales de los fluidos.
- Posibilidades de ensuciamiento del aparato.
- Acción corrosiva de los fluidos.
- Espacio disponible para la instalación.

Los intercambiadores de calor más utilizados en la industria son los siguientes [Holman. J, 1998]:

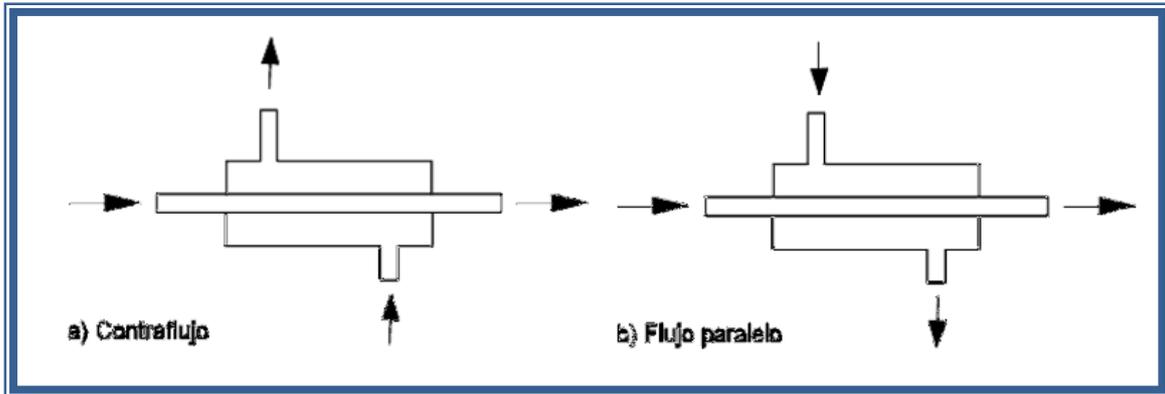
### **Intercambiadores de calor de doble tubo**

Es el tipo más sencillo de intercambiador de calor. Está constituido por dos tubos concéntricos de diámetros diferentes. Uno de los fluidos fluye por el tubo de menor diámetro y el otro fluido fluye por el espacio anular entre los dos tubos. Ambos fluidos intercambian calor a través de la pared que separa los dos fluidos.



**Figura 10.1:** Intercambiador de doble tubo  
**Fuente:** Holman. J, 1998

En este tipo de intercambiador son posibles dos configuraciones en cuanto a la dirección del flujo de los fluidos: contraflujo y flujo paralelo. En la configuración en flujo paralelo los dos fluidos entran por el mismo extremo y fluyen en el mismo sentido. En la configuración en contraflujo, los fluidos entran por los extremos opuestos y fluyen en sentidos opuestos.



**Figura 10.2:** Dirección del flujo en un intercambiador de doble tubo  
**Fuente:** Holman. J, 1998

En un intercambiador de calor en flujo paralelo, la temperatura de salida del fluido frío nunca puede ser superior a la temperatura de salida del fluido caliente.

En un intercambiador de calor en contracorriente, la temperatura de salida del fluido frío puede ser superior a la temperatura de salida del fluido caliente. El caso límite se tiene cuando la temperatura de salida del fluido frío es igual a la temperatura de entrada del fluido caliente. La temperatura de salida del fluido frío nunca puede ser superior a la temperatura de entrada del fluido caliente.

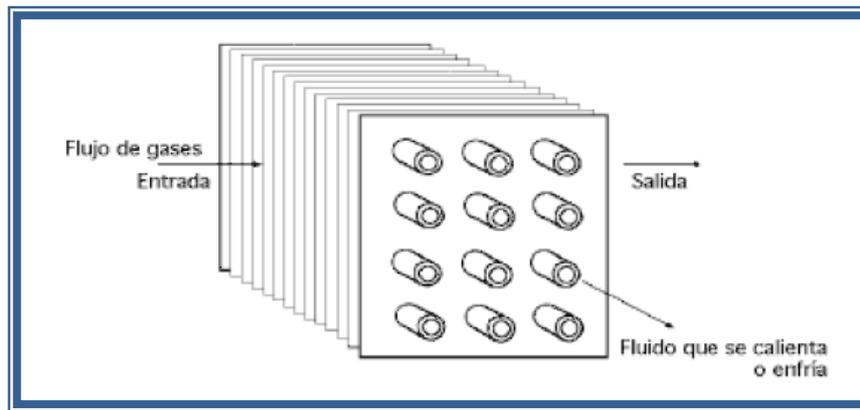
### **Intercambiadores de calor de placas**

Son intercambiadores diseñados para lograr un gran área superficial de transferencia de calor por unidad de volumen. Su diseño se basa en sustituir las superficies tubulares por superficies planas con cierta rugosidad.

La razón entre el área superficial de transferencia de calor y su volumen es la densidad de área  $\beta$ . Un intercambiador con  $\beta > 700 \text{ m}^2/\text{m}^3$  se clasifica como compacto.

Este tipo de cambiador consiste en varias placas metálicas que sirven como superficies de transferencia de calor y que están montadas sobre un bastidor formado por una barra riel y dos placas gruesas que sirven de extremos al paquete.

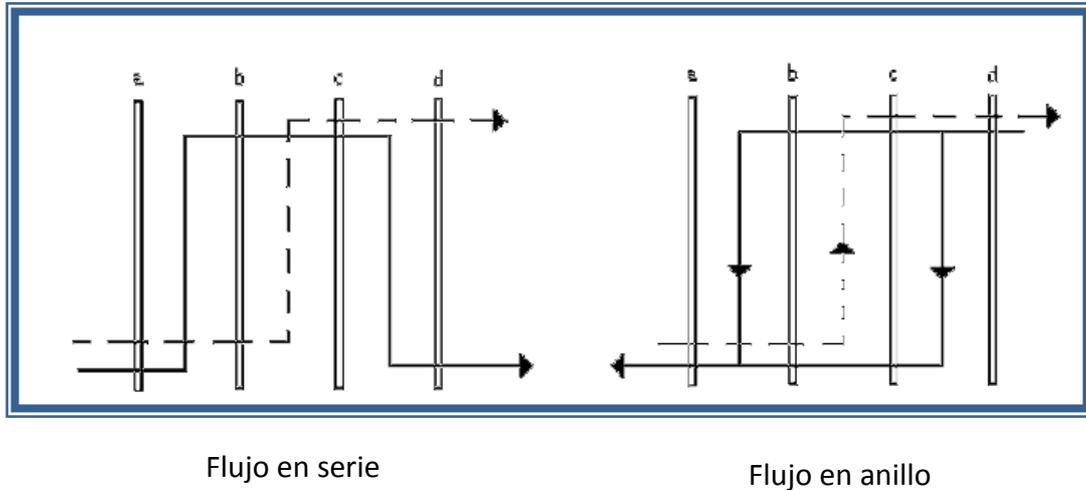
Las placas para la mayor parte de las aplicaciones están constituidas de acero inoxidable y se diseñan corrugadas para provocar la turbulencia en los fluidos, y romper la película aislante estacionaria de los fluidos que circulan por el equipo. Entre estas placas se ponen juntas de elastómeros sintéticos que separan las placas entre sí, dejando libre el espacio por el que circulan los fluidos.



**Figura 10.3:** Intercambiador de placas empaquetadas  
**Fuente** Holman. J, 1998

Estos intercambiadores se emplean normalmente cuando al menos uno de los fluidos es un gas, y en consecuencia se caracteriza por un coeficiente de convección pequeño. Pueden desmontarse con facilidad para su limpieza, y tienen poco volumen, aunque su precio es normalmente elevado.

La eficiencia de la transferencia de calor en estos intercambiadores se debe a la turbulencia que presentan los fluidos a velocidades bajas. Esta turbulencia inducida se produce porque los fluidos fluyen en corrientes de pequeño espesor (3-5 mm) con cambios abruptos en su dirección y velocidad.



**Figura 10.4.** Arreglos para los intercambiadores de calor de placas  
**Fuente:** Holman, J, 1998

La corriente que fluye a través del espacio entre las placas b y c se encuentra en contacto indirecto simultáneamente con dos corrientes adyacentes, es decir, con la que fluye entre las placas a y b y la que fluye entre las placas c y d, por lo tanto, cada corriente excepto las dos de los extremos, intercambia calor con dos corrientes.

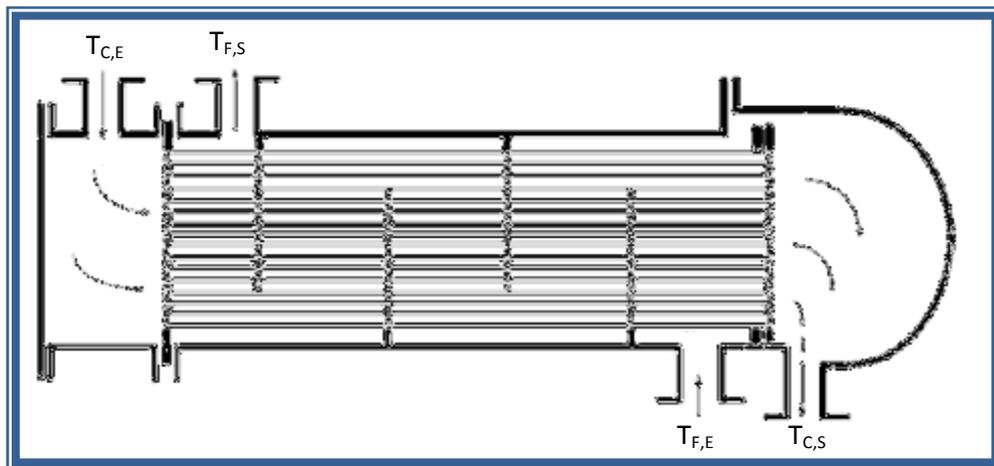
De esta manera, existen dos arreglos principales para los intercambiadores de placas como se representa en la **figura 10.4**:

- a) Flujo en serie. Donde las dos corrientes son continuas y cambian de dirección después de cada paso vertical.
- b) Flujo en anillo. Donde las corrientes se dividen en corrientes menores paralelas y se vuelven a juntar en una corriente de salida.

### **Intercambiadores de calor de carcasa y tubos**

Es el tipo más común de intercambiador de calor en las aplicaciones industriales y se presenta en varios modelos distintos según sus aplicaciones. Están compuestos por una carcasa cilíndrica en cuyo interior se dispone un haz de tubos de pequeño diámetro paralelamente al eje del cilindro.

La transferencia de calor tiene lugar a medida que uno de los fluidos se mueve por el interior de los tubos mientras que el otro se mueve por fuera de éstos, por el casco. Este tipo de intercambiadores se clasifica por el número de pasos por el casco y por el número de pasos por los tubos.



**Figura 10.5:** Intercambiador de carcasa y tubos  
**Fuente:** Holman. J, 1998

En los extremos del haz de tubos se dispone de cabezales que, mediante unas placas apropiadamente dispuestas, obligan al fluido que circula por el interior de los tubos a recorrer un camino sinuoso por el haz de tubos. Los cabezales pueden retirarse con cierta facilidad para proceder a la limpieza del intercambiador y a su reparación si fuese necesario. Asimismo, diversos tabiques deflectores colocados en la carcasa hacen que el fluido externo circule en dirección lo más perpendicular posible al haz de tubos, mejorándose la transmisión de calor. El intercambiador de carcasa y tubos se usa más frecuentemente para líquidos y altas presiones.

De entre los intercambiadores de calor descritos anteriormente, se ha seleccionado el intercambiador de calor de carcasa y tubos. Esta elección se basa en las condiciones de proceso de ambas corrientes y sus propiedades físicas (las corrientes a enfriar y calentar son líquidas, no poseen una temperatura demasiado elevada ni se requiere un salto térmico grande, no hay grandes presiones, ni son líquidos corrosivos). Además, es el tipo de intercambiador más frecuente en la industria. [Perry et al., 2001]

### **10.1.3. Criterios de diseño**

Para el diseño de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos, el código más empleado es el ASME Boiler and Pressure Vessels Code y, en particular, su Sección VIII relativa a recipientes a presión (División 1) que establece las normas mínimas de construcción. Para el diseño de los tubos, el código remite a la norma ANSI B31.3.

La aplicación del código ASME requiere de un amplio criterio para la interpretación correcta del mismo en el diseño. Por ello, existen y se aplicarán las normas TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association), cuya finalidad es regular los criterios de diseño, fabricación y materiales de construcción de los intercambiadores de calor del tipo carcasa y tubos, para así complementar y definir el código ASME para todas las aplicaciones de dichos intercambiadores.

Según establecen las normas TEMA, para el diseño mecánico hay que diferenciar tres categorías para las que se emplean unos factores de diseño u otros. Esta categoría depende de las actividades industriales llevadas a cabo. Así, según las características de la planta proyectada, las normas empleadas son las TEMA "B", ya que son las destinadas a las condiciones de servicio de procesos químicos.

Por otra parte, un intercambiador de calor de casco y tubo conforme a TEMA se identifica con tres letras:

La primera letra es la indicativa del tipo de cabezal estacionario. Los tipos A (carcasa y cubierta desmontable) y B (casquete) son los más comunes.

La segunda letra es la indicativa del tipo de casco. La carcasa E es la más usada. La carcasa F se usa ocasionalmente cuando un único paso en carcasa no es posible debido a las diferencias de temperaturas entre carcasa y tubo pero es difícil su mantenimiento. La G, J y la H se utilizan para reducir las pérdidas de carga en la carcasa, cuando es esta variable, la determinante en el diseño. El tipo K es el tipo de rehervidor de caldera utilizado en torre de fraccionamiento.

La tercera letra indica el tipo de cabezal del extremo posterior, los de tipo S, T y U son los más utilizados. En el tipo S (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo. El tipo T (cabezal flotante sin contrabrida) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. El tipo U (haz de tubo en U) es el más económico, pero a la hora de mantenimiento necesita una gran variedad de tubos en stock.

Además, el tamaño del cambiador de calor se identificará por dos números: el primero representa el diámetro interior de la carcasa y el segundo la longitud recta de los tubos de transferencia.

A la hora de diseñar un intercambiador de calor de carcasa y tubos, hay que seleccionar la trayectoria de flujo a través del intercambiador, es decir, elegir qué fluido va a circular por la carcasa y qué fluido circulará por el interior de los tubos. Las reglas aplicables para determinar que fluido va por el casco y cual por los tubos son [Perry et al, 2001]:

1. El fluido a mayor presión o temperatura va en los tubos.
2. El fluido más corrosivo va en los tubos.
3. Los fluidos más sucios van en los tubos
4. El fluido con menor pérdida de presión va en el casco.
5. El fluido del lado de la carcasa es un líquido de viscosidad elevada o un gas.

En este caso, se ha seleccionado el criterio 5, puesto que las melazas poseen una alta viscosidad. Por lo tanto, el caudal de melazas a enfriar seguirá la trayectoria por el lado de la carcasa, mientras que el agua lo hará por el interior de los tubos.

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

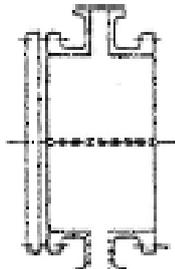
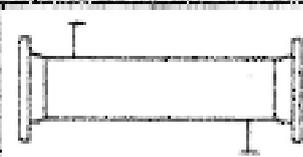
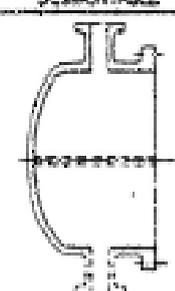
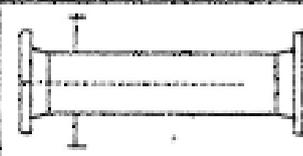
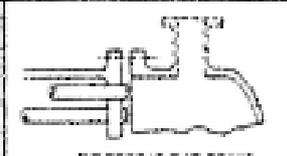
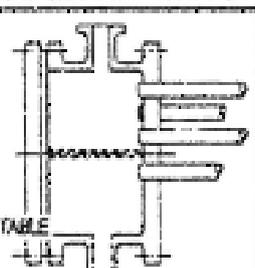
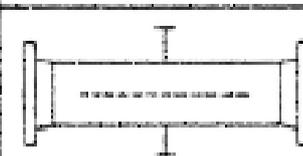
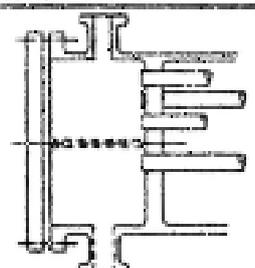
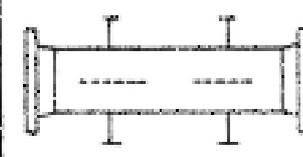
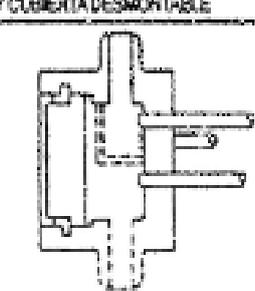
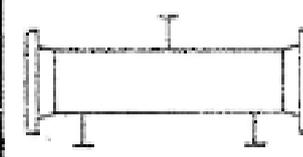
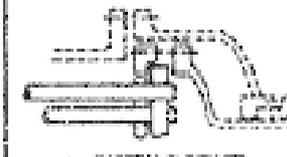
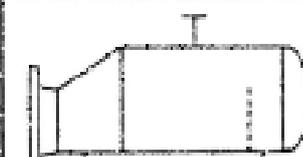
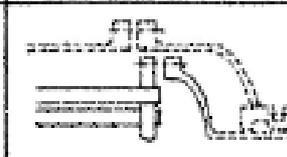
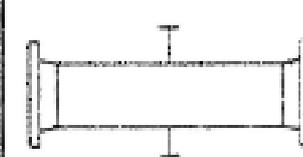
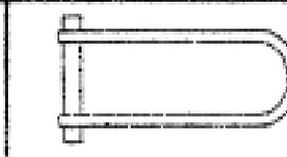
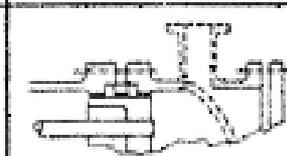
	TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
<b>A</b>	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>E</b>	 CORAZA DE UN PASO	<b>L</b>	 DE ESPEJO FIJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
<b>B</b>	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	<b>F</b>	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	<b>M</b>	 DE ESPEJO FIJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
<b>C</b>	 SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>G</b>	 DE FLUJO PARTIDO	<b>N</b>	 DE ESPEJO FIJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "C"
<b>N</b>	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>H</b>	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	<b>P</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
<b>D</b>	 CERPE ESPECIAL A ALTA PRESIÓN	<b>J</b>	 DE FLUJO DIVIDIDO	<b>S</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		<b>K</b>	 REFINICIÓN DE CALDERA	<b>T</b>	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		<b>X</b>	 FLUJO CRUZADO	<b>U</b>	 HAZ DE TUBO EN U
				<b>W</b>	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Figura 10.6: Designación tipo TEMA para intercambiadores de calor de carcasa y tubos  
Fuente: Perry et al., 2001

#### **10.1.4. Elementos del intercambiador de calor**

Los principales elementos que constituyen un intercambiador de calor de carcasa y tubos son:

##### **Carcasa**

Es un cuerpo cilíndrico que contendrá en su interior el haz de tubos a través de los cuales circula el fluido que baña el exterior de los mismos. La carcasa está provista de una tobera de entrada superior y otra de salida inferior para dicho fluido.

##### **Haz de tubos**

Es el elemento formado por los tubos de transferencia, situado en el interior de la carcasa y orientado paralelamente a ella. Es la parte más importante de un intercambiador de calor tubular. En general, los tubos constituyen el componente más costoso del intercambiador y el que se corroe con mayor facilidad. El haz se completa con placas deflectoras, cuya función además de soportar los tubos, es crear turbulencias y dirigir el fluido que circula por el exterior de los tubos.

##### **Cabezal de distribución**

Elemento similar a la carcasa, cuya función es recibir el fluido que ha de circular por el interior de los tubos, distribuirlo y recolectarlo para mandarlo fuera de él.

##### **Cabezal de retorno**

Tiene como función retornar el fluido que circula por el interior de los tubos hacia el cabezal de distribución o bien mandar el fluido fuera del cambiador cuando éste cuenta con un solo paso por el lado de los tubos.

### **10.1.5. Aspectos de diseño**

#### **A) Construcción del lado de los tubos**

##### **Número de pasos**

El número de pasos por los tubos hace referencia al número de veces que el fluido del lado de los tubos cambia de dirección al circular por el interior de ellos. La mayor parte de los intercambiadores tienen un número par de pasos del lado de los tubos.

Un intercambiador puede tener 1,2,4 u 8 pasos de tubos. De igual manera, en el lado de la carcasa puede haber un solo paso o paso múltiple.

La construcción empleada será la de un intercambiador 1-2 de flujo paralelo-contracorriente, donde el líquido de la carcasa fluye en un paso y el líquido del lado de los tubos lo hace en dos pasos. A escala industrial, el intercambiador de calor 1-1 no se suele utilizar, ya que la construcción de paso múltiple disminuye la sección transversal libre para el fluido y aumenta su velocidad, dando lugar al correspondiente aumento del coeficiente de transmisión de calor. El intercambiador de dos pasos es común porque sólo es necesario perforar uno de los extremos para permitir la entrada y salida de los tubos.

La opción idónea a priori sería usar intercambiadores con un flujo que se aproxima más a la contracorriente pura, lo cual se consigue con aparatos de pasos múltiples por el lado de la carcasa. Sin embargo, esto implica mayor complejidad constructiva y, por consiguiente, mayor costo. Así, el criterio de compromiso llevado a la práctica suele ser emplear intercambiadores 1-2 siempre que los valores de la eficacia de éstos sean superiores a 0,8 [Perry et al., 2001]. La eficacia del intercambiador de calor diseñado en el presente Proyecto es cercana a 0,95, por lo que se podrá emplear dicha configuración.

### **Material**

El acero al carbono es el material de construcción más común en los intercambiadores de calor. Concretamente para los tubos se utiliza el acero SA-53B [Megyesy E.F., 2001].

### **Diámetro, espesor y longitud de los tubos**

Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior de 1/4, 3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1, 1 ¼ y 1 ½ in. Los tubos que se emplean con mayor frecuencia en el diseño de intercambiadores de calor presentan un diámetro externo de ¾ y 1 in [Kern. Q, 1984; Perry et al., 2001]. Se ha seleccionado para los tubos del presente cambiador de calor un diámetro exterior de ¾ in.

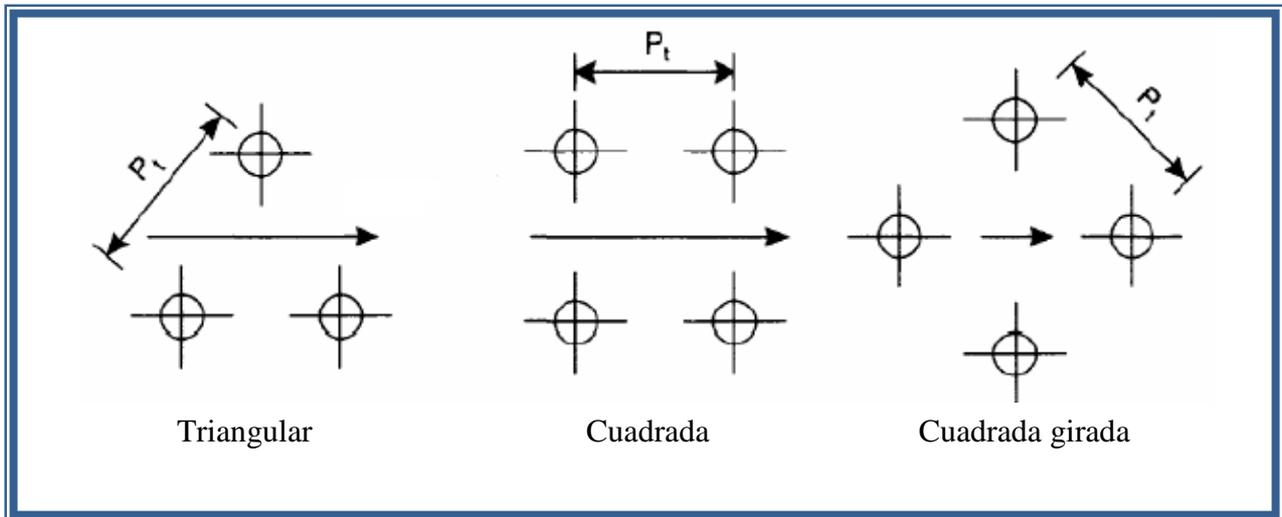
El espesor de la pared de los tubos se mide en unidades de calibre de alambre de Birmingham (BWG). Los valores estandarizados para el diámetro de ¾ in, van desde 10 hasta 20 BWG. Se calculará el espesor adecuado para soportar la presión a la que está sometido el tubo mediante las fórmulas que ofrece el Código Asme B31.3 y se tomará el espesor estándar inmediatamente superior.

Respecto a la longitud de los tubos, las dimensiones estándares son de 8, 10, 12, 16 y 20 ft. La más común es la de 20 ft, por lo que será la longitud seleccionada [Perry et al., 2001].

### **Disposición de los tubos**

La disposición de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada o triangular. Se ha escogido una disposición cuadrada puesto que presenta mayor facilidad de limpieza mecánica. En el caso de configuración triangular no se puede llevar a cabo, siendo necesario recurrir a la limpieza química.

Cabe destacar además, que el arreglo cuadrado conduce a una menor caída de presión en el lado de la carcasa.



**Figura 10.7:** Arreglo triangular y en cuadro para los tubos de intercambiadores  
**Fuente:** Perry et al., 2001

### **Pitch**

Los orificios de los tubos no pueden taladrarse muy cerca uno del otro, ya que una franja demasiado estrecha de metal entre los tubos adyacentes debilita estructuralmente el cabezal de tubos. La distancia más corta entre dos orificios adyacentes está casi estandarizada.

Las normas TEMA indican que cuando se requiere limpieza mecánica, los tubos estarán espaciados como mínimo  $1/4$  in si el diámetro de la carcasa es mayor de 12 in y, en caso de que el diámetro de la carcasa sea menor de 12 in el espacio mínimo es de  $3/16$  in.

Sin embargo, para arreglos cuadrados con tubos de diámetro exterior  $3/4$  in, el pitch más común es 1 [Kern. Q, 1984].

### **Número de tubos**

El número de tubos está estandarizado por las normas TEMA. Por lo que en primer lugar, se determinará dicho valor según las necesidades del área de intercambio de calor, considerando el diámetro exterior de los tubos, el pitch y el número de pasos.

En segundo lugar, se localizará en la tabla correspondiente el número de tubos que sea inmediatamente superior al calculado. En este caso, el intercambiador diseñado tiene 26 tubos (ver **apartado 5 del Anexo 2**).

## **B) Construcción del lado de la carcasa**

### **Número de pasos**

De igual manera que en los tubos, en el lado de la carcasa puede haber un solo paso o paso múltiple. El número de pasos más común de este tipo de intercambiadores, es de un solo paso en carcasa y de dos pasos en tubos, por lo que será la configuración seleccionada.

### **Material seleccionado**

El material seleccionado para la carcasa es el acero al carbono SA-283-C puesto que es uno de los aceros más usados para la construcción de recipientes a presión. No requieren grandes espesores y, a la vez, es uno de los aceros más económicos para esta aplicación

### **Tipo de carcasa**

Se ha seleccionado una carcasa de un solo paso, por lo que el tipo de carcasa seleccionada según la nomenclatura de las normas TEMA es de tipo E.

### Diámetro interior y espesor de la carcasa

El diámetro interior de la carcasa viene dado según el número de tubos estándar. Este diámetro se localizará en la **tabla A.2.3** presente en el **Anexo 2** teniendo en cuenta la disposición y el diámetro exterior de los tubos, el pitch, el número de pasos y de tubos. En este caso, el diámetro es de 8 in (ver **apartado 5** del **Anexo 2**).

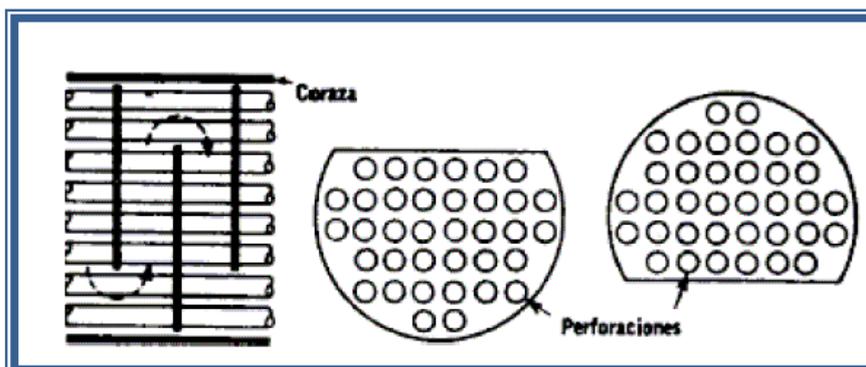
El espesor de la carcasa se determinará según las fórmulas de diseño del Código ASME (tal y como remiten las normas TEMA).

### Deflectores

Los deflectores son unas placas perforadas que están colocadas en el interior de la carcasa, perpendicular al haz de tubos. Su principal función es crear turbulencias para aumentar el coeficiente de transferencia de calor, soportar los tubos y dirigir el fluido que circula por el exterior de los mismos.

Hay varios tipos de deflectores, los más usados son los deflectores segmentados. Éstos, son hojas de metal perforadas cuya altura son generalmente un 75% del diámetro interior de la carcasa. Estos se conocen como deflectores con 25% de corte, y van a ser los empleados en el intercambiador de calor que se diseña.

El espaciamiento entre deflectores va a condicionar directamente la velocidad del flujo. Las normas TEMA fijan unos valores máximo y mínimo en función del diámetro exterior de los tubos y el diámetro interior de la carcasa, entre los que se debe encontrar el espaciamiento. Tomando un valor medio entre ambos, sale un espaciamiento de 0,8 m entre placas (ver **apartado 5** del **Anexo 2**) y, considerando la



longitud del cambiador, se tienen 8 placas deflectoras.

**Figura 10.8:** Detalle de deflector segmentado  
**Fuente:** Kern. Q, 1984

### **Código de construcción**

El diseño mecánico del reactor se regirá por las especificaciones referentes al diseño de recipientes a presión, las cuales se basarán en el Reglamento de Aparatos a Presión. Según este Reglamento, se someterá a las prescripciones, inspecciones técnicas y ensayos que determina este Reglamento los aparatos destinados a la producción, almacenamiento, transporte y utilización de los fluidos a presión. Con respecto al código de diseño, el Reglamento de Aparatos a Presión indica simplemente que el código de diseño o sistema de cálculo debe ser de reconocida solvencia técnica. Se ha decidido aplicar el Código ASME, y en particular, la Sección VIII (Recipientes a Presión) División I, en la cual se establecen los requerimientos mínimos para el diseño, fabricación e inspección de dichos recipientes. Este código tiene un prestigio reconocido en muchos países, de hecho, la mayor parte de los recipientes a presión que se emplean en la industria de proceso en Estados Unidos deben construirse y diseñarse de acuerdo con lo vigente en la Sección VIII de dicho Código.

Para todas las unidades que se diseñarán en el presente Proyecto, se seguirá el mismo código de construcción, es decir, el código ASME.

### **Cabezal de distribución**

Se ha escogido un cabezal de distribución tipo A, canal y carcasa desmontable, puesto que es el más usado.

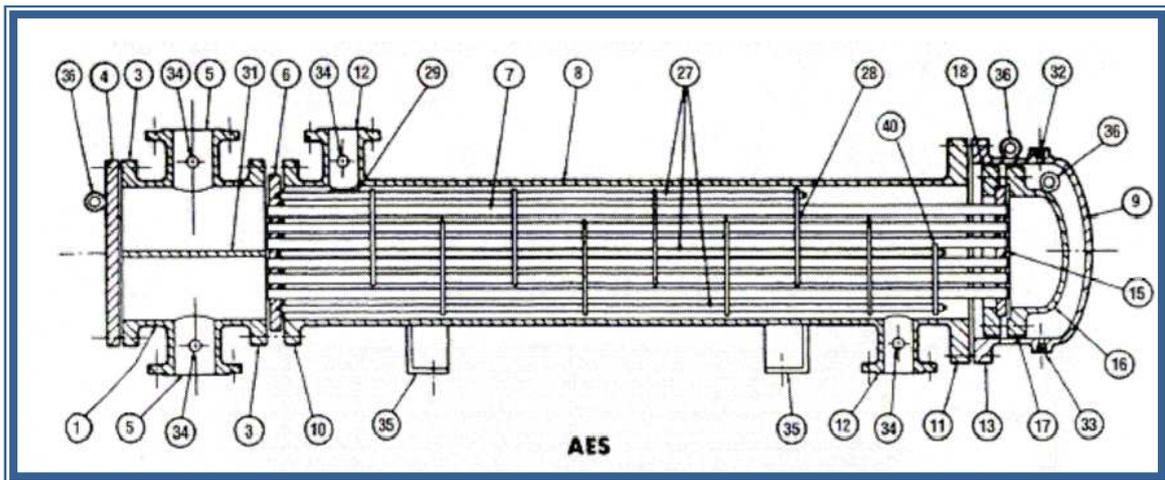
### **Cabezal de retorno**

El cabezal de retorno puede ser de tres tipos: cabezal fijo, cabezal flotante y haz de tubos en U.

Entre los tres tipos se selecciona el cabezal flotante, puesto que tiene amplia facilidad de inspección, mantenimiento y reparación.

En el cabezal fijo, la carcasa y el exterior de los tubos del haz no pueden ser limpiados por medios mecánicos ni ser inspeccionados físicamente. En el caso del haz de tubos en U, existe una gran dificultad para llevar a cabo la limpieza mecánica por el interior de los tubos.

Dentro de los cabezales flotantes, se ha seleccionado el cabezal flotante interno, ya que aunque el cabezal flotante con empaque externo se ha empleado con frecuencia en la industria química, pero tiene el inconveniente de necesitar más mantenimiento en el empaquetado y evitar las fugas, y el cabezal flotante extraíble necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio.



**Figura 10.9:** Intercambiador de calor de flotante interno, tipo AES  
**Fuente:** Perry et al, 2001

<b>1</b>	<b>Cabezal estacionario, canal del fluido de tubos</b>	<b>21</b>	<b>Cubierta del cabezal flotante, externa</b>
<b>2</b>	Cabezal estacionario, casquete	<b>22</b>	Faldón del espejo flotante
<b>3</b>	Brida de cabezal estacionario, canal o casquete	<b>23</b>	Brida del prensaestopas
<b>4</b>	Cubierta de canal	<b>24</b>	Empaque
<b>5</b>	Tobera de cabezal estacionario	<b>25</b>	Prensaestopas o empaquetadura
<b>6</b>	Espejo o haz estacionario	<b>26</b>	Anillo de cierre hidráulico
<b>7</b>	Tubos	<b>27</b>	Bielas y espaciadores
<b>8</b>	Coraza	<b>28</b>	Deflectores transversales o placas de apoyo
<b>9</b>	Cubierta de la coraza	<b>29</b>	Placa de choque
<b>10</b>	Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario	<b>30</b>	Deflector longitudinal
<b>11</b>	Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior	<b>31</b>	Separación de paso
<b>12</b>	Tobera de la coraza	<b>32</b>	Conexión de ventila
<b>13</b>	Brida de la cubierta de la coraza	<b>33</b>	Conexión de drenaje
<b>14</b>	Junta de expansión	<b>34</b>	Conexión de instrumentos
<b>15</b>	Espejo flotante	<b>35</b>	Pie de soporte
<b>16</b>	Cubierta del cabezal flotante	<b>36</b>	Anilla de sujeción
<b>17</b>	Brida del cabezal flotante	<b>37</b>	Ménsula de soporte
<b>18</b>	Dispositivo de apoyo del cabezal flotante	<b>38</b>	Vertedero
<b>19</b>	Anillo de corte dividido	<b>39</b>	Conexión del nivel del líquido
<b>20</b>	Brida de apoyo deslizante		

**Tabla 10.1:** Partes del intercambiador de calor tipo AES

**Fuente:** Perry et al., 2001

### 10.1.6. Datos de diseño del intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	Tipo AES
Posición del intercambiador	Horizontal
<b>TUBOS</b>	
Material	Acero al carbono SA-53B
Diámetro exterior [m]	0,019
Espesor [m]	0,058
Longitud [m]	6,096
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0254
Número de tubos	26
Número de pasos	2
Área de transferencia [m <sup>2</sup> ]	9,461
<b>CARCASA</b>	
Material	Acero al carbono SA-283C
Diámetro interior [m]	0,203
Espesor [m]	0,0052
Número de pasos	1
<b>DEFLECTORES TRANSVERSALES</b>	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	8
Distancia entre deflectores [m]	0,8
Diámetro [m]	0,203
<b>AISLAMIENTO</b>	
Material	Colcha de fibra de vidrio
<b>SOPORTE</b>	
Tipo	Silletas

**Tabla 10.2:** Datos de diseño del intercambiador de calor

## **10.2. DIGESTOR ANAEROBIO ACIDOGÉNICO**

En el digester anaerobio tiene lugar la reducción de materia orgánica que contienen las melazas de remolacha. La materia orgánica es digerida por la población mixta de microorganismos procedente de la EDAR, obteniéndose una corriente gaseosa (formada en mayor parte por hidrógeno, y en menor cantidad por dióxido de carbono y ácido sulfhídrico) y un efluente líquido, formado por ácidos grasos volátiles disueltos, materia orgánica sin digerir y los propios microorganismos.

### **10.2.1. Tecnologías de digestión anaerobia**

Los tipos de digestores y su tamaño dependen del objetivo principal del proceso, que puede ser la obtención de la máxima cantidad de biogás, la disminución de la carga contaminante de los efluentes a tratar, la obtención de compost, etc.

Los principales tipos de digestores son [Metcalf & Eddy, 1995]:

#### **1. Digestores discontinuos**

También llamados sistemas de “primera generación”. La característica principal de este grupo de fermentadores es, como su propio nombre indica, la carga discontinua, la cual se efectúa de una vez y se inocular con biomasa microbiana de la digestión precedente para favorecer el arranque de la fermentación.

Tras el aporte de la biomasa, se deja fermentar durante unos días (de 20 a 50 días), recogiendo el gas en un gasómetro y luego se vacía el sólido no digerido y se vuelve a llenar el digester con materia orgánica fresca.

Uno de los problemas que presenta esta tecnología, es la producción discontinua de biogás y con objeto de eliminar en lo posible este inconveniente, las instalaciones se han proyectado dividiendo la capacidad total de digestión en tres o más fermentadores, los cuales funcionan de una manera escalonada, para solapar las curvas de producción de biogás y obtener una curva integral de producción uniforme de combustible.

## 2. Digestores continuos

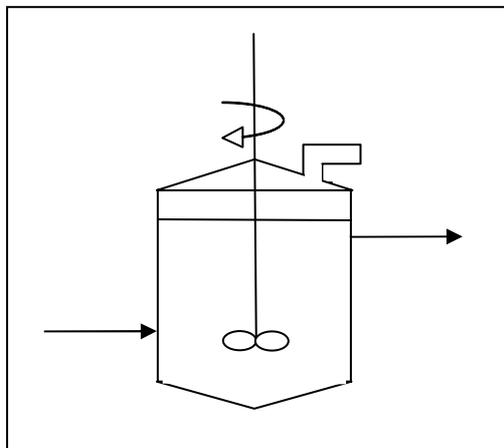
Estos nuevos tipos de digestores de “segunda generación”, presentan en común la particularidad de obtener un flujo continuo de biomasa activa en su interior.

Los procesos continuos son los más avanzados, consiguiendo excelentes rendimientos; en ellos el digestor está siempre en permanente actividad, se introduce la materia a digerir con un caudal constante o variable, extrayendo biogás y efluente sólido de modo permanente.

Las principales tecnologías de este tipo existentes en el mercado son:

### a) Mezcla completa

Constituye la tecnología más clásica para el tratamiento de todo tipo de residuos orgánicos semi-sólidos. Su característica principal es que la biomasa se elimina periódicamente a medida que lo hace el residuo orgánico digerido.



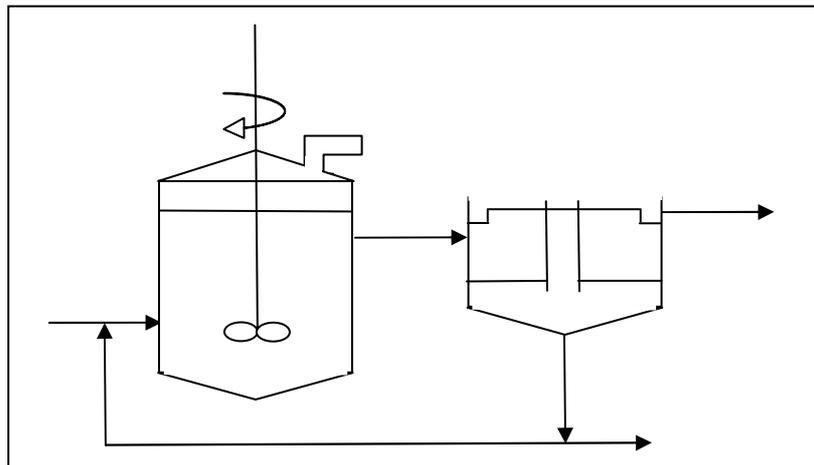
**Figura 10.10:** Digestor continuo de mezcla completa  
**Fuente:** Bigeriego. M et al, 1997

b) Flujo pistón

Se basa en el desplazamiento horizontal del sustrato a digerir a través de una sección longitudinal, del sustrato a digerir, mezclándose mínimamente en este sentido, pues las distintas secciones tienen estados de fermentación diferentes.

c) Contacto o reciclado de lodos

En estos digestores se procede a realizar una decantación de la biomasa arrastrada por el efluente, para introducirlos de nuevo en el interior del digestor, con lo que se consigue una mayor población microbiana activa, que posibilita una disminución del tiempo de retención hidráulico.



**Figura 10.11:** Digestor continuo de contacto o reciclado de lodos

**Fuente:** Bigeriego. M et al, 1997

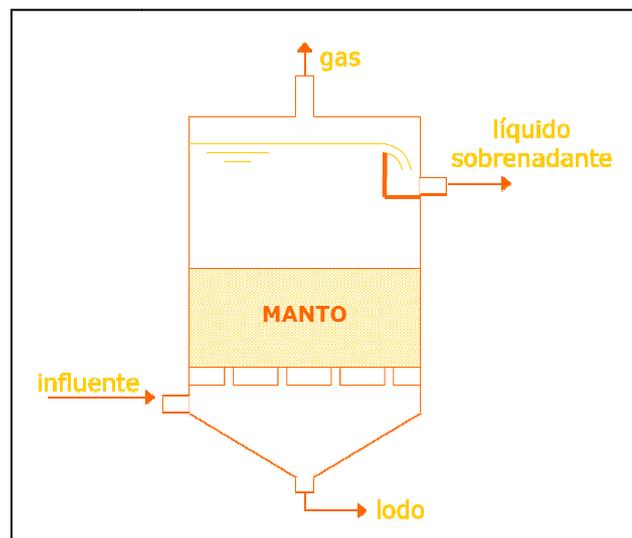
### 3. Sistemas de tercera generación

En este grupo se incluye una generación de digestores que se han desarrollado en los últimos años y que tienen como objetivo común, aumentar la concentración de la biomasa activa.

a) Filtro anaerobio

Existe un manto de material inerte que sirve como soporte para los microorganismos, los cuales van formando una capa de biomasa adherida por retención de los mismos. El flujo de líquido por los intersticios del manto genera la mezcla y el contacto influente-biomasa.

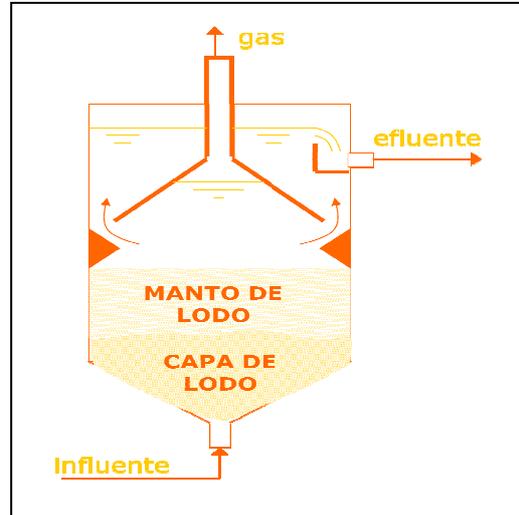
Son indicados para el tratamiento de aguas residuales con bajo contenido de sólidos en suspensión, o para sistemas de tratamiento que cuenten con unidades de retención de sólidos aguas arriba.



**Figura 10.12:** Filtro anaerobio  
**Fuente:** De Lemos. C, 1997

b) Lecho de lodos (sistema UASB)

En este sistema, el incremento de la población bacteriana dentro del digestor se basa en proporcionar a los lodos las características físico-químicas más adecuadas para favorecer la floculación y coagulación de los mismos sin necesidad de intervención de ningún tipo de soporte.



**Figura 10.13:** Sistema UASB  
**Fuente:** De Lemos. C, 1997

c) Filtro anaerobio de película fija sobre soporte móvil

Esta tecnología es una variante del filtro anaerobio en el que el material inerte está constituido por tubos corrugados de plástico que están libremente repartidos en la matriz inerte.

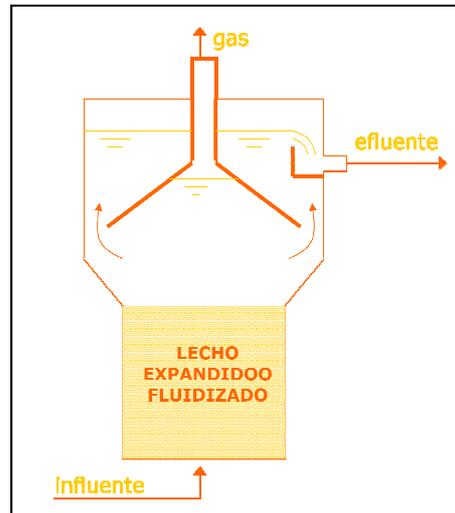
d) Lechos fluidizados o expandidos

El procedimiento que se utiliza en este sistema está enfocado a maximizar la población microbiana en el digestor, maximizando para ello la superficie de adherencia de la biomasa al soporte.

Se habla de lechos expandidos cuando la expansión del lecho es del 10-35%, mientras que cuando se recupera el 35% se habla de lecho fluidizado.

La eficacia demostrada por este tipo de reactor, es bastante superior a cualquier otro tipo hasta ahora desarrollado, con la particularidad de presentar una gran estabilidad frente a cambios, incluso bruscos, de sus parámetros de operación.

No obstante, la aplicación de esta tecnología a nivel industrial es actualmente más problemática que en el resto de los sistemas.



**Figura 10.14:** Filtro anaerobio  
**Fuente:** De Lemos C, 1997

El tipo de digester acidogénico seleccionado se trata de un reactor tipo mezcla completa, puesto que el proceso diseñado se basa en una tecnología en pleno desarrollo y únicamente se poseen datos de operación para esta configuración de reactor.

### **10.2.2. Aspectos de diseño**

#### **Forma del reactor**

Los tanques de digestión anaerobia pueden ser cilíndricos, rectangulares y ovalados. En este caso, se trata de un tanque cilíndrico. En la parte inferior, las paredes forman un cono de inclinación suficientemente pronunciada para evitar la acumulación de sustancias.

### **Modo de alimentación**

La alimentación entra en el sistema en continuo. Este tipo de alimentación presenta claras ventajas sobre la discontinua y semicontinua. La eficacia depurativa del efluente, la producción de hidrógeno y la estabilidad del proceso presentan mejores valores para el proceso en continuo [Nebot E., 1992].

### **Recirculación del efluente**

No se realiza recirculación del efluente, puesto que el producto líquido generado se impulsa a un segundo digestor, en este caso metanogénico. El caudal de gas por su parte, es conducido a una torre de absorción para eliminar el dióxido de carbono y ácido sulfhídrico presente, y así purificar la corriente de hidrógeno.

### **Material de construcción**

El acero al carbono es el metal más común, barato y versátil en la industria. Tiene una excelente ductilidad, y es soldado fácilmente [Perry et al., 2001]. El tipo de material usado para todo el reactor es acero al carbono SA-516 grado 70.

### **Carga orgánica**

La velocidad de carga orgánica se define como la cantidad de materia orgánica que se introduce por unidad de tiempo y de volumen en el digestor. Por lo general se expresa en  $\text{kg DQO}/\text{m}^3 \cdot \text{día}$

Tomar un valor elevado de carga orgánica supone un incremento de la DQO del efluente, una disminución de la eficacia depurativa y un incremento de los sólidos en suspensión en el efluente. Un valor más bajo de carga orgánica supone un incremento en el tiempo hidráulico de residencia, y por tanto, un mayor volumen de digestor y mayor coste.

En la bibliografía existe un artículo en el cual se describe un proceso de producción de hidrógeno a partir de melazas de remolacha por digestión anaerobia [Li. J et al, 2007]. El digestor es del tipo ABR, y está formado por 3 compartimentos en el que se separan las etapas de hidrólisis, acidogénesis y metanogénesis. Los compartimentos están separados por una serie de placas deflectoras, que obligan a circular el fluido a través de ellas, fomentando de este modo la agitación. Por esta razón, el comportamiento de este reactor se puede asemejar a un reactor de mezcla completa. En dicho artículo, el valor de velocidad de carga orgánica es de 18 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, por lo que se considerará dicho valor para realizar el diseño de este digestor.

### **Inoculación del digestor**

La calidad del inóculo empleado constituye un parámetro determinante para el posterior funcionamiento del proceso anaerobio, sobre todo teniendo en cuenta que la mayoría de los sustratos carecen de flora bacteriana, puesto que requieren condiciones ambientales muy estrictas.

Lo ideal es utilizar un inóculo adaptado al sustrato que se va a tratar, de forma que sea capaz de hidrolizar y degradar todos los componentes de la alimentación que se suministra y que se eviten problemas de toxicidad, pero no siempre es posible.

En general, los lodos procedentes de fangos de aguas residuales urbanas son considerados buenos inóculos [Nebot. E, 1992], es por ello que se emplearán como inóculo lodos primarios procedente de la EDAR.

Para la inoculación del reactor se va a seguir una pauta que dan a nivel industrial Young. J.C et al. [1991] para la puesta en marcha, distinguiéndose dos etapas: en la primera de ellas se adiciona una pequeña cantidad (aproximadamente un 1% del volumen del reactor) y se completa con el sustrato a tratar, en este caso las melazas de remolacha, en concentración moderada (menor de 10 g DQO/l).

Esta mezcla se mantiene por espacio de 2 ó 3 días con el fin de conseguir la adaptación al sustrato. Transcurrido este plazo se procede a una segunda inoculación, más abundante (10%) y se inicia la alimentación del digestor a baja velocidad de carga orgánica (1 kgDQO/m<sup>3</sup>·d) [Nebot.E, 1992].

### **Sistema de mezclado**

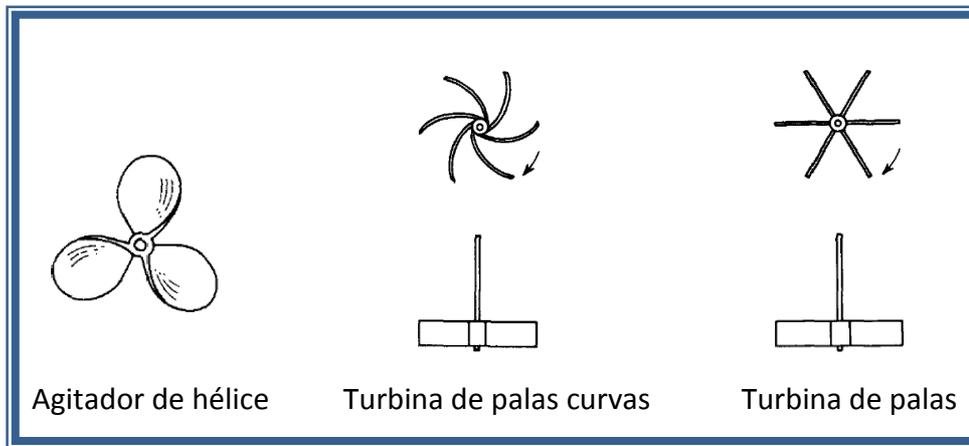
La agitación y mezcla de fluidos son operaciones básicas de transporte de cantidad de movimiento. La forma más corriente de agitar líquidos es mediante tanques o recipientes dispuestos de un eje suspendido desde la parte superior, en el cual va montado un agitador accionado por un motor.

Para conseguir un rendimiento óptimo del proceso, es necesario disponer de un adecuado sistema de agitación. Existen diferentes razones para introducir un sistema de agitación en el digestor, algunas de ellas son:

1. Se tiene en contacto de forma continua los microorganismos activos con el sustrato.
2. El alimento es suministrado uniformemente.
3. Se mantiene una homogeneidad térmica, previniendo la estratificación.
4. Consigue la rotura de la capa de espumas que se suele crear en la superficie de los digestores, o incluso evita su formación.

A la hora de realizar la operación de agitación, hay que decidir el tipo de agitador a usar y la potencia que hay que comunicar al rodete para conseguir el fin deseado.

El tipo de agitador hace referencia a las dimensiones del mismo, el número y forma de los rodetes, así como el resto de los accesorios que lleve. Los tres tipos principales de agitadores son, de hélice, de paletas y de turbina. El número de palas del agitador varía entre 4 y 16.



**Figura 10.15:** Tipos de agitadores  
**Fuente:** McCabe et al., 1991

Para líquidos muy viscosos, los impulsores más adecuados son los de hélice. En este caso, lo que se desea es empujar el líquido en dirección radial y longitudinal; por ello, se ha decidido instalar un agitador de turbina sencillo de palas rectas.

La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene tres componentes. El tipo de flujo global en el mismo depende de las variaciones de estas tres componentes de la velocidad. La primera componente de velocidad es radial y actúa en dirección perpendicular al eje del rodete. La segunda es longitudinal y actúa en dirección paralela al eje. La tercera es tangencial o rotacional, y actúa en dirección tangencial a la trayectoria circular escrita por el rodete.

Las componentes radial y tangencial son útiles, ya que dan lugar al flujo necesario para que se produzca la mezcla. El flujo tangencial sin embargo, crea una trayectoria circular alrededor del eje, produciendo un vórtice en la superficie del líquido y dando lugar a una estratificación en diferentes niveles de sustancias sin mezclar. Para evitar la formación de estos vórtices, se suelen instalar placas deflectoras, que impiden el flujo rotacional sin afectar al flujo radial y longitudinal.

El diseñador de un tanque agitado dispone de un gran e inusual número de elecciones sobre el tipo y localización del agitador, las proporciones del tanque, el número y las proporciones de los deflectores y otros factores. Cada una de estas decisiones afecta a la velocidad de circulación del líquido, los patrones de velocidad y el consumo de potencia. Como punto de partida para el diseño de los problemas ordinarios de agitación, generalmente se utiliza un agitador de turbina como el que se observa en la **figura 10.16**. Las proporciones típicas son [McCabe, 2001]:

$$\frac{D_a}{D_{tanque}} = \frac{1}{3}$$

Relación entre el diámetro del agitador y el diámetro del tanque

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

Relación entre la anchura de las palas del rodete y el diámetro del agitador

$$\frac{E}{D_{tanque}} = \frac{1}{3}$$

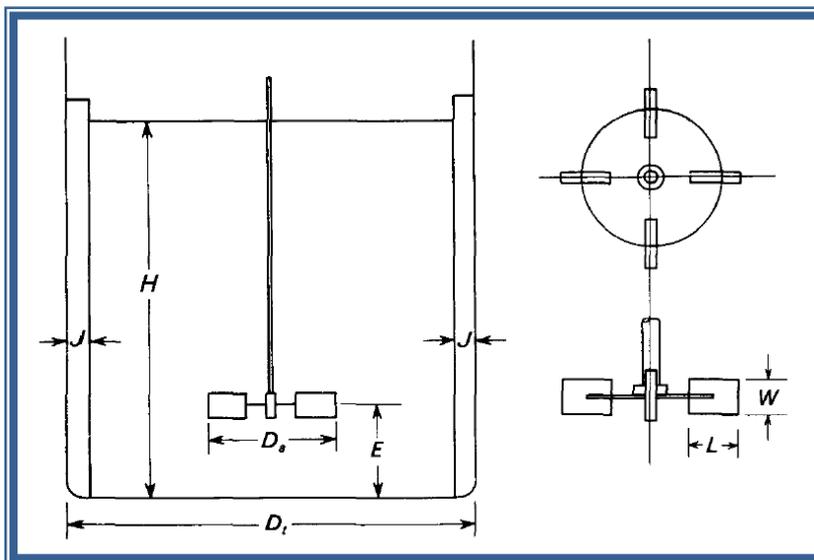
Relación entre la altura del rodete sobre el fondo del tanque y el diámetro del tanque

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Relación entre la longitud de las palas del rodete y el diámetro del agitador

$$\frac{H}{D_{tanque}} = 1$$

Relación entre la altura del líquido y el diámetro del tanque



**Figura 10.16:** Medidas de un agitador de turbina  
**Fuente:** McCabe, 1991

donde:

$D_t$ : diámetro del tanque

E: altura del rodete sobre el fondo del tanque

L: longitud de las palas del rodete

W: anchura de las palas del rodete

J: anchura de las placas deflectoras

H: altura del líquido

El número de palas del agitador suele variar entre 4 y 16, pero generalmente es de 6 u 8. En este caso, se ha considerado que el agitador posee 6 palas, ya que en la mayoría de diseños presentes en la bibliografía, predomina este número. [McCabe, 2007]

Conocido el diámetro del reactor, se pueden determinar las dimensiones del agitador. (Ver **apartado 8** del Anexo 3).

	$D_{\text{tanque}}$ (m)	$D_a$ (m)	W (m)	E (m)	L (m)
<b>Reactor</b>	7	2,333	0,467	2,333	0,583

**Tabla 10.3:** Dimensiones características del sistema de agitación

### Tipo de cubierta y solera del digestor

El digestor acidogénico estará provisto de una cúpula y solera. Ambas son del tipo toriesférica, ya que son las más utilizadas industrialmente. Dentro de las tapas toriesféricas, las de mayor aceptación industrial son las de tipo Klopper y las de tipo Korbogon. El hecho de seleccionar un tipo u otro depende de las condiciones de operación, siendo las Korbogon más adecuadas para procesos con:

- a) Presión de diseño superior a  $3 \text{ kg/cm}^2$
- b) Temperatura de diseño superior a  $350 \text{ }^\circ\text{C}$
- c) Recipientes verticales con relación altura/diámetro superior a 10

Dado que ninguna de estas es característica del digester acidogénico de este Proyecto, se selecciona una tapa toriesférica tipo Klopper tanto para la cubierta como para la solera del digester.

Es importante señalar que el fondo de la cúpula estará construido en base a una sección cilíndrica denominada pestaña o faldilla, por la cual se realizará la soldadura que unirá el fondo con la carcasa. La colocación de esta pestaña tiene por objetivo evitar que la soldadura se realice por la línea de tangencia (línea de transición de la figura bombeada del fondo a la carcasa cilíndrica), ya que dicha línea estará sometida a grandes tensiones axiales que lo convierten en el punto más débil de todo el recipiente.

#### **Distribución de la alimentación**

El sustrato deberá ser distribuido lo más uniformemente posible a través de la zona de entrada del reactor, en consecuencia, es fundamental un sistema de distribución de la alimentación.

Los sistemas de distribución pueden ser fijos o móviles. Los sistemas de distribución fijos consisten en una serie de boquillas rociadoras situadas en los vértices de un conjunto de triángulos equiláteros situados en la cúpula. Estos sistemas requieren un dispositivo más complicado de distribución y por tanto, una mayor pérdida de carga [Metcalf & Eddy, 1995].

Los sistemas de distribución móviles consisten en brazos giratorios dispuestos radialmente, con boquillas incorporadas y movidos por carga hidráulica. La velocidad es de 0,3 a 0,5 vueltas por minuto, dependiendo de la carga superficial [Hdez. Muñoz, 2001].

El distribuidor está formado por dos o más brazos montados sobre un pivote central, que giran en un plano horizontal. Los brazos son huecos y cuentan con una serie de boquillas por las cuales se distribuye el sustrato sobre la mezcla presente en el reactor. El movimiento del distribuidor puede estar gobernado por la reacción dinámica de la descarga del sustrato en su salida por las boquillas, o por un motor eléctrico. Los distribuidores móviles se fabrican con diámetros de hasta 60 metros.

Se ha seleccionado un sistema de distribución móvil, situado en la cúpula, por las ventajas que presentan frente a los fijos. La alimentación se distribuye entre 4 brazos que aportan un caudal de 0,659 m<sup>3</sup>/h cada uno de ellos (ver **Apartado 9** del **Anexo 3**).

#### **Aislante térmico del reactor**

El propósito básico de un sistema de aislamiento térmico es minimizar la cantidad de calor transferida. Los materiales o combinaciones de materiales que presentan huecos llenos de aire o de gas, o bien espacios vacíos que retardan la transmisión de calor con una eficacia razonable, pueden considerarse como aislantes térmicos. La capacidad de un material para retardar el flujo de calor viene dada por su conductividad térmica.

El material aislante seleccionado es la fibra de vidrio en formato de colcha. Este material se caracteriza por su baja conductividad térmica ( $K = 0,035 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ ) y su ligereza. Además, es fácil de cortar y manejar, tiene alta resistencia al fuego y posee un precio asequible.

Los aislantes térmicos requieren una cobertura externa para proporcionar protección contra el acceso de agua o fluidos de proceso, daño mecánico o degradación ultravioleta. El acabado seleccionado consiste en una lámina de aluminio de pequeño espesor y con una conductividad de  $0,025 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ .

Se ha optado por este tipo de acabado puesto que requiere poco mantenimiento, posee propiedades reflectivas y reduce la pérdida de calor.

### **Soporte del reactor**

El reactor va a ser soportado mediante un faldón, como se justifica en el **Apartado 10** del **Anexo 3**. El material seleccionado para su fabricación es el acerco al carbono SA-516, grado 70. La altura es de 1,5 m e irá soldado a tope al fondo inferior, de forma que el diámetro del faldón y la carcasa coincidan.

### **Código de construcción**

El diseño mecánico del reactor se regirá por las especificaciones referentes al diseño de recipientes a presión, las cuales se basarán en el Reglamento de Aparatos a Presión.

### 10.2.3. Datos de diseño del digestor acidogénico

Descripción	Reactor tipo Tanque Agitado
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	410,42
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	282,752
Altura [m]	11,096
Material de construcción	SA-516, grado 70
Tipo de mezclador	Agitador de 6 palas
[Distribución de la alimentación	Sistema de distribución móvil por carga hidráulica
Número de brazos giratorios	4
Caudal de melazas por brazo [m <sup>3</sup> /h]	0,659
Material de aislamiento	Fibra de vidrio
Espesor del aislamiento	0,06
Material de acabado	Lámina de aluminio
Soporte del reactor	Faldón
<b>CÚPULA Y SOLERA</b>	
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro [m]	7
Altura [m]	1,507
Espesor [m]	0,018
<b>ZONA CENTRAL</b>	
Forma	Cilíndrica
Diámetro [m]	7
Altura [m]	8,082
Espesor [m]	0,018

Tabla 10.4: Datos de diseño del digestor acidogénico

### **10.3. COLUMNA DE ABSORCIÓN GAS – LÍQUIDO**

#### **10.3.1. Introducción sobre la absorción gas – líquido**

La absorción de gases es una operación unitaria por la que los componentes solubles (absorbatos) de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido. Se trata de una operación de transferencia de materia controlada por la difusión de materia, siendo la segunda operación en cuanto a frecuencia en la industria química, sólo por detrás de la rectificación. [Marcilla. A, 1999]

Se pueden dividir los procesos de absorción en dos grupos: con reacción química y sin reacción química. Muchos procesos comerciales de absorción de gases implican sistemas en cuya fase líquida tienen lugar reacciones químicas. Generalmente, tales reacciones químicas aumentan la velocidad de absorción y la capacidad de la fase líquida para disolver al soluto, si se comparan con sistemas con absorción física pura.

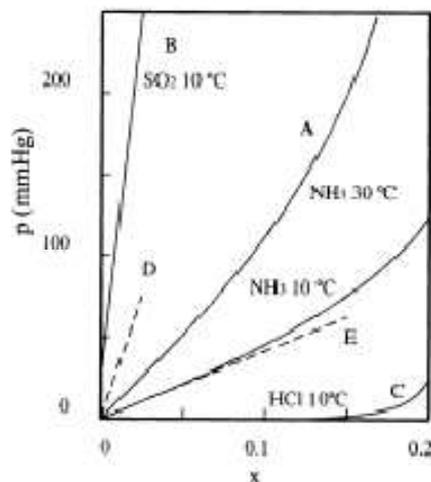
En el caso del presente Proyecto, como se detallará a continuación, se trata de una absorción con reacción química.

En relación al equipo para absorción, el principal requisito es conseguir un contacto íntimo del gas y el líquido. La forma general de los equipos consiste en una geometría cilíndrica, y se utilizan tanto torres de platos como de relleno.

Un aspecto decisivo para esta operación es la solubilidad del absorbato en el líquido en el equilibrio. La velocidad a la que un componente de una mezcla gaseosa se disuelve en un absorbente (o se desorbe de un líquido) depende de la diferencia de concentración con respecto a la de equilibrio.

La solubilidad de un gas en un líquido, a una temperatura dada, aumenta con la presión, tal y como se muestra en la **figura 10.17**, donde se representa la solubilidad de distintos gases en agua a distintas temperaturas.

La solubilidad de cualquier gas está influenciada por la temperatura de acuerdo con la ley de Van't Hoff: si la temperatura de un sistema en equilibrio se aumenta, el sistema debe evolucionar de forma que absorba calor. Normalmente, aunque no siempre, la disolución de gases es un proceso exotérmico y por tanto, la solubilidad de los gases decrece al aumentar la temperatura.



**Figura 10.17:** Relación de la solubilidad de los gases con la presión  
**Fuente:** Marcilla, A, 1999

### 10.3.2. Columnas de relleno

Las columnas de relleno para contacto gas-líquido se utilizan ampliamente en operaciones de absorción, desorción y destilación. Normalmente las columnas se rellenan con material sólido en forma de partículas orientadas al azar, pero en un número creciente de aplicaciones el relleno se dispone ordenadamente. En las columnas de relleno es característica la operación con flujo de las fases en contracorriente.

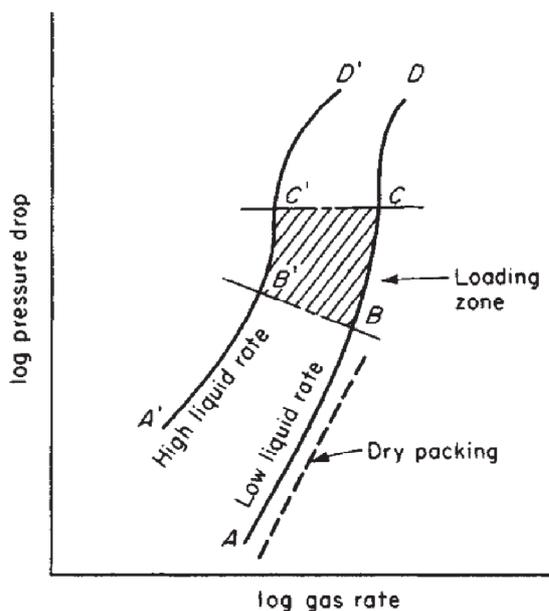
En comparación con la columna de platos, la de relleno es un dispositivo sencillo. Una columna típica consta de una virola cilíndrica que contiene una placa soporte del relleno y un dispositivo para distribución del líquido, diseñado para proporcionar una irrigación efectiva del relleno. Pueden añadirse otros dispositivos al lecho de relleno para redistribuir el líquido que, por formación de canales junto a la pared de la columna o por otras causas, puede perder la buena distribución a medida que desciende por el lecho.

En una misma virola pueden integrarse varios lechos, cada uno con un distribuidor y una placa soporte, formando una única columna. [Marcilla. A, 1999]

El aspecto clave en el diseño de una columna de relleno es la elección del material del relleno, que debe proporcionar un contacto eficaz entre las fases sin producir excesiva pérdida de carga. Se dispone de numerosos rellenos comerciales, cada uno de los cuales presenta ventajas específicas en coste, desarrollo superficial, regeneración e interfase, pérdida de carga, peso y resistencia a la corrosión. Los lechos de relleno pueden dividirse en dos categorías: aquéllos que contienen elementos de relleno dispuestos en la columna de forma aleatoria y aquéllos que contienen elementos cuidadosamente instalados y diseñados específicamente para ajustar a las dimensiones de la columna. Los primeros se denominan rellenos aleatorios. Los segundos se denominan ordenados o estructurados.

### 10.3.3. Hidráulica de las columnas de relleno

Cuando el caudal de líquido es muy bajo, el área abierta eficaz de la sección transversal del lecho no difiere apreciablemente de la que presenta el lecho seco y la pérdida de carga se debe al flujo a través de una serie de diferentes aberturas en el lecho. Por ello, la pérdida de carga resultará aproximadamente proporcional al



cuadrado de la velocidad del gas.

Para caudales mayores, la presencia del líquido hace disminuir el área abierta eficaz y una parte de la energía de la corriente de gas se utiliza para soportar una cantidad creciente de líquido en la columna (región A'B' de la **figura 10.18**).

**Figura 10.18:** Pérdidas de carga características en columnas de relleno

**Fuente:** Perry et al, 2001

Cualquiera que sea el caudal de líquido, existe una zona en la que la pérdida de carga es proporcional a la velocidad del gas elevada a una potencia distinta de 2 y que se denomina zona de carga.

El aumento en la pérdida de carga se debe a la rápida acumulación de líquido en el volumen vacío del relleno.

A medida que aumenta la retención de líquido, pueden ocurrir uno de los dos cambios siguientes. Si el relleno consta esencialmente de superficies extendidas, el diámetro efectivo de orificio se hace tan pequeño que la superficie del líquido se hace continua a través de la sección transversal de la columna, generalmente en la parte alta del relleno. El ascenso en la columna de una fase continua formada por el líquido conlleva la inestabilidad de la columna. Con sólo un ligero cambio en el caudal de gas aparece un gran cambio en la pérdida de carga (condición C o C'). El fenómeno se denomina inundación o anegamiento.

Si la superficie del relleno es de naturaleza discontinua, tiene lugar una inversión de fase y el gas burbujea a través del líquido. La columna no es inestable y puede volver a la operación con fase gaseosa continua mediante la simple reducción del caudal de gas. Como en la situación de anegamiento, la pérdida de carga aumenta rápidamente a medida que la inversión de fase progresa. [Perry et al, 2001]

#### **10.3.4. Tipos de torres de absorción: diferencias entre platos y relleno**

Para seleccionar adecuadamente el tipo de columna que se ajusta más a las necesidades del proceso, es necesario conocer las ventajas e inconvenientes de cada uno de dichos tipos, aspectos que se muestran en la siguiente tabla:

PLATOS	RELLENO
<ul style="list-style-type: none"> <li>a. Admite un amplio rango de caudales</li> <li>b. Mayor certeza del término Eficacia de plato</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>a. No está indicada para operar con caudales bajos</li> <li>b. Poca fiabilidad del término AEPT (Altura Equivalente de Plato Teórico)</li> <li>c. Más adecuado para columnas de pequeño diámetro</li> <li>d. Idóneo para servicios corrosivos</li> <li>e. Se aprecia menos el arrastre de líquido</li> <li>f. Más apropiado para operaciones con sistemas propensos a la formación de espumas</li> <li>g. Menores caídas de presión</li> <li>h. Más conveniente para trabajar a vacío</li> <li>i. EL relleno debe emplearse para columnas con diámetros menores de 0,6 m, cuando los platos resultan demasiado caros y complicados para instalar</li> </ul>

**Tabla 10.5:** Ventajas e inconvenientes de columnas de relleno frente a platos  
**Fuente:** Marcilla. A, 1999

Después de este análisis de ventajas e inconvenientes del relleno frente a los platos, se opta por la torre de relleno, ya que el sistema con el que operará la unidad del presente Proyecto es corrosivo y propenso a la formación de espumas, y además así se minimizan las pérdidas de carga.

### **10.3.5. Aspectos de diseño**

#### **Elección del disolvente. Criterios**

Los disolventes más utilizados en la industria petroquímica a la hora de eliminar los gases ácidos ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) del gas natural son las alcalonaminas, ya que tienen un carácter más selectivo en cuanto a dichos gases ácidos. [Córdova. V, 2003]

El dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y el ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) reciben el nombre de gases ácidos porque, en disoluciones acuosas, se disocian para dar lugar a ácidos débiles. A su vez, las alcalonaminas son bases débiles, de modo que, al entrar en contacto con la corriente rica en  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , se produce una reacción ácido – base, generándose una sal.

Dado que existe una gran variedad de alcalonaminas en el mercado, se expondrán las características de cada una de ellas y se hará una valoración que permita elegir la más adecuada para este proceso concreto.

La monoetanolamina (MEA) es la más sencilla de las etanolaminas, y se obtiene a partir de la reacción de amoníaco con óxido de etileno. Si se hace reaccionar la MEA con óxido de etileno se obtiene la dietanolamina (DEA). Por último, cabe mencionar a la metildietanolamina (MDEA), una amina terciaria.

Hasta ahora, el disolvente más utilizado para este tipo de aplicaciones era la MEA, sin embargo, su uso ha ido decayendo en los últimos años.

Se presentan a continuación algunas propiedades relacionadas con la absorción química y su operatividad con los distintos disolventes mencionados:

- *Entalpía de reacción*

AMINA	ENTALPÍA DE REACCIÓN (kJ/kg)	
	H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>
MEA	1551,9	1907,3
DEA	1146,7	1511,9
DMEA	1046,7	1342,1

**Tabla 10.6:** Entalpía de reacción de MEA, DEA y MDEA con los gases ácidos  
**Fuente:** Página web del distribuidor de aminas y plastificantes AMINES & PLASTICIZERS LIMITED

- *Selectividad y Capacidad*

AMINA	SELECTIVIDAD	CAPACIDAD	
		Mol de H <sub>2</sub> S / Mol de amina	Mol de CO <sub>2</sub> / Mol de amina
MEA	0,89	0,07	0,50
DEA	2,27	0,09	0,32
DMEA	3,85	0,10	0,12

**Tabla 10.7:** Selectividad y capacidad de MEA, DEA y MDEA con los gases ácidos  
**Fuente:** Página web del distribuidor de aminas y plastificantes AMINES & PLASTICIZERS LIMITED

- Corrosividad

DISOLVENTE	ÍNDICE DE CORROSIÓN (MPY)
MEA al 30% en peso	32
MEA al 15% en peso	13
DEA al 50% en peso	25
DEA al 20% en peso	8
MDEA al 50% en peso	3

**Tabla 10.8:** Índice de corrosión (MPY) de MEA, DEA y MDEA

**Fuente:** Página web del distribuidor de aminas y plastificantes AMINES & PLASTICIZERS LIMITED

A continuación, se enumeran las ventajas e inconvenientes generales que presentan cada una de estas aminas en sus usos como disolventes en absorbedores:

	MEA	DEA	MDEA
<b>Ventajas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bajo coste</li> <li>- Estabilidad térmica</li> <li>- Elevada reactividad</li> <li>- Rápida absorción</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bajo coste</li> <li>- Baja presión de vapor</li> <li>- No corrosiva</li> <li>- Elevada reactividad</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Estabilidad química y térmica</li> <li>- Baja energía de regeneración</li> <li>- Mayor capacidad de carga</li> </ul>
<b>Inconvenientes</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Elevada presión de vapor (pérdidas de disolvente)</li> <li>- Muy corrosiva</li> <li>- Altos requerimientos energéticos para la reacción</li> <li>- Escasa selectividad en mezclas</li> <li>- Generación de productos indeseables</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menor reactividad que la MEA</li> <li>- No recuperable mediante técnicas convencionales</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baja velocidad de absorción → requiere de la adición de un activador</li> </ul>

**Tabla 10.9:** Ventajas e inconvenientes de MEA, DEA y MDEA  
**Fuente:** Estrada. J. N, 2004

Tras la revisión de las propiedades, ventajas y desventajas de cada uno de los disolventes mencionados, se procederá a la elección de aquél que más se ajuste a las necesidades que plantea el proceso.

Los criterios a valorar son:

1) Capacidad de absorción del gas ácido. La MEA es la que tiene mayor capacidad de absorción en base al peso por volumen unitario, lo cual se traduce en que será necesaria una menor cantidad de MEA en circulación en comparación con la DEA.

2) Facilidad de recuperación. La MDEA es la que presenta menos inconvenientes a la hora de su recuperación, seguido por la MEA y, por último, por la DEA.

3) Volatilidad. Es preferible un disolvente poco volátil ya que de lo contrario, al ser la reacción con los gases ácidos muy exotérmica, podrían producirse grandes pérdidas de disolvente. En este caso la mejor elección es la DEA.

4) Corrosividad. Debe ser tal que no implique materiales de construcción especiales o muy caros.

5) Coste. El coste debe ser bajo, de forma que se puedan aceptar las posibles pérdidas del mismo. Debe tratarse de disolventes comerciales de fácil disponibilidad.

Además de éstos, existen otros criterios, no relacionados sólo con el disolvente que han de considerarse, como por ejemplo la solubilidad del gas. La solubilidad del gas debe ser elevada, lo que se traduce en aumentos de la velocidad de absorción y disminución de la cantidad de disolvente.

En base a todo lo expuesto puede decirse que la DEA es el disolvente más adecuado, ya que reúne tres características fundamentales:

- Alta reactividad
- Escasa corrosividad
- Bajo coste

## **Principales problemas que presenta la unidad**

### **1. Formación de espumas**

El flujo turbulento del líquido dentro del proceso genera la formación de espuma. Esta espuma impide el contacto íntimo entre la amina y el gas, obteniéndose bajas producciones de gas con altos costes de producción y mantenimiento.

Las aminas, ya sean primarias, secundarias o terciarias (MEA, DEA y MDEA, respectivamente) no tienen una tendencia natural a espumar, sin embargo, los sistemas de eliminación de gases ácidos tienden a ensuciarse. [Estrada. J. N, 2004]

**Problema 1.** Presencia de espumas en las etapas de equilibrio. La espuma tiende a modificar el coeficiente de transferencia de materia entre la fase gas y la fase líquida. Para solventar este inconveniente se puede recurrir al uso de antiespumante, con el inconveniente de que termina obstruyendo los sistemas de filtración a largo plazo.

**Problema 2.** Microespumas en las etapas de equilibrio. Usualmente la presencia de espuma en el absorbedor puede detectarse fácilmente cuando la caída de presión se dispara. Sin embargo, la microespuma es un sistema continuo y muy pequeño, que no genera cambios de presión a lo largo de la columna. Tan sólo afecta a los mecanismos de reacción, sobre todo en aquellas etapas que tienen lugar en la fase gas.

Para conseguir minimizar el problema de la generación de espumas, existen dos alternativas:

- a) Buscar soluciones en base a la naturaleza superficial de este fenómeno, en lugar de recurrir a la adición de sustancias externas como los antiespumantes.
- b) Disminuir el caudal del líquido para no favorecer el flujo turbulento.

Dadas las características del proceso en cuestión, la opción más favorable consiste en disminuir el caudal del líquido, por su bajo coste y su sencillez en comparación con la otra opción propuesta.

## **2. Exotermia del proceso**

La reacción de la DEA con los gases ácidos es altamente exotérmica, lo cual se traduce en elevados desprendimientos energéticos que tienden a elevar la temperatura en el interior de la columna de absorción. [Vatavuk. M, 1995]

Principalmente, los problemas que esto podría ocasionar se resumen en tres:

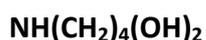
- 1) Pérdidas de disolvente por vaporización parcial del mismo
- 2) Disminución drástica de la solubilidad de los gases a separar ya que, según la ley de Henry, la solubilidad de un gas en un líquido aumenta con la presión y disminuye con la temperatura.
- 3) Posibles fallos en el funcionamiento mecánico la unidad debido a la vulnerabilidad de los materiales a tan alta temperatura

La solución que suele dársele a este problema a escala industrial es la disposición de diversos serpentines a lo largo de la columna, por los que circule un fluido refrigerante que ayude a mantener los perfiles de temperatura dentro de un rango de trabajo óptimo controlado. [Vatavuk. William. M, 1995]

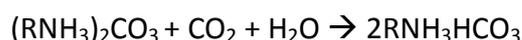
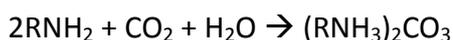
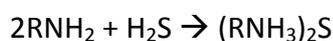
El diseño de los serpentines no constituye objeto del presente Proyecto.

### **Proceso Girbotol. Cinética de la absorción de los gases amargos**

El proceso Girbotol, también conocido como un proceso de alcanolaminas, se desarrolla como absorbente de gases ácidos: las dos aminas más importantes de los procesos comerciales para la purificación de gas son la monoetanolamina (MEA) y la dietanolamina (DEA). En el caso del presente Proyecto, como ya se ha indicado anteriormente, se ha seleccionado la DEA como el absorbente para este proceso. La fórmula molecular de esta amina cuenta con dos grupos hidroxilo y un grupo amina; los grupos hidroxilo reducen la presión de vapor e incrementan la solubilidad en el agua, mientras que el grupo amina puede aportar la alcalinidad necesaria a las soluciones acuosas para causar la absorción de gases ácidos.



A continuación se muestran los mecanismos de reacción típicos de las soluciones de DEA con los gases amargos: [Estrada. J.N, 2004]

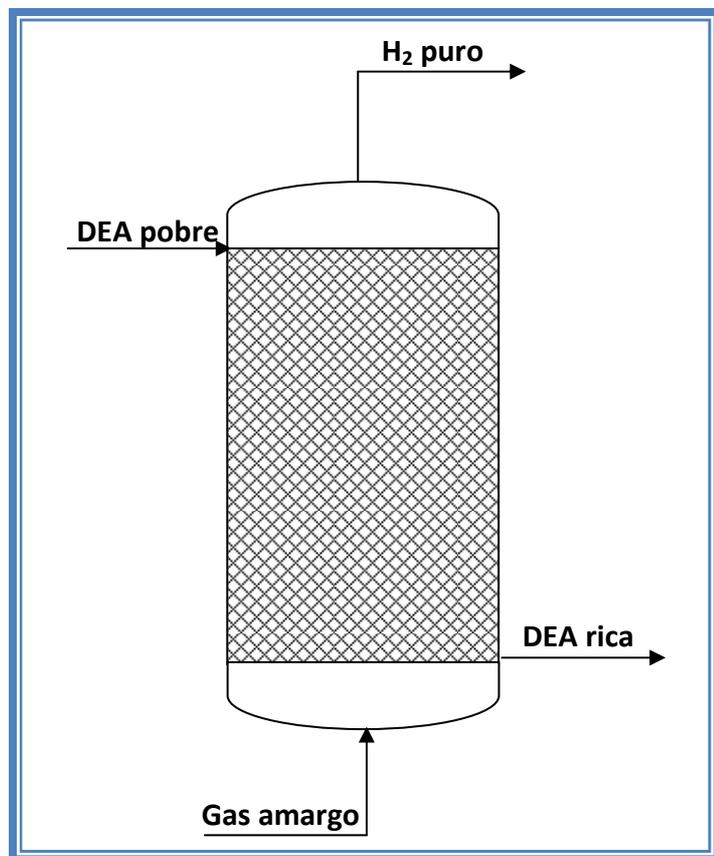


### **Descripción de la columna de absorción para purificación del hidrógeno**

La columna de absorción seleccionada consiste en una torre de relleno en la que tiene lugar la purificación del hidrógeno generado en el digestor acidogénico. Se ha seleccionado una columna empacada porque las necesidades de pureza del hidrógeno son bastante exigentes, teniendo en cuenta que está destinado para su uso como combustible.

En este sentido las torres de relleno, al tener un mayor área superficial, permiten un contacto más íntimo y prolongado entre la corriente amarga y el disolvente, lo cual conduce a mejores resultados en lo que a eficacia de separación se refiere. [Marcilla, A, 1999]. Además de estas razones, también se han tenido en cuenta los factores de diseño mencionados en el **apartado 10.3.4** del presente Proyecto.

En el interior de la columna se ponen en contacto continuo a contracorriente la corriente gaseosa “amarga” (compuesta principalmente por hidrógeno, además de dióxido de carbono y ácido sulfhídrico) y un disolvente líquido (disolución al 20% de Dietanolamina, DEA, pobre) para que tenga lugar la absorción de los gases amargos. Dicha columna, como se muestra en la **figura 10.19**, consiste en una torre de geometría cilíndrica que tiene una entrada para el gas en el



**Figura 10.19:** Esquema de la torre de absorción

fondo, una entrada para la corriente de DEA pobre en la parte superior, una salida para el hidrógeno purificado en la parte superior y una salida para la DEA rica en el fondo. El relleno de la torre es una masa soportada de cuerpos sólidos inertes.

El gas amargo entra en el espacio de distribución situado bajo la sección empacada y va ascendiendo a través de los huecos del relleno. De este modo se pone en contacto con la corriente de DEA pobre que, a su vez, va descendiendo por los mismos intersticios. Así, los gases amargos, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico, son absorbidos por la DEA, que se va enriqueciendo hasta abandonar la columna por su parte inferior. El relleno asegura una extensa superficie de contacto íntimo entre las fases líquida y gaseosa.

Según se recorre la columna desde su parte superior hasta la inferior, ésta consta en el punto más alto de una conducción a través de la cual sale el hidrógeno purificado hacia el gasómetro 1, en el que se almacena para su posterior puesta en venta. Más abajo se encuentra una conducción lateral por la que entra la alimentación líquida, DEA pobre, procedente de otra columna regeneradora, cuyo diseño no es objeto del presente Proyecto. Por debajo, se sitúa un plato de soporte o limitador del lecho, cuya función principal es evitar que el relleno suba por la columna hasta la zona descrita anteriormente, la zona de distribución de líquido. Inmediatamente por debajo de este primer plato se encuentra el lecho de relleno, de una altura de 0,964 m. Justo debajo del lecho se sitúa un plato de soporte del lecho. Ya por último se tiene la zona inferior, que se puede denominar de distribución del gas, ya que en ella se encuentra la alimentación de la corriente gaseosa procedente del digestor acidogénico.

Finalmente, en la zona más baja de la torre se halla la conducción por la que sale la disolución de DEA enriquecida hacia la columna regeneradora.

A efectos de diseño se considerará una eficacia de separación del 99% para el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico.

### **Características de la columna de absorción**

#### **a. Tipo de flujo**

Tal y como se ha detallado anteriormente, los caudales de gas y líquido circulan en contracorriente, para favorecer el proceso de absorción ya que así se aumenta la fuerza impulsora de la operación, consistente en la diferencia de concentraciones de soluto en el disolvente y la concentración en el equilibrio.

El gas circula en sentido ascendente mientras que la DEA lo hace en sentido descendente.

#### **b. Modo de alimentación**

La columna se alimenta de manera continua. Los procesos en continuo presentan claras ventajas sobre los procesos discontinuos o semicontinuos. Algunas de estas ventajas son:

- Mayor eficacia de separación.
- Se evitan las paradas y tiempos muertos, lo cual se traduce en menores costes de operación.
- El control del proceso es más sencillo.
- Mayor estabilidad
- Etc
- 

#### **c. Regeneración del disolvente**

La DEA enriquecida de dióxido de carbono y ácido sulfhídrico se conduce a una columna regeneradora, cuyo diseño no entra en el alcance del presente Proyecto, para minimizar su consumo y ahorrar costes.

### **Selección del relleno**

Existe una extensa variedad de rellenos comerciales y de muchos materiales diferentes, aunque principalmente se pueden clasificar en tres grandes categorías:

#### *a. Relleno al azar*

Consiste en un conjunto de piezas discretas de una determinada forma geométrica que se disponen al azar en el interior de la carcasa. Son los más comunes en el mercado.

#### *b. Relleno estructurado*

Está formado por capas de tejido metálico arrugado o láminas acanaladas. Varias secciones de este relleno se disponen apiladas en la columna. Su uso es menos común, aunque en los últimos años ha experimentado un aumento significativo.

#### *c. Rejillas*

Es un relleno que también está apilado pero en este caso va formando cuadrículas abiertas. Su aplicación se limita a operaciones de transmisión de calor y a servicios de limpieza, que requieren una elevada resistencia al ensuciamiento.

En la **tabla 10.10** se muestran las ventajas e inconvenientes de cada uno de estos tres tipos de relleno. Es necesario hacer hincapié en que cada uno de ellos sigue siendo más adecuado para este tipo de operación que los platos.

Teniendo en cuenta los aspectos mostrados en la tabla, se considera que el tipo de relleno al azar es el más idóneo para este sistema debido a sus características frente a las espumas y los fluidos corrosivos.

Dentro del relleno al azar, es necesario hacer una nueva elección fundamentada en la forma, tamaño y aplicación para la que se requiere.

La **tabla 10.11** muestra las características más significativas de los principales tipos de relleno al azar.

En primer lugar, considerando las características del sistema a tratar y del servicio a realizar, se opta por los anillos Pall, las monturas Intalox y los anillos Raschig como posibles a ser seleccionados. De entre ellos se eligen los anillos Raschig, ya que, aunque tienen un área superficial un tanto menor, resultan bastante más económicos.

Con respecto al material del relleno, se selecciona la cerámica puesto que la reacción entre la DEA y los gases amargos es muy exotérmica. Además, si el relleno fuese metálico se aumentan las probabilidades de que exista un ataque corrosivo por parte del sistema a tratar.

En cuanto al tamaño, los anillos Raschig se fabrican en tamaños de 6, 13, 25, 50 y 75 mm. Se opta por un tamaño intermedio de 25 mm para conseguir un mejor resultado en cuanto a la capacidad y caída de presión a pesar de obtener menor eficiencia.

Las características del relleno se muestran más detalladamente en la **tabla A.6.2** del Anexo 6, presente en los Anexos de la Memoria.

<b>AL AZAR</b>	<b><u>Ventajas</u></b>
	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Caída de presión moderada</li> <li>2. Escaso arrastre</li> <li>3. Puede fabricarse con materiales resistentes a la corrosión</li> <li>4. Relación precio/volumen moderada</li> <li>5. Adecuado para servicios con espumas</li> <li>6. Fácil de instalar y desmontar</li> </ol>
	<b><u>Inconvenientes</u></b>
	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Baja eficiencia</li> <li>2. En algunos casos presenta mezclado axial</li> </ol>
<b>ESTRUCTURADO</b>	<b><u>Ventajas</u></b>
	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Baja caída de presión</li> <li>2. Elevada capacidad de vapor</li> <li>3. Elevada eficiencia</li> <li>4. Poco arrastre</li> <li>5. Adecuado para servicios con espumas</li> <li>6. Instalación rápida</li> </ol>
	<b><u>Inconvenientes</u></b>
	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Sensible a la corrosión</li> <li>2. Elevada relación precio/volumen</li> <li>3. Baja resistencia mecánica</li> <li>4. Pobre ante cargas grandes de líquido</li> <li>5. Elevada mezcla axial en algunos casos</li> <li>6. Inhabilitado para la inspección</li> <li>7. Desmontaje complicado</li> </ol>
<b>REJILLA</b>	<b><u>Ventajas</u></b>
	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Baja caída de presión</li> <li>2. Gran resistencia al ensuciamiento</li> <li>3. Elevada capacidad para el líquido y el vapor</li> </ol>
	<b><u>Inconvenientes</u></b>
	Muy baja eficiencia

**Tabla 10.10:** Ventajas e inconvenientes de los diferentes tipos de relleno

**Fuente:** Marcilla. A, 1999

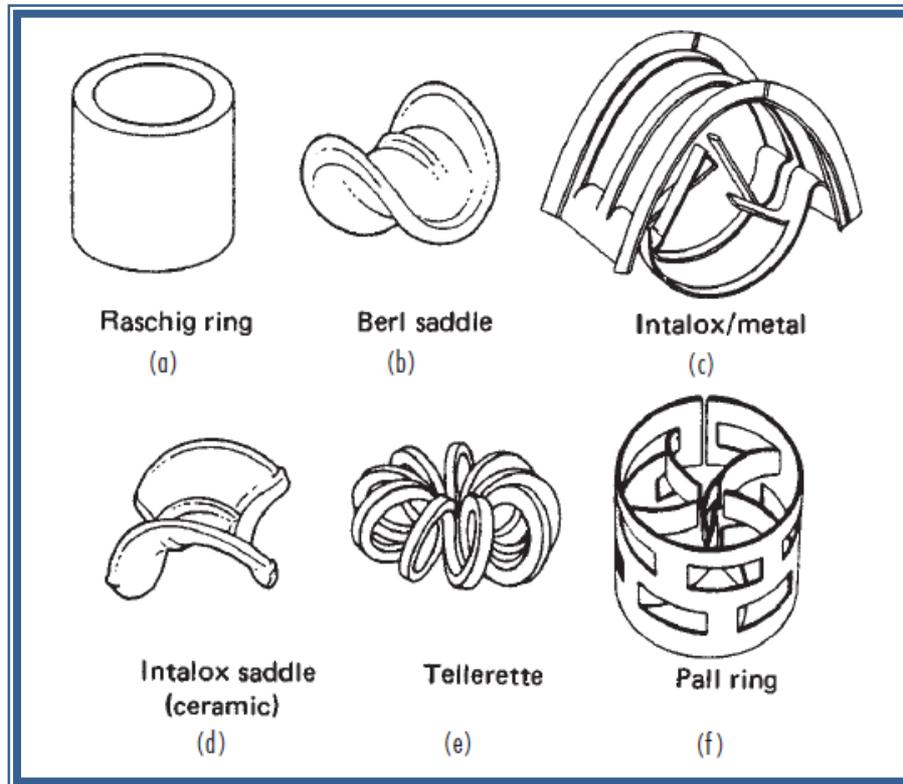
Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Name	Material	Nominal size		Wall thickness, mm	Bed weight, kg/m <sup>3</sup>	Area, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	% voids	Packing factor F <sub>p</sub> , m <sup>-1</sup>	Dry packing factor F <sub>pd</sub> , m <sup>-1</sup>	Vendor
		mm	Number							
Raschig rings	C	6	—	1.6	960	710	62	—	5250	Various
		13	—	2.4	880	370	64	1900	1705	
		25	—	3.2	670	190	74	587	492	
		50	—	6.4	660	92	74	213	230	
		75	—	9.5	590	62	75	121	—	
Raschig rings	M	19	—	1.6	1500	245	80	984	—	Various
		25	—	1.6	1140	185	86	472	492	
		50	—	1.6	590	95	92	187	223	
		75	—	1.6	400	66	95	105	—	
Pall rings	M	16	—	0.40	—	—	92	256	262	Norton, Koch, Glitsch
		25	—	0.51	480	205	94	183	174	
		38	—	0.64	415	130	95	131	91	
		50	—	0.81	385	115	96	89	79	
Cascade mini rings (CMR)	M	—	1	—	389	250	96	131	102	Glitsch
		—	1.5	—	234	144	97	95	—	
		—	2.5	—	195	123	98	72	79	
		—	3	—	58	103	98	46	43	
		—	1A	—	71	185	94	98	92	
Berl saddles	C	—	3A	—	40	74	96	39	33	Koch
		6	—	—	900	900	60	—	2950	
		13	—	—	865	465	62	790	900	
		25	—	—	720	250	68	360	308	
Intalox saddles	C	—	—	—	640	150	71	215	154	Norton
		6	—	—	864	984	65	302	2720	
		13	—	—	736	623	71	—	613	
		25	—	—	672	256	73	302	208	
Fleximax	M	—	—	—	608	118	76	131	121	Koch
		—	300	—	576	92	79	72	66	
		—	400	—	—	—	—	—	—	
		—	—	—	—	141	98	85	—	
Metal Intalox (IMTP)	M	—	—	—	—	85	98	56	—	Norton
		25	—	—	352	230	97	134	141	
		40	—	—	237	154	97	79	85	
		50	—	—	150	98	98	59	56	
Nutter rings	M	—	—	—	130	56	98	39	—	Nutter
		—	1	0.30	178	168	98	98	89	
		—	2	0.45	173	96	98	59	56	
		—	2.5	0.45	145	83	66	52	49	
Pall rings	P	—	—	—	133	66	98	43	56	Norton
		25	—	—	80	206	90	180	180	
		50	—	—	61	102	92	85	82	
		90	—	—	53	85	92	56	39	
Intalox saddles	C	—	—	—	—	—	—	—	—	Norton
		25	—	—	—	—	—	351	—	
		38	—	—	—	—	—	180	—	
		50	—	—	—	—	—	141	—	
Intalox saddles	P	—	1	—	96	207	90	131	131	Norton
		—	2	—	56	108	93	92	83	
Snowflake	P	—	—	—	45	92	95	43	—	Norton
Nor-Pac	P	—	—	—	72	180	92	82	—	NSW
		25	1	—	61	144	93	56	—	
		38	1.5	—	53	102	94	39	—	
Tri-Pack	P	—	—	—	72	180	92	82	—	Jaeger
		25	1	—	53	102	94	39	—	
		50	2	—	—	—	—	—	—	
VSP	M	—	—	—	352	206	98	105	—	Jaeger
		25	1	—	296	112	96	69	—	
Tellerettes	P	—	—	—	112	180	87	—	—	Cellcote
		25	1	—	59	125	93	—	—	

NOTES: M = metal, carbon steel. Other metals available.  
P = plastic, polypropylene. Other plastics available.

Tabla 10.11: Principales características de los rellenos más comunes

Fuente: Perry et al., 2001



**Figura 10.20:** Algunos rellenos comunes  
**Fuente:** Perry et al., 2001

### **10.3.6. Diseño de la torre de absorción**

#### **Cálculo del diámetro de la columna**

El cálculo de la sección de la columna, y por tanto del diámetro de la misma se determina para el punto de inundación [Perry et al., 2001]. Puesto que esta inundación o inversión de fase representa normalmente, la condición de máxima capacidad para una columna de relleno, es deseable poder predecir su valor al momento de efectuar un nuevo diseño.

Para hallar el diámetro de la torre se recurre a la Correlación de Eckert – Leva modificada por Strigle, un método gráfico que permite conocer el área transversal de la torre y, por tanto, su diámetro.

La correlación generalizada de condiciones de inundación frente a pérdida de carga, de Eckert [1970], fue modificada y simplificada por Strigle [1994] y se muestra en la **figura A.12.2**, presente en el Anexo 12. Incluye curvas con la pérdida de carga como parámetro, tal como fueron introducidas por Leva [1954], y se denomina frecuentemente “correlación generalizada para pérdida de carga” (CGPC).

#### **Cálculo de la altura de la columna**

Para llevar a cabo el cálculo de la altura de la torre, se considera un elemento diferencial de volumen de la misma, a la que se aplica un balance de materia.

Se considera la columna de relleno de la figura [McCabe et al., 2007]. La sección transversal es  $S$ , y el volumen diferencial en la altura  $dZ$  es  $SdZ$ . Si se considera que el cambio en la velocidad del flujo molar  $V$  es despreciable, la cantidad absorbida en la sección  $dZ$  es  $-Vdy$ , que es igual a la velocidad de absorción multiplicada por el volumen diferencial:

$$-Vdy = K_y a (y - y^*) S dZ$$

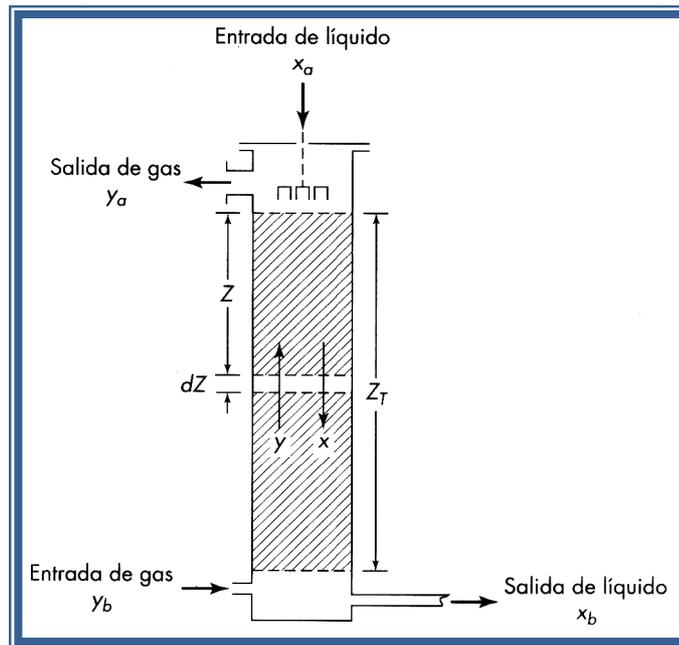


Figura 10.21: Diagrama de una columna de absorción de relleno  
Fuente: McCabe et al., 2007

Esta ecuación se reordena para su integración, agrupando los factores constantes  $V$ ,  $S$  y  $K_y a$  con  $dZ$  e invirtiendo los límites de integración para eliminar el signo negativo:

$$\frac{V}{K_y a} \frac{dZ}{Z} = \frac{S}{y - x} dz$$

El lado derecho de la ecuación puede integrarse directamente en algunos casos o determinarse en forma numérica.

**a. Número de unidades de transferencia**

La ecuación para la altura de la columna se escribe de la manera siguiente:  
[McCabe et al., 2007]

$$Z_T = \frac{V}{K_y a} \int_{y_b}^{y_a} \frac{S}{y - x} dy$$

La integral en la ecuación representa el cambio en la concentración del vapor dividido entre la fuerza impulsora promedio y se llama número de unidades de transferencia (NTU). La otra parte de la ecuación tiene unidades de longitud y se llama altura de la unidad de transferencia (HTU). Luego

$$Z_t = HTU \cdot NTU \quad \mathbf{M.10.1}$$

El número de unidades de transferencia es similar al número de etapas ideales. El número de unidades de transferencia de la fase líquida no es el mismo que el número de unidades de transferencia de la fase gaseosa. A menudo se eligen los coeficientes de la fase gaseosa.

La ecuación de diseño para el cálculo del número de unidades de transferencia es: [McCabe et al, 2007]

$$NUT = Y_1 - Y_2 + \ln \frac{Y_1}{Y_2} \quad \mathbf{M.10.2}$$

donde

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad \mathbf{M.10.3}$$

Los coeficientes implicados en las expresiones anteriores hacen referencia a la fase gaseosa y su significado es:

NUT: número de unidades de transferencia

Y: razón molar del soluto en el gas

y: fracción molar del soluto en el gas

1: corriente gaseosa a la entrada

2: corriente gaseosa a la salida

### **b. Altura de la unidad de transferencia**

La altura global de una unidad de transferencia se define como la altura de una sección empacada que se requiere para conseguir un cambio de concentración igual a la fuerza impulsora promedio existente en la sección.

La ecuación de diseño para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia viene dada por:

$$AUT = \frac{\left(\frac{G'}{S}\right)}{K_G a} \quad \mathbf{M.10.4}$$

donde

AUT: altura de la unidad de transferencia [m]

G': caudal molar de inerte en la fase gaseosa [mol/h]

S: sección de la columna de relleno [m<sup>2</sup>]

K<sub>G</sub>a: coeficiente global de transferencia de materia [mol/m<sup>3</sup>h]

### **Fondo superior e inferior**

La torre de absorción estará provista de un fondo superior y un fondo inferior, ambos de tipo toriesférico, ya que son las más utilizadas industrialmente. Dentro de las tapas toriesféricas, las de mayor aceptación industrial son las de tipo Klopper y las de tipo Korbogon. El hecho de seleccionar un tipo u otro depende de las condiciones de operación, siendo las Korbogon más adecuadas para procesos con:

- a) Presión de diseño superior a 3 kg/cm<sup>2</sup>.
- b) Temperatura de diseño superior a 350 °C.
- c) Recipientes verticales con relación altura/diámetro superior a 10.

En este caso, es más adecuado seleccionar la tapa de tipo Korbogon, ya que esta unidad opera a muy alta presión.

Es importante señalar que ambos fondos estarán contruidos en base a una sección cilíndrica denominada pestaña o faldilla, por la cual se realizará la soldadura que unirá el fondo con la carcasa. La colocación de esta pestaña tiene por objetivo evitar que la soldadura se realice por la línea de tangencia (línea de transición de la figura bombeada del fondo a la carcasa cilíndrica), ya que dicha línea estará sometida a grandes tensiones axiales que lo convierten en el punto más débil de todo el recipiente.

### **Hidrógeno: producción y recogida**

El gas amargo generado en el digester acidogénico, cuya composición es [Li. J et al., 2007]:

- 55,5% de hidrógeno
- 41,5% de dióxido de carbono
- 3% de ácido sulfhídrico

Se hace circular a través de una columna de relleno con el objetivo de purificar el hidrógeno. Tal y como se describió anteriormente, la eficacia de separación considerada es del 99%. El hidrógeno purificado se recoge bajo la cubierta fija de la torre y se conduce hasta el gasómetro. En este circuito de gas (conducción del gas de la torre hasta el gasómetro) se instalarán una serie de elementos por motivos de seguridad. Estos elementos son:

1. Válvula de seguridad y rompedora de vacío.
2. Apagallamas

### **Aislamiento térmico de la columna**

El material aislante seleccionado es la fibra de vidrio en formato de colcha, al igual que en el caso del digestor acidogénico. Tal y como se comentó en el **apartado 10.2** de la presente Memoria, este material se caracteriza por su baja conductividad térmica y ligereza. Además, es fácil de cortar y manejar, tiene alta resistencia al fuego y posee un precio asequible.

El acabado nuevamente consiste en una lámina de aluminio de pequeño espesor y una conductividad de  $0,025 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ .

### **Soporte de la columna**

La torre será soportada por un faldón, como se justifica en el **apartado 3** del Anexo 5. El material seleccionado para su fabricación es el mismo que ha sido utilizado para la torre: el acero al carbono SA-516, grado 70. La altura es de 1,5 m e irá soldado a tope al fondo inferior, de forma que el diámetro del faldón y la carcasa coincidan.

### **Código de construcción**

El código por el que se regirá la construcción de la columna de absorción, al igual que en las unidades anteriores, será el Reglamento de recipientes a Presión.

### 10.3.7. Datos de diseño de la columna de absorción

A continuación se muestran los datos de diseño de la columna de absorción, obtenidos en los **Anexos 5 y 6** del presente Proyecto.

Descripción	Columna de relleno
Unidades	1
Tipo de flujo	Gas: ascendente Líquido: descendente
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	0,193
Altura total [m]	1,268
Material de construcción	Acero al carbono, SA-516, grado 70
Tipo de relleno	Anillos Raschig, cerámica, 25 mm
Caudal de gas [m <sup>3</sup> /h]	46,688
Caudal de líquido (DEA comercial) [m <sup>3</sup> /h]	0,461
Material de aislamiento	Fibra de vidrio
Espesor del aislamiento	0,06
Material de acabado	Lámina de aluminio
Soporte la columna	Faldón
Elementos y accesorios	- Boca de hombre - Abertura de acceso - Escalera de acceso
<b>Fondo superior</b>	
Tipo	Korbbogen
Forma	Toriesférica
Diámetro de la base [m]	0,458
Altura [m]	0,152
Espesor [m]	0,04
<b>Zona central</b>	
Forma	Cilíndrica
Diámetro [m]	0,458
Altura [m]	0,964
Espesor [m]	0,04
<b>Fondo inferior</b>	
Tipo	Korbbogen
Forma	Toriesférica
Diámetro de la base [m]	0,458
Altura [m]	0,152
Espesor [m]	0,04

**Tabla 10.12:** Datos de diseño de la columna de absorción

## **10.4. DIGESTOR ANAEROBIO METANOGÉNICO**

Tal y como se produce en el digestor anaerobio acidogénico, en el reactor metanogénico continúa la reducción de la materia orgánica no degradada en el primer reactor y de los ácidos grasos volátiles disueltos formados por la población bacteriana. Esta población prolifera hasta microorganismos metanogénicos, produciendo en este caso dióxido de carbono y metano (biogás). El digestor anaerobio en este caso, es un reactor tipo filtro anaerobio.

Las características típicas de los filtros anaerobios son: [Fdez-Polanco y García, 1993]

- Velocidad de carga orgánica [kg DQO/m<sup>3</sup>·d]: 1-12
- Tiempo hidráulico de residencia. [d]: 0,75-3
- Concentración de lodos [g SV/l]: 10
- Tiempo de arranque [d]: 30-60
- Carga orgánica del influente [mg DQO/l]: 400-30000

### **10.4.1. Aspectos de diseño**

#### **Forma del reactor**

A escala industrial, los filtros anaerobios pueden ser cilíndricos o rectangulares. La tipología más común es en forma de cilindro vertical, por lo que será la forma considerada en el diseño. Además, los reactores suelen ser fabricados de acero en un rango de diámetros de 6 a 26 metros y de alturas de 3 a 13 metros [Young. J.C, 1991].

#### **Tipo de flujo**

Se ha optado por un flujo descendente para prevenir la posible saturación o colmatación del filtro por exceso de biomasa. El flujo de gas fluye en contracorriente favoreciendo así la mezcla interior.

### **Modo de alimentación**

La alimentación al igual que en el digester acidogénico es en continuo, puesto que la eficacia depurativa, la producción de metano y la estabilidad del proceso presentan mejores valores para este modo de alimentación [Nebot. E, 1992].

### **Material de construcción**

Se ha seleccionado un acero al carbono, especificación SA-285. Se ha elegido este material puesto es uno de los aceros más económicos y de los más utilizados para la fabricación de recipientes a presión. Además, en este segundo reactor ya no se produce ácido sulfhídrico, con lo cual no es necesario seleccionar materiales resistentes al ataque de dicho ácido.

### **Carga orgánica**

Como la velocidad de carga orgánica típica de los filtros anaerobios se sitúan entre 1 y 12 kgDQO/m<sup>3</sup>·d [Fdez- Polanco y García, 1993], se tomará el valor típico mayor (12 kgDQO/m<sup>3</sup>·d) para que el diseño esté lo más sobredimensionado posible.

### **Relleno**

Las principales características para que el relleno ofrezca un arranque rápido y eficaz son [Nebot. E, 1992]:

- Elevada superficie específica
- Alta porosidad
- Cierta rugosidad para permitir el atrapamiento y adhesión de la biomasa
- Composición química que permita intercambio de iones

La superficie específica del soporte oscila entre 100 y 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y, está directamente relacionada con la capacidad del soporte para retener biomasa. Al aumentar este parámetro disminuye la porosidad del lecho, siendo más fácil la colmatación del filtro. Por tanto, interesa que la superficie específica sea elevada sin llegar a ser excesiva, puesto que así se maximiza la cantidad de biomasa retenida y se facilita que el espesor de la película microbiana no sea excesivo.

El proceso de adhesión de los microorganismos a soportes sólidos se compone de tres etapas:

- a) Adsorción o inmovilización de un primer grupo de microorganismos. Tiene gran importancia la naturaleza de la superficie.
- b) Adhesión mediante la formación de una estructura rígida debido al desarrollo de un polímero extracelular, denominado glicocalix.
- c) Colonización de la superficie. Depende del crecimiento del microorganismo y de la matriz de glicocalix.

Por tanto, para que tenga lugar la colonización de la superficie por parte de los microorganismos, la primera etapa es de vital importancia y depende en gran medida del tipo de soporte escogido.

Los materiales más empleados como soporte son: vidrio, PVC, materiales plásticos, arcillas, tierra de diatomeas y espumas de poliuretano. Asimismo, en la **tabla 10.13** se indican las características de los principales soportes utilizados en plantas industriales.

El relleno seleccionado en el presente Proyecto es el Flocor R, ya que posee las características requeridas (elevada superficie específica, alta porosidad y rugosidad) y además es de los más económicos.

Las dimensiones del relleno se encuentran en la **tabla A.8.1** del Anexo 8 de los Anexos de la Memoria.

El peso del relleno va a ser soportado por una parrilla de acero al carbono que irá soldada a las paredes del reactor. Esta parrilla presenta en su superficie orificios de 29 mm de diámetro, que impiden la precipitación sobre el fondo de las partículas de relleno y facilitan el paso a través de ellos de las corrientes de biogás (utilizada para agitar el sistema) y del efluente que se retira de la solera.

SOPORTE	MATERIAL	FORMA Y DIMENSIONES (mm)	SUPERFICIE ESPECÍFICA (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	POROSIDAD DEL LECHO (%)
<b>Sinterglas Siran 25</b>	Vidrio	Anillos 25×25×3,5	30000	75
<b>Lavalit</b>	Lava	Piedras cortadas 20×40	—	—
<b>Flocor R</b>	Plástico	Tubos cortados 35×30	320	97
<b>Hyflow</b>	Plástico	Tubos cortados 35×30	65	96,5
<b>Bionet 150 NSW</b>	Plástico	Bloques ordenados	150	—
<b>Plasdek</b>	Plástico	Bloques ordenados	148	96
<b>Bioeco</b>	Plástico	Esférico	113	97
<b>Piedras</b>	Silicias	80×100	—	42

**Tabla 10.13.** Características de los principales tipos de soporte utilizados industrialmente  
**Fuente:** Nebot. E, 1992

### **Ordenación del soporte**

El soporte presenta una disposición al azar. Dicha elección se fundamenta en estudios presentes en la bibliografía, donde se observa una clara ventaja de la disposición desordenada. Esta disposición facilita la fijación de la biomasa y la rápida formación de un biofilm de alta actividad metanogénica y depurativa. Para el material propuesto (tubos de plástico corrugados), el factor primario de fijación es el simple atrapamiento físico de los gránulos de microorganismos en los huecos e intersticios del lecho, de forma que una vez atrapados los microorganismos, éstos generan ciertas sustancias necesarias para su adsorción a la superficie del soporte [Nebot. E, 1992].

### **Tipo de sistema de mezclado**

Para conseguir el rendimiento óptimo del proceso es necesario disponer de un adecuado sistema de mezclado.

En un reactor tipo filtro anaerobio, el grado de mezcla depende de la geometría del reactor, del soporte, del tipo de medio, del diseño de la entrada y salida, de la cantidad de gas producido, del modelo de flujo que se siga en el reactor y de los dispositivos de mezcla que se empleen. Generalmente en este tipo de reactores la mezcla se consigue con la recirculación del efluente o del propio biogás generado [Nebot. E, 1992].

El sistema de mezclado usado es el de inyección de gas, puesto que es el sistema más extendido y empleado en la homogeneización de los digestores anaerobios. Además de conseguir una mejor homogeneización, se evitará en la medida de lo posible el taponamiento de la placa de acero agujereada que va situada entre el cuerpo del digestor y la solera soportando el relleno. Se ha observado el buen funcionamiento de este sistema de mezclado en instalaciones similares a la que se proyecta.

Dentro de los sistemas de inyección de gas se ha escogido un sistema no confinado. Los sistemas no confinados se diseñan para recoger el gas en la parte superior de los digestores, comprimirlo y descargarlo a través de una serie de difusores distribuidos en el fondo de la solera o mediante una serie de lanzas dispuestas radialmente ancladas en la zona superior. Los sistemas no confinados consiguen el mezclado del contenido del digestor liberando burbujas de gas que ascienden hasta la superficie moviendo y arrastrando las melazas.

También se encuentran los sistemas de tipo confinado, los cuales poseen conducciones elevadoras de gas o émbolos que hacen circular el gas en el interior del digestor. En estos sistemas se obliga al gas a seguir un recorrido determinado. Con este tipo de inyección de gas se consigue mayor homogenización, pero se requiere gran mantenimiento. Además la introducción de estas conducciones atravesando el relleno del filtro causaría desviaciones en el modelo de flujo.

Dentro de los sistemas no confinados se ha elegido descargar el gas a través de difusores distribuidos en el fondo del tanque, puesto que en caso de escoger las lanzas ancladas en la cubierta del digestor tendrían que atravesar el relleno del filtro, causando los mismos problemas que un sistema de tipo confinado.

Los difusores se clasifican fundamentalmente en tres tipologías [Metcalf & Eddy, 1995]:

#### **1. Difusores porosos**

Se fabrican con diversas formas, siendo las más comunes los difusores de placa, domo, disco y de tubo. Se caracterizan por la producción de burbujas finas, siendo favorable en los sistemas aerobios en los que se inyecta aire, puesto que mejora la transferencia de oxígeno; en este caso, no tiene ninguna relevancia.

## **2. Difusores no porosos**

Se caracterizan por producir burbujas más grandes que los difusores porosos. La transferencia del gas en el líquido en este caso es inferior, aunque este aspecto no requiere gran importancia. Sin embargo, al producir burbujas más grandes, presentan costes inferiores y menores necesidades de mantenimiento.

## **3. Otros tipos de difusores**

Se incluyen los de chorro, de aspiración y los de tubo en U.

Se ha seleccionado un difusor no poroso por las ventajas citadas, en concreto será del tipo orificio con válvula. Consiste en un disco con orificios que posee en su base una válvula de retención integrada, que impide la intrusión del agua y los sólidos en la tubería de gas.

El parámetro caudal de gas unitario (caudal de gas suministrado por los sistemas de inyección dividido por el volumen del digestor) para un sistema no confinado de inyección de gas tiene como valores típicos  $0,0045-0,0050 \text{ m}^3/\text{m}^3\cdot\text{min}$  [Metcalf & Eddy, 1995]. Para este sistema se elige el mayor valor del rango  $0,0050 \text{ m}^3/\text{m}^3\cdot\text{min}$ , puesto que así se conseguirá una mayor agitación del sistema. Este valor se multiplicará por el volumen a agitar (el correspondiente al volumen de reacción más el volumen de la solera).

El sistema de inyección de gas está constituido por 8 difusores sobre una tubería de distribución del gas dispuesta en forma circular en la solera del digestor. Por tanto, el caudal de gas inyectado por cada difusor será de  $2,283 \text{ m}^3/\text{h}$ . (Ver **apartado 7** del Anexo 7)

### **Tipo de cubierta y solera del digestor**

Por la misma razón que en el caso del digestor acidogénico, se ha optado por una tapa toriesférica tipo Klopper tanto para la cubierta como para la solera de este segundo digestor (ver **apartado 10.2.2** de la presente Memoria Descriptiva).

### **Distribución de la alimentación**

El residuo deberá ser distribuido lo más uniformemente posible a través de la zona de entrada del reactor. Como se ha explicado en el **apartado 10.2.2** de la Memoria Descriptiva, los sistemas de distribución pueden ser fijos o móviles.

Se ha seleccionado un sistema de distribución móvil por las ventajas descritas que presentan frente a los fijos (ver **apartado 10.2.2** de la Memoria Descriptiva).

El movimiento del distribuidor estará gobernado por la reacción dinámica de la descarga de la melaza en su salida por las boquillas. La alimentación se distribuye entre 4 brazos que aportan un caudal de  $0,659 \text{ m}^3/\text{h}$  cada uno de ellos (ver **apartado 8** del Anexo 7).

### **Biogás: producción y recogida**

Como consecuencia de la degradación de la materia orgánica por parte de las bacterias metanogénicas, aparece un subproducto denominado biogás, el cual se utiliza en el proceso para mejorar las condiciones de agitación del digestor.

La composición de este biogás son las siguientes [Borja et al., 1996]:

- 65% de metano
- 35% de dióxido de carbono
- 

El gas producido se recoge bajo la cubierta fija del digestor y se conduce hasta el gasómetro. En este circuito de gas (conducción del gas del digestor hasta el gasómetro) se instalarán una serie de elementos por motivos de seguridad.

Estos elementos son semejantes a los instalados en el digester acidogénico:

1. Válvula de seguridad y rompedora de vacío.
2. Apagallamas.
3. Separadores de sedimento.
4. Purgadores de condensado.

#### **Aislamiento térmico del reactor**

El material aislante seleccionado es la fibra de vidrio en formato de colcha, como se describe en el **apartado 10.2.2** de la presente Memoria; este material se caracteriza por su baja conductividad térmica y ligereza. Además, es fácil de cortar y manejar, tiene alta resistencia al fuego y posee un precio asequible.

El acabado nuevamente consiste en una lámina de aluminio de pequeño espesor y una conductividad de 0,025 W/m·K.

#### **Soporte del reactor**

El reactor va a ser soportado mediante un faldón, como se justifica en el **apartado 9** del Anexo 7. El material seleccionado para su fabricación es el mismo que ha sido utilizado para el digester: el acero al carbono SA-285. La altura es de 1,5 m e irá soldado a tope al fondo inferior, de forma que el diámetro del faldón y la carcasa coincidan.

#### **Código de construcción**

Al igual que en el caso del digester acidogénico, el diseño mecánico del reactor se regirá por las especificaciones referentes al diseño de recipientes a presión, las cuales se basarán en el Reglamento de Aparatos a Presión.

#### 10.4.2. Datos de diseño del digestor metanogénico

Descripción	Reactor tipo Filtro anaerobio
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	116,741
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	61,728
Altura [m]	5,415
Material de construcción	SA-285
Tipo de mezclado	Inyección de gas mediante difusores situados en la solera
Distribución de la alimentación	Sistema de distribución móvil por carga hidráulica
Número de brazos giratorios	4
Caudal de melazas por brazo [m <sup>3</sup> /h]	0,659
Material de aislamiento	Lana de vidrio
Espesor del aislamiento	0,06
Material de acabado	Lámina de aluminio
Soporte del reactor	Faldón
<b>CÚPULA Y SOLERA</b>	
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro [m]	6
Altura [m]	1,507
Espesor [m]	0,018
<b>ZONA CENTRAL</b>	
Forma	Cilíndrica
Diámetro [m]	6
Altura [m]	2,401
Espesor [m]	0,018

Tabla 10.14: Datos de diseño del reactor metanogénico

## **10.5. GASÓMETROS**

### **10.5.1. Gasómetro 1: Almacenamiento de Hidrógeno**

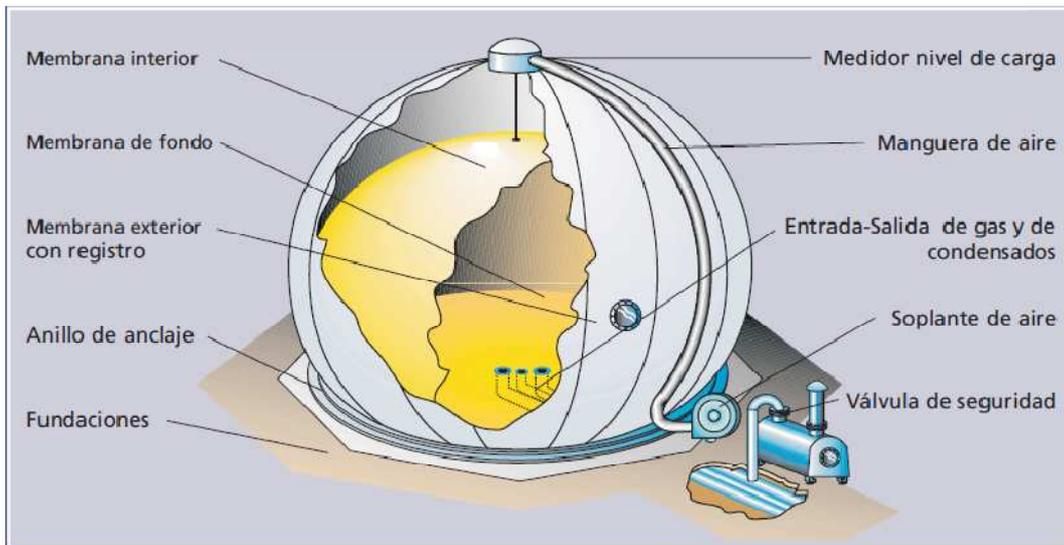
El gasómetro 1 será la unidad de almacenamiento del hidrógeno generado en el reactor acidogénico, una vez purificado en la columna de absorción. Dado que la columna opera a una presión de 84 kg/cm<sup>2</sup>, el hidrógeno se almacenará a esta misma presión para evitar problemas de variaciones de presión y, además, conseguir un menor volumen del gasómetro, lo cual conlleva a un ahorro económico. El gas será almacenado para su posterior venta externa, lo cual constituirá la principal fuente de beneficios de la planta.

Gracias a los avances tecnológicos y a la gran variedad de sustancias gaseosas que se producen en la actualidad, existen muchos tipos de gasómetros. Hasta ahora, los gasómetros más utilizados en aplicaciones similares a la del presente proceso eran los de campana flotante. Sin embargo, en los últimos años se han ido sustituyendo por los gasómetros de doble membrana.

Los gasómetros de doble membrana se utilizan, sobre todo, en plantas o instalaciones de digestión anaerobia, tanto en la industria como en la agricultura. Sus ventajas se enumeran a continuación:

- a. Bajo coste de instalación y mantenimiento
- b. Larga duración
- c. Facilidad de montaje y puesta en marcha

La **figura 10.22** muestra un esquema básico en el que pueden reconocerse todas las partes que componen el gasómetro.



**Figura 10.22:** Detalle del gasómetro  
**Fuente:** Catálogo Sattler

Estas unidades de almacenamiento constan de una membrana exterior y otra membrana de suelo, o membrana interna, que constituye el espacio del gas. Las membranas se fijan sobre una base de hormigón mediante un anillo de anclaje. La membrana exterior es apoyada por una soplante de aire de apoyo, de funcionamiento constante y a prueba de explosión, que al mismo tiempo mantiene constante la presión y la toma del gas. Un aparato de nivel de relleno o carga y regulación, dirige y determina el consumo de gas.

### 10.5.2. Datos de diseño del gasómetro 1

A continuación se muestran los datos de diseño del gasómetro, obtenidos en el Anexo 9 del presente Proyecto.

Descripción	Gasómetro de doble membrana con forma esférica
Unidades	1
Fabricante	Sattler
Modelo	B9 - 120
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	780
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	626,40
Diámetro [m]	12,10
Altura [m]	9,07
Presión de trabajo [kg/m <sup>2</sup> ]	84
Temperatura del gas [°C]	35
Accesorios	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Una soplante de inflado con protección antideflagrante</li> <li>- Una válvula antirretorno montada entre la soplante de apoyo y el gasómetro</li> <li>- Una válvula de seguridad y de vacío</li> <li>- Sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador</li> <li>- Mirilla de inspección</li> <li>- Un cerco de anclaje completo con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero galvanizado en caliente, con tornillos de anclaje</li> </ul>

**Tabla 10.15:** Datos de diseño del gasómetro 1

### **10.5.3. Gasómetro 2: Almacenamiento de Biogás**

El gasómetro 2 será la unidad en la que se almacenará el biogás generado en el reactor metanogénico, a la misma presión de trabajo del mismo, es decir,  $0,02 \text{ kg/cm}^2$ , siendo parte del mismo devuelto al digestor con fines de agitación del contenido. El resto se recirculará a la planta azucarera, como ya se comentó en el **apartado 9.7** de la presente Memoria Descriptiva.

El gasómetro 2 será del mismo tipo que el gasómetro 1, es decir, será un gasómetro de doble membrana. Se ha seleccionado la misma tipología de recipiente puesto que esta clase de gasómetros son los más ampliamente utilizados en la industria en la actualidad, debido entre otras cosas a su bajo coste y su facilidad de montaje y mantenimiento.

El gasómetro es uno de los puntos de riesgo del sistema. No se puede permitir la mezcla de biogás y aire (combustible y comburente), puesto que podrían producirse explosiones.

#### 10.5.4. Datos de diseño del gasómetro 2

A continuación se muestran los datos de diseño del gasómetro, obtenidos en el **Anexo 9** del presente Proyecto.

Descripción	Gasómetro de doble membrana con forma esférica
Unidades	1
Fabricante	Sattler
Modelo	B9 - 110
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	100
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	78,48
Diámetro [m]	6,05
Altura [m]	4,54
Presión de trabajo [kg/m <sup>2</sup> ]	0,02
Temperatura del gas [°C]	35
Accesorios	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Una soplante de inflado con protección antideflagrante</li> <li>- Una válvula antirretorno montada entre la soplante de apoyo y el gasómetro</li> <li>- Una válvula de seguridad y de vacío</li> <li>- Sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador                             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Mirilla de inspección</li> </ul> </li> <li>- Un cerco de anclaje completo con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero galvanizado en caliente, con tornillos de anclaje</li> </ul>

**Tabla 10.16:** Datos de diseño del gasómetro 2

## **10.6. TUBERÍAS**

En un proceso industrial, la mayoría de los fluidos bombeados producen algún tipo de corrosión. La adecuada elección del tipo de tuberías a utilizar depende de los siguientes factores: [Suffo. M , 2006]

- Tiempo de vida útil
- Períodos de mantenimiento
- Esfuerzo a las temperaturas de trabajo
- Facilidad de instalación y reparación
- Adecuada resistencia a la corrosión y erosión
- Coste de los equipos.

Los sistemas de tuberías representan, aproximadamente un tercio del coste del material en una planta de proceso [Suffo. M, 2006], es por ello que su diseño es una parte importante de cualquier proyecto.

Las conducciones del presente Proyecto han sido diseñadas de acuerdo a la norma ANSI B31.3 del código B 31 (“Code for pressure piping”) patrocinado por ASME, que es el código de diseño más extendido para el diseño de tuberías. La mayoría de las tuberías para procesos deben construirse de acuerdo con la norma B31.3.

En tuberías de acero, los diámetros normalizados están comprendidos en el intervalo de 1/8 a 30 pulgadas. Para tuberías de 1/8 a 12 in, ambas inclusive, el diámetro exterior es algo superior al diámetro nominal, mientras que para tuberías de 14 in y mayores, el diámetro exterior es idéntico al nominal. Normalmente el diámetro interior de una tubería no coincide ni con el nominal ni con el exterior, aunque en algún caso el diámetro nominal y el interior pueden coincidir.

La planta dispone de conducciones con diámetros nominales comprendidos entre 3/8 y 1 in. En la **tabla 10.17** se representan las conducciones y diámetros utilizados para su construcción.

LÍNEA	CONDUCCIÓN	FLUIDO	DIÁMETRO NOMINAL [in]	DIÁMETRO EXTERNO [in]
1	1	Agua fría	1	1,315
2	2	Agua caliente	1	1,315
3	3	Melazas frías	1	1,315
4	4 y 5	Melazas calientes	1	1,315
5	6 y 7	Hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico (g)	1 ¼	1,66
6	8 y 9	Materia orgánica sin digerir y microorganismos	1 ¼	1,66
7	10 y 11	DEA pobre	3/8	0,675
8	12	DEA rica	3/8	0,675
9	13	Hidrógeno (g)	¾	1,05
10	14	Biogás (g)	¾	1,05
11	15	Residuo	1	1,315
12	16 y 17	Biogás (g)	¾	1,05

**Tabla 10.17:** Conducciones y diámetros de las tuberías de la planta

El espesor de pared viene dado por el número de cédula o Schedule, el cual lleva asociado un valor determinado de espesor en función del diámetro nominal. Se utiliza un total de trece números, aunque generalmente, para una tubería de un tamaño determinado únicamente están disponibles algunos de ellos (a excepción de las de mayor tamaño). Las tuberías de la planta presentan Schedule de 10S, 40S y 80S.

### **10.6.1. Material**

En la instalación proyectada hay que transportar seis fluidos diferentes:

- Melazas de remolacha
- Agua
- Gas amargo (hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico)
- DEA
- Ácidos grasos volátiles
- Biogás

El material escogido para cada conducción depende básicamente de las propiedades del fluido que se transporta y de las condiciones de operación (presión interior y temperatura).

De esta forma, se han seleccionado las siguientes tuberías en función del fluido que se transporta:

Las tuberías que transportan agua y melazas de remolacha no necesitan un material con propiedades específicas resistentes a la corrosión, ni a altas temperaturas. Por ello, se utilizará el acero al carbono SA-53B, puesto que es el material más económico. Además, es el material más utilizado para los servicios normales [Megyesy. E.F , 2001]

La melaza digerida (con pH ácido debido a la acidogénesis), la materia orgánica sin digerir y los microorganismos, son transportados por tuberías fabricadas por el acero inoxidable SA-268 puesto que son aptas para el servicio ácido en general.

Para la fabricación de tuberías que transportan los gases producidos en el digestor acidogénico (hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico) y el hidrógeno purificado, se utilizará acero inoxidable SA-372G. Esta tubería es semejante a las que se utilizan en los procesos de endulzamiento del gas natural, debido a los problemas de corrosión que pueden darse en ella. En las conducciones de gas no se pueden permitir perforaciones en las tuberías que provocarían el escape de un gas inflamable y riesgos de explosión, ya que pondrían poner en contacto el oxígeno con un combustible; además, desestabilizarían la presión de todo el sistema.

Para el transporte del biogás, se ha empleado el acero inoxidable AISI 316, el cual tiene alta resistencia a la corrosión y es uno de los más utilizados a nivel industrial.

Para el transporte de dietanolamina se ha empleado el acero inoxidable SA-304, puesto que ha sido empleado en otros procesos industriales que utilizan este mismo reactivo, como es el caso del endulzamiento del gas natural.

A modo de resumen, en la **tabla 10.18** se presenta una tabla con las conducciones diseñadas, sustancia que transportan y material de fabricación.

LÍNEA	DESCRIPCIÓN	CONDUCCIÓN	MATERIAL
1	Transporte de agua corriente desde su origen en planta hasta el intercambiador de calor	1	SA-53B
2	Transporte de agua desde la salida del intercambiador hasta su salida de la planta	2	SA-53B
3	Transporte de melazas desde la planta al intercambiador de calor	3	SA-53B
4	Transporte de melazas desde el intercambiador hasta el digestor acidogénico	4 y 5	SA-53B
5	Transporte de gases producidos en el digestor acidogénico hasta la columna de absorción	6 y 7	SA-372G
6	Transporte de los productos de reacción del digestor acidogénico al metanogénico	8 y 9	SA-268
7	Trasvase de la DEA pobre del tanque de almacenamiento a la columna de absorción	10 y 11	SA-304
8	Salida de la DEA rica de la columna de absorción	12	SA-304
9	Conducción del hidrógeno purificado desde la columna de absorción al gasómetro nº1	13	SA-372G
10	Trasvase del biogás del digestor metanogénico al gasómetro nº2	14	AISI 316
11	Salida del residuo del digestor metanogénico al colector de la red de saneamiento	15	SA-53B
12	<b>Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores del digestor metanogénico</b>	<b>16 y 17</b>	AISI 316

**Tabla 10.18:** Conducciones y material de fabricación

### **10.6.2. Aislamiento térmico**

Las tuberías que necesitan de un aislante térmico para evitar una variación de temperatura del fluido que transportan, son las que conducen las melazas desde el intercambiador de calor al digestor acidogénico y de éste, al segundo reactor.

Como se ha argumentado para otros equipos de la planta, se empleará como material aislante la fibra de vidrio. En este caso al tratarse de tuberías, se utilizan preformadas en lugar de en colcha.

La fibra de vidrio disponible para tal aislamiento posee una densidad superior que la correspondiente al aislamiento de equipos (en este caso  $80 \text{ kg/m}^3$ ).

### **10.6.3. Accesorios**

Los sistemas de tuberías están constituidos no sólo por las propias tuberías rectas, sino por componentes y accesorios de vital importancia que permiten cambiar la dirección de las líneas, cambiar el diámetro de las líneas, conectar diferentes ramas de la línea, etc.

En la instalación proyectada se utilizarán los siguientes accesorios:

#### **Codos de 90°**

Los cambios de dirección en una misma tubería se realizarán con codos de 90°. Al ser el flujo en las curvas y codos más turbulento que en las tuberías rectas, se produce en dichas zonas un aumento de la corrosión y erosión. Para contrarrestar tal efecto en la medida de lo posible, se emplearán codos de radio largo, con un radio de curvatura grande.

#### **Válvulas**

Las válvulas son elementos que pueden realizar alguna de las siguientes funciones:

- impedir totalmente la circulación de un fluido por una tubería, o bien permitirla.
- variar la pérdida de carga que sufre un fluido al atravesar la válvula, con lo cual se puede regular el caudal que circula por la tubería.
- permitir la circulación de un fluido a través de la válvula en un único sentido.

En la instalación diseñada se necesitan válvulas para las tres funciones descritas anteriormente:

- se necesitará impedir la circulación de fluidos para así aislar equipos o tuberías para el mantenimiento, sin interrumpir a otras unidades conectadas.
- se requerirá regular el caudal de fluidos para el control de determinadas variables.
- se requerirán unas válvulas para impedir el retorno de un fluido, como medida de seguridad, cuando la bomba se pare.

Los tipos de válvulas que se emplearán en la planta serán los siguientes:

**a) Válvulas de asiento o compuerta**

Se utilizan para detener el flujo. Este tipo de válvulas resulta poco recomendable para una regulación cuidadosa del flujo, aunque es adecuada para servicios que requieran frecuentes cierres o aperturas.

El órgano de cierre es un disco perpendicular a la dirección del flujo que se mueve verticalmente, sin girar, bajo la acción del husillo. El disco tiene forma de cuña y se adapta a un asiento que tiene la misma forma; cuando se abre la válvula, el disco se eleva hasta que queda completamente fuera de la trayectoria del fluido, por lo que cuando está totalmente abierta, deja una sección de paso igual a la de la tubería, y no produce variación en la dirección del flujo. Una válvula de compuerta abierta por tanto, introduce una pequeñísima caída de presión.

El tipo de válvula de compuerta más común es la de husillo y puente con cuña sólida.

Se utilizarán, por tanto, para impedir la circulación del fluido en los casos que sea necesario aislar un equipo o una tubería para el mantenimiento de los mismos. Serán de funcionamiento manual.

### **b) Válvula de retención**

Tienen como función permitir el paso del fluido en un solo sentido. Se abren debido a la presión del fluido que circula en un determinado sentido; cuando se detiene el flujo o tiende a invertirse, la válvula se cierra automáticamente por gravedad o por medio de un resorte que presiona el disco.

El tipo más utilizado es la válvula de bola, en la cual, el órgano de cierre es una bola con una perforación diametral de igual sección que la de la tubería. Cuando están totalmente abiertas, la pérdida de presión es muy pequeña y no hay alteración en la dirección del flujo.

### **c) Válvulas de mariposa**

Estas válvulas son de construcción extremadamente simple; tienen su aplicación fundamental en la regulación del caudal en tuberías de gran tamaño, y se prestan muy bien al accionamiento neumático, hidráulico, etc.

El órgano de cierre es un disco de igual sección que la tubería, que gira alrededor de su diámetro horizontal (o vertical) accionado por un eje solidario que sale al exterior.

Pueden utilizarse tanto para líquidos como para gases. Las válvulas de mariposa crean insignificante pérdida de carga en la línea cuando están completamente abiertas.

Estas válvulas se emplearán en el circuito de gas, para aislar equipos y tuberías.

El material del que está constituido el cuerpo y las partes internas de las válvulas es el acero inoxidable. Es el material más utilizado, por su aceptable resistencia a la corrosión y erosión, además de su fácil mecanizado.

En la **tabla 10.19** se indican los tipos de válvulas así como el número de unidades que existen en la planta. La situación de cada válvula se puede observar en el Plano n°1.

<b>Tipo de válvula</b>	<b>Unidades</b>	<b>Material</b>
<b>Asiento</b>	3	Acero inoxidable AISI 316L
<b>Mariposa</b>	2	Acero inoxidable AISI 316L
<b>Retención</b>	1	Acero al carbono

**Tabla 10.19:** Válvulas presentes en la planta

#### **10.6.4. Uniones**

La conexión de tramos de tuberías entre sí, y de tuberías con válvulas, recipientes, bombas, soplantes, etc. se hará por medio bridas; las bridas son dos discos iguales o anillos de metal unidos mediante tornillos que comprimen una junta situada entre sus caras, permitiendo la conexión entre tuberías o la tubería y un elemento.

La conexión se realizará por medio de bridas y no de soldadura puesto que las uniones hechas por soldadura son herméticas y, tienen como desventaja la dificultad de realizar los recambios, por tanto, las bridas facilitarán los trabajos que se requieran de mantenimiento y sustitución de las tuberías de la planta.

## **10.7. BOMBAS, SOPLANTE Y COMPRESOR**

### **10.7.1. Bombas**

Las bombas son los dispositivos físicos que se emplean en la planta diseñada para transportar los fluidos líquidos desde un punto a otro, a través de las conducciones, los accesorios y los equipos, mediante la adición de energía cinética y potencial a éstos.

Las bombas pueden clasificarse de manera general y de acuerdo con su principio de funcionamiento en dos grandes grupos [McCabe et al., 2007]:

#### **a) Bombas de desplazamiento positivo**

En el primer gran tipo de bombas un volumen determinado de líquido queda encerrado en una cámara que, alternativamente, se llena desde la entrada y se vacía a una presión más alta a través de la descarga. Existen dos subclases de bombas de desplazamiento positivo; las bombas alternativas y las rotatorias. En las bombas alternativas la cámara es un cilindro estacionario que contiene un émbolo, mientras que en las bombas rotatorias la cámara se mueve desde la entrada hasta la descarga y regresa nuevamente a la entrada.

##### **- Bombas alternativas**

Las bombas de émbolo, de émbolo macizo y de diafragma, son ejemplos de bombas alternativas. En una bomba de émbolo el líquido pasa a través de una válvula de entrada al interior del cilindro mediante la acción de un émbolo y posteriormente es forzado a través de una válvula de descarga durante la carrera de retroceso. La mayor parte de las bombas de émbolo son de doble efecto, es decir, el líquido es admitido alternativamente a cada lado del émbolo, de forma que una parte del cilindro se está llenando mientras la otra se está vaciando. Con frecuencia se utilizan dos o más cilindros en paralelo con cabezales de succión y descarga comunes, y la configuración de los pistones se ajusta con el fin de minimizar las fluctuaciones del flujo de descarga.

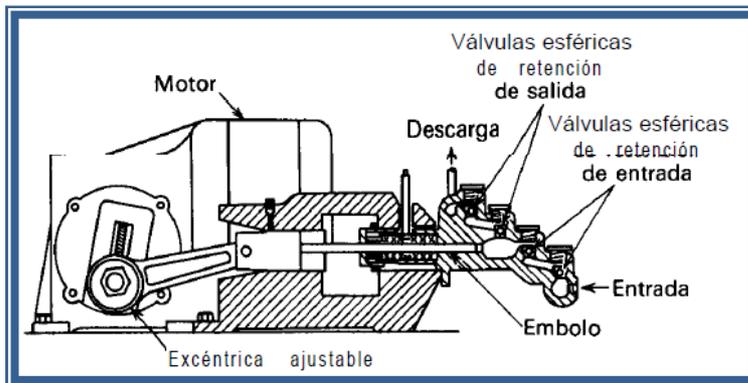


Figura 10.23: Bomba de émbolo macizo  
Fuente: McCabe, 2007

El pistón puede ser accionado por un motor a través de una caja reductora o bien puede utilizarse una conexión directa a un cilindro accionado por vapor. La presión máxima de descarga de bombas de émbolo comerciales es del

orden de 50 atm. Para presiones más elevadas se utilizan bombas de émbolo macizo, un ejemplo de las cuales se muestra en la **Figura 10.23** Un cilindro de pared gruesa y pequeño diámetro contiene un émbolo alternativo, perfectamente ajustado, que es simplemente una prolongación del vástago del émbolo. Al final de la carrera el émbolo ocupa prácticamente todo el espacio del cilindro. Las bombas de émbolo macizo son de simple efecto y generalmente están accionadas por un motor. Pueden descargarse frente a presiones de 1500 atm o más.

En una bomba de diafragma el elemento alternativo es un diafragma flexible de metal, plástico o caucho. Esto elimina la necesidad de empaquetaduras o cierres que estén expuestos al líquido que se bombea, lo cual supone una gran ventaja cuando se manejan líquidos tóxicos o corrosivos. En la **Figura 10.24** se muestra una unidad típica.

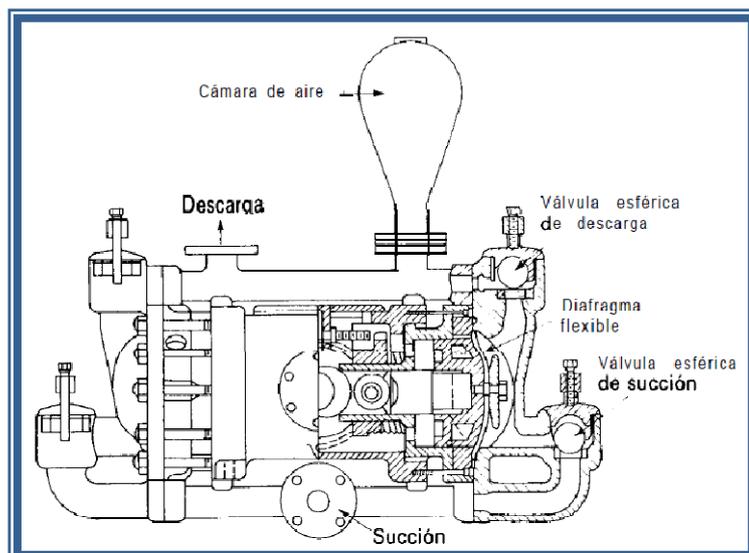


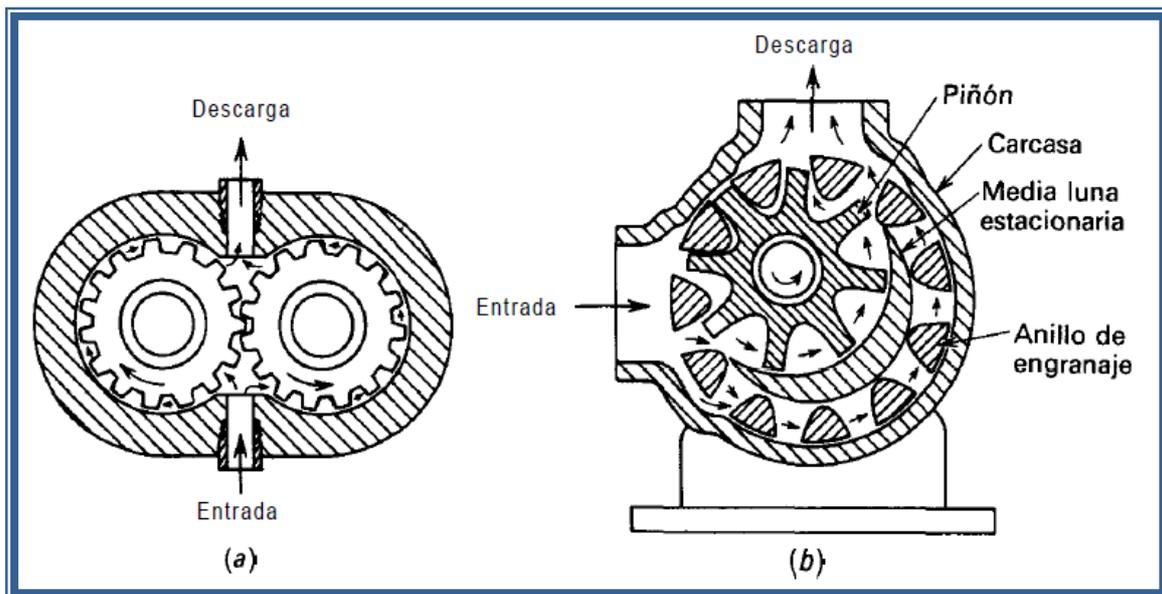
Figura 10.24: Bomba de diafragma  
Fuente: McCabe, 2007

Las bombas de diafragma operan con cantidades pequeñas o moderadas de líquido, de hasta 100 g/min, y pueden desarrollar presiones superiores a 100 atm.

La eficacia mecánica de las bombas alternativas varía entre 40 y 50 por 100 para bombas pequeñas y entre 70 y 90 por 100 para las más grandes. Dicha eficacia es prácticamente independiente de la velocidad dentro de los límites normales de operación y disminuye ligeramente al aumentar la presión de descarga debido a las fugas y la fricción adicional.

- Bombas rotatorias

Existe una gran variedad de bombas rotatorias de desplazamiento positivo. Tienen nombres como, bombas de engranaje, de lóbulos, de husillo, excéntricas y de paletas. En la **Figura 10.25**, se representan dos ejemplos de bombas de engranaje.



**Figura 10.25:** Bombas de engranajes: (a) Bomba de engranajes cilíndricos. (b) Bomba de engranajes internos  
Fuente: McCabe, 2007

Al contrario que las bombas alternativas, las rotatorias no contienen válvulas de retención. Cuanto mejor sea el ajuste entre las partes móviles y las partes estacionarias menores son las fugas desde la cámara de descarga hacia la de succión; por otra parte, esto limita también la velocidad de operación. Las bombas rotatorias trabajan mejor con fluidos limpios y moderadamente viscosos, tales como aceites lubricantes ligeros. Puede operarse con presiones de descarga superiores a 200 atm.

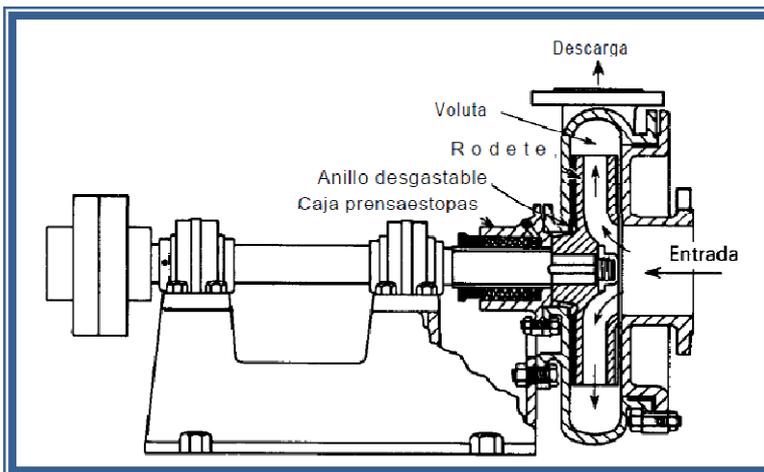
En las bombas de engranaje cilíndrico (véase **figura 10.25**) los engranajes giran con buen ajuste dentro de la carcasa. El líquido entra a través de la tubería de succión por la parte inferior de la carcasa, es ocluido en los espacios que existen entre los dientes y la carcasa y circula periféricamente hacia la parte superior de la misma y finalmente es lanzado hacia el punto de descarga. El líquido no puede volver a la cámara de succión debido al estrecho ajuste de los engranajes en el centro de la bomba.

La bomba de engranaje interno (véase **figura 10.25**) consta de una carcasa, dentro de la cual hay un piñón que engrana con una corona dentada. La corona dentada es coaxial con la carcasa, pero el piñón, que es movido desde el exterior, está montado excéntricamente. Una media luna metálica estacionaria llena el espacio que existe entre los dos engranajes. El líquido es transportado desde la entrada hasta el orificio de descarga por ambos engranajes, ocluido entre los dientes de los engranajes y la media luna.

### b) Bombas centrífugas

En la segunda clase más importante de bombas, la energía mecánica del líquido

se aumenta por acción centrífuga. En la **Figura 10.26** se representa un ejemplo sencillo, pero muy corriente de bomba centrífuga. El líquido penetra a través de una unión de succión, concéntrica con el eje de una pieza que gira a gran velocidad, llamada



**Figura 10.26:** Bomba centrífuga de voluta de sección sencilla  
Fuente: McCabe, 2007

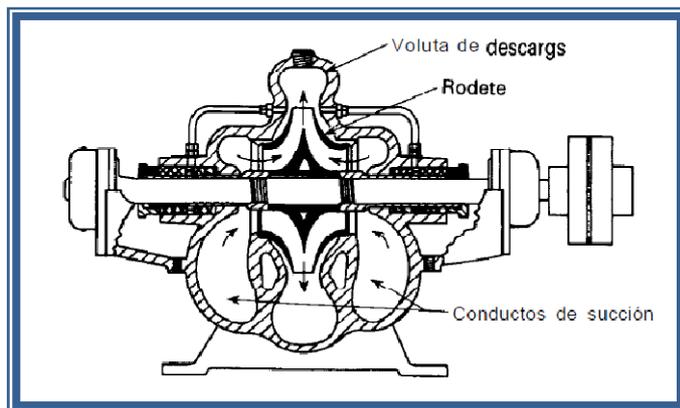
impulsor o rodete. El rodete está provisto de álabes radiales solidarios con el mismo.

El líquido circula hacia fuera, por el interior de los espacios que existen entre los álabes, y abandona el rodete con una velocidad mucho mayor que a la entrada del mismo. En una bomba que funciona normalmente, el espacio comprendido entre los álabes está totalmente lleno de líquido que circula sin cavitación. El líquido que sale periféricamente del rodete se recoge en una carcasa en espiral, llamada voluta, y sale de la bomba a través de una conducción tangencial de descarga. En la voluta, la carga de velocidad del líquido procedente del rodete, se convierte en carga de presión. El fluido recibe energía del rodete, que a su vez es transmitida al mismo mediante el par de un eje giratorio, generalmente accionado mediante conexión directa a un motor de velocidad constante, del orden de 1750 rpm.

En condiciones ideales de flujo sin fricción, el rendimiento mecánico de una bomba centrífuga es evidentemente del 100 por 100 y  $q = 1$ . Una bomba ideal que opera con una velocidad determinada, genera una velocidad de descarga constante para cada carga específica. Las bombas reales, debido a la fricción y a otras deficiencias, tienen un rendimiento algo menor.

Las bombas centrífugas constituyen, en la práctica, el tipo más corriente de aparatos de bombeo. Existen muchos otros tipos además de la sencilla máquina de voluta de la **Figura 10.26**. Un tipo muy corriente emplea un rodete de doble succión, que toma el líquido por ambos lados, según se indica en la **Figura 10.27**. Por otra parte, el rodete puede ser abierto o bien puede estar cerrado o reforzado.

En los manuales y libros sobre bombas y especialmente en los catálogos de las casas constructoras se pueden encontrar los diversos tipos, tamaños y diseños de bombas centrífugas.



**Figura 10.27:** Bomba centrífuga de voluta de sección doble  
**Fuente:** McCabe, 2007

En la selección de las bombas para transportar los fluidos líquidos de la planta proyectada se considerarán los siguientes factores:

- a. la naturaleza del líquido que se va a bombear (temperatura, densidad, viscosidad, tendencia a generar corrosión...)
- b. la capacidad requerida (caudal volumétrico)
- c. la carga total de la bomba
- d. el precio de la bomba, de su instalación, de operación y mantenimiento

La **tabla 10.20** muestra las características más significativas los dos tipos de bombas.

	<b>Bombas centrífugas</b>	<b>Bombas de desplazamiento positivo</b>
<b>Líquidos que impulsan</b>	- Aguas limpias y sucias: grises y negras - Aguas con sólidos en suspensión	- Líquidos viscosos: aceites... - Líquidos pastosos
<b>Presiones de trabajo</b>	Bajas	Altas
<b>Caudales</b>	Grandes	Pequeños
<b>Aspiración</b>	No aspiran. Necesario cebado	Autoaspirantes
<b>Característica</b>	El caudal que da la bomba depende de la presión de trabajo	La bomba da un caudal constante independientemente de la presión de trabajo
<b>Consumos eléctricos</b>	Tanto mayor cuanto menor sea la presión de trabajo	Tanto mayor cuanto mayor sea la presión de trabajo
<b>Pulsaciones</b>	Muy uniformes	Muy pulsantes

**Tabla 10.20:** Características generales de los dos tipos de bombas  
**Fuente:** Suffo. M, 2006

En la instalación proyectada hay que impulsar dos fluidos líquidos: las melazas de remolacha y la DEA. Las líneas de impulsión están definidas en el Anexo 10 del presente Proyecto.

Para la impulsión de las melazas se emplearán dos bombas, una bomba para cada línea de impulsión, de tipo centrífuga ya que son apropiadas para las aguas con sólidos en suspensión y permiten trabajar con grandes caudales, además de las ventajas que presentan: sencillez, bajo coste inicial, flujo uniforme (sin pulsaciones), pequeño espacio para su instalación, bajos costes de mantenimiento y funcionamiento silencioso. El cebado de estas bombas estará asegurado por gravedad, ya que todos los depósitos de aspiración (decantadores e intercambiador de calor) y, por tanto, los niveles de líquido están por encima del plano de la bomba.

Para la impulsión de la DEA se empleará una bomba dosificadora, estas son bombas de desplazamiento positivo, dentro de este grupo de bombas se clasifican como bombas alternativas y, dentro de esta categoría se clasifican como bombas de diafragma. Se ha seleccionado este tipo de bomba porque la DEA es un líquido corrosivo y los caudales de trabajo son pequeños ( $0,461 \text{ m}^3/\text{h}$ ).

El diseño de las bombas instaladas en la planta se recoge en el Anexo 11 del presente Proyecto.

Comercialmente se han seleccionado los modelos GNI 40-32 y GNI 80-40 del fabricante BOMBAS IDEAL para la impulsión de las melazas. Estas bombas cubren los requerimientos de caudal, altura y potencia necesarios para cada línea de circulación de fluido. Además también verifican la condición de que la altura de aspiración neta positiva requerida (NPSHr) es inferior a la altura de aspiración neta positiva disponible (NPSHd). Por último, estas bombas permiten trabajar con líquidos con temperaturas hasta  $100^\circ\text{C}$ . Para ver curvas características de ambas bombas, acudir al Anexo 12 de la presente Memoria Descriptiva.

Con respecto al trasvase de la DEA, se ha optado por una bomba dosificadora a pistón SPRING PS2 de la casa Control y Dosificación (COYDO). Esta bomba se ajusta a las necesidades de presión y caudal que se necesitan en la línea de impulsión.

### **10.7.2. Soplante y compresor**

La diferencia fundamental entre la impulsión de un líquido y un gas reside en la posibilidad de reducir el volumen de éste último por compresión, a costa naturalmente de aumentar su densidad, fenómeno que no ocurre en la impulsión de líquidos.

Los aparatos destinados a la impulsión de gases suelen clasificarse en tres grupos: ventiladores, soplantes y compresores, según sea el valor de la presión de descarga o de la razón de compresión, que es el cociente entre la presión de descarga y la presión de carga:

- Ventiladores

Presiones de descarga de 1,2 a 15 kN/m<sup>2</sup>

Razón de compresión  $\approx 1$

- Soplantes

Presiones inferiores a 4·10<sup>2</sup> kN/m<sup>2</sup>

Razón de compresión  $\leq 4$

- Compresores: presiones superiores a 4·10<sup>2</sup> kN/m<sup>2</sup>

Razón de compresión  $\geq 10$

No obstante, esta clasificación no es muy rigurosa, pudiendo hablarse indistintamente de ventiladores o soplantes cuando el aparato de impulsión produce una presión intermedia próxima a los dos intervalos citados. Igual puede decirse respecto a los soplantes y compresores.

Dentro de la instalación proyectada existen dos fluidos gaseosos que requieren de impulsión: el hidrógeno y el biogás.

En el caso del hidrógeno, éste será impulsado por un turbocompresor. Ésto es porque tanto la presión de descarga ( $8237,59 \text{ kN/m}^2 \geq 4 \cdot 10^2 \text{ kN/m}^2$ ) como la razón de compresión ( $81,3 \geq 10$ ) se ajustan al rango establecido anteriormente.

Comercialmente se ha seleccionado el modelo SV 1101/120 del fabricante Reavell. Este compresor se ajusta a las necesidades de presión y caudal requeridas en la línea de impulsión.

El diseño del turbocompresor se recoge en el Anexo 11.

Según la clasificación hecha en la planta diseñada, el equipo empleado para impulsar el biogás del gasómetro a los difusores del digestor será una soplante.

Esto es porque los valores de presión de descarga y la razón de compresión se hallan dentro del rango anteriormente señalado: presión de descarga =  $237,43 \text{ kN/m}^2$  ( $1 \leq 237,43 \leq 4 \cdot 10^2 \text{ kN/m}^2$ ) y razón de compresión =  $2,30 (\leq 4)$ .

Sin embargo, comercialmente se ha seleccionado un compresor puesto que las soplantes comerciales no cubren los requerimientos de caudal y presión. El compresor seleccionado pertenece a la serie RG, y corresponde al modelo R-12 N de la casa comercial MAPNER. Este compresor es rotativo (de desplazamiento positivo) tipo aletas deslizantes y lleva incorporado los elementos necesarios para conducir el biogás de forma segura.

El diseño de la soplante instalada en la planta se recoge en el Anexo 11.

## CAPÍTULO 11. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN

### 11.1. INTRODUCCIÓN

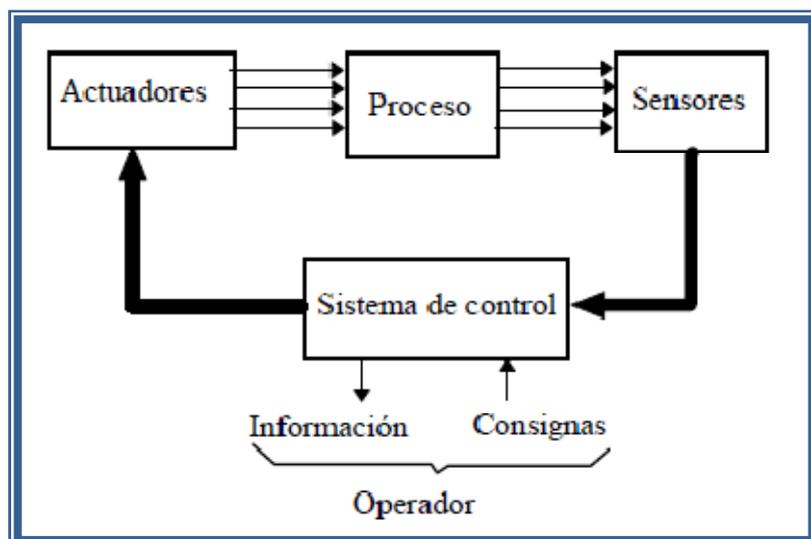
El control de procesos puede definirse de varias formas:

“Control automático de la fabricación de un producto a través de varias etapas con el uso libre de maquinaria para ahorrar trabajo manual y esfuerzo mental” [Diccionario Inglés de Oxford]

“La sustitución o ayuda del esfuerzo mental del hombre en la fabricación de un producto” [Thomas, 1969]

El objetivo del control automático de procesos es mantener en determinado valor de operación las variables del proceso, tales como: temperatura, presiones, caudales, composición... [Mesa M.M, 2006] Se define un sistema (máquina o proceso) automatizado como aquel capaz de reaccionar de forma automática (sin la intervención del operario) ante los cambios que se producen en el mismo, dando lugar a las acciones adecuadas para cumplir la función para la que ha sido diseñado [Sanchis. J, 2007]. La **figura 11.1** muestra la estructura típica de un sistema automatizado:

**Figura 11.1:**  
Estructura de un sistema automatizado  
**Fuente:** Sanchis. J, 2007



Hay que tener en cuenta que los procesos son de naturaleza dinámica, en ellos siempre ocurre cambios y, si no se emprenden las acciones pertinentes, las variables importantes del proceso, aquéllas relacionadas con la seguridad, la calidad del producto y los índices de producción, no cumplirán con las condiciones de diseño. [Mesa. M.M, 2006]

En las últimas décadas se ha seguido la tendencia de automatizar de manera progresiva procesos productivos de todo tipo. Esta tendencia ha sido y sigue siendo posible gracias al desarrollo y abaratamiento de la tecnología necesaria. Los objetivos que persigue el control automático de las máquinas y de los procesos de producción son: [Sanchis. J, 2007]

- Mejorar la calidad y mantener un nivel de calidad constante.
- Producir las cantidades necesarias en el momento preciso.
- Mejorar la productividad y reducir costes.
- Hacer más flexible el sistema productivo (facilitar los cambios en la producción).

Estos objetivos se han convertido de hecho en requisitos indispensables para mantener la competitividad, por lo que el aumento del nivel de automatización de los procesos es simplemente una necesidad para sobrevivir en el mercado actual.

La siguiente tabla muestra las ventajas de la automatización:

<b>VENTAJAS DE LA AUTOMATIZACIÓN</b>
<b>Control de la calidad</b>
<b>Gestión energética</b>
<b>Utilización mejorada de las materias primas</b>
<b>Optimización del proceso global</b>
<b>Satisfacer requerimientos medioambientales</b>
<b>No necesidad de supervisión</b>

**Tabla 11.1:** Ventajas de la automatización  
**Fuente:** Mesa M.M, 2006

A continuación se llevará a cabo el diseño del sistema de control de instrumentación de la planta de producción de hidrógeno. Para ello, se deberá, en primer lugar, establecer las variables de operación que será necesario controlar.

### 11.2. IDENTIFICACIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN

<b>CIRCUÍTO DE MELAZAS</b>
Caudal
Temperatura
Nivel
pH
<b>CIRCUITO DE HIDRÓGENO</b>
Presión
Composición (Hidrógeno)
<b>CIRCUITO DE BIOGÁS</b>
Presión
Composición (Metano)

**Tabla 11.2:** Principales variables de operación del proceso

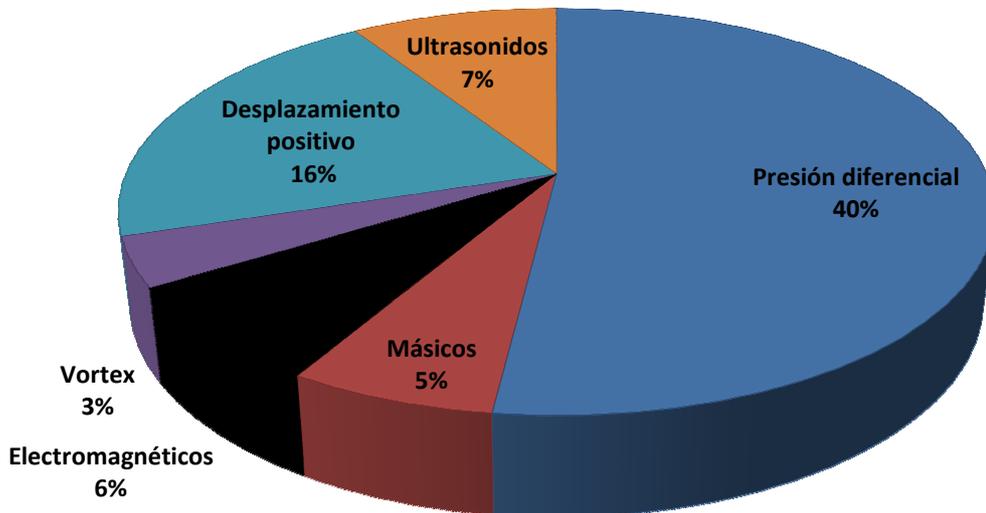
A continuación se describirán brevemente cada una de estas variables, para después proponer los lazos de control pertinentes para la planta diseñada.

### **Caudal**

La medida de caudal se utiliza en la industria para dos propósitos fundamentales [Acedo. J, 2002]:

- Contabilidad.
- Control de procesos.

Desde el primer punto de vista, los medidores de caudal se utilizan para contabilizar la transferencia de materia entre diversas partes del proceso, diferentes compañías, o bien entre suministrador y usuario. En cuanto al control de procesos, la medición de caudal es imprescindible para poder realizar control automático, así como para optimizar rendimientos en las unidades de producción aplicando balances de materia. Por esta causa, los caudales deben medirse y controlarse cuidadosamente. La **figura 11.2** muestra una clasificación con los diferentes tipos de medidores de caudal y los porcentajes aproximados de utilización.



**Figura 11.2:** Medidores de caudal  
**Fuente:** Acedo. J, 2002

De entre la extensa variedad de medidores existentes, se pueden destacar los siguientes:

- ✓ Medidores de área variable.
- ✓ Medidores por desplazamiento positivo.
- ✓ Medidores máscicos.
- ✓ Medidas por presión diferencial

### **Presión**

La presión se define como la fuerza normal (FN) que, distribuida uniformemente, actúa sobre una superficie dada (S).

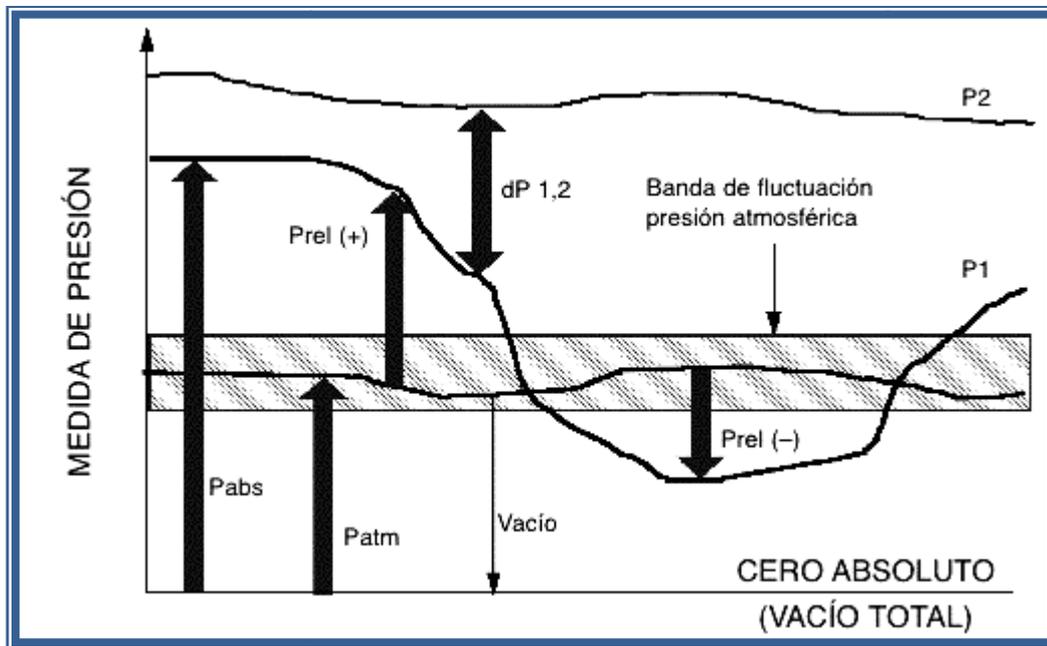
$$P = \frac{FN}{S}$$

La fuerza puede estar ocasionada por líquidos, gases o vapores, o por cuerpos sólidos. Su unidad de medida en el Sistema Internacional (SI), es el Newton, el cual se define como:  $1 \text{ N} = 1 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{s}^2}$ .

Conocida esta fuerza y, utilizando como unidad de superficie el metro cuadrado, se obtiene como unidad de presión el Pascal, nombre debido al físico francés del siglo XVII, Blas Pascal.  $1 \text{ Pa} = 1 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$

Un Pascal [Pa] corresponde a la presión ejercida uniformemente sobre una superficie, en la cual la fuerza de 1 Newton actúa verticalmente sobre  $1 \text{ m}^2$ .

La **figura 11.3** muestra los distintos tipos de presión que existen:



**Figura 11.3:** Tipos de presión  
**Fuente:** Acedo. J , 2002

La presión se puede medir de forma directa o indirecta. Los instrumentos más comunes se muestran en la siguiente tabla:

Medida directa	Medida indirecta
<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Medida de presión con columna de líquido.</li><li>➤ Medida de presión por balance con líquido de referencia.</li><li>➤ Medida de presión con columna de líquido.</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Medida de presión con elementos resilientes (manómetro con tubo Bourdon)</li><li>➤ Amplificación de movimiento (escala graduada)</li><li>➤ Instrumentos basados en señales eléctricas<ul style="list-style-type: none"><li>○ Cambio en la resistencia eléctrica de un conductor</li><li>○ Efecto piezoresistivo</li><li>○ Galgas extensiométricas (Strain gage)</li><li>○ Hilo suspendido</li><li>○ Cambio en la inductancia de una bobina</li><li>○ Transformador diferencial</li><li>○ Cambio en la capacidad de un condensador</li><li>○ Cambio en la carga eléctrica de un material</li><li>○ Efecto piezoeléctrico</li></ul></li></ul>

**Tabla 11.3:** Medidores de presión más comunes

**Fuente:** Acedo, J, 2002

## Temperatura

La temperatura es una medida de la intensidad del calor. La unidad de base según el Sistema Internacional es el Kelvin con la abreviatura K. En Europa, la escala centígrada se acepta legalmente como escala de temperatura, junto a la escala Kelvin. La unidad es el grado centígrado con la abreviatura °C.

Los instrumentos que más se utilizan industrialmente para medir la temperatura en las unidades de proceso son las siguientes: [Acedo. J, 2002]

- Termómetros eléctricos.
- Termopares.
- Termorresistencias.
- Sensores semiconductores.
- Termómetros de radiación (pirómetros).

### **Nivel**

El nivel corresponde a la altura que alcanza un líquido en el interior de un recipiente. La importancia de controlar esta magnitud radica en que, de no ser así, las unidades de proceso podrían llegar a desbordarse, o a vaciarse completamente.

A continuación se enumeran algunos medidores de nivel convencionales: [Acedo. J, 2002]

- Medidores locales de nivel con cristales de reflexión.
- Medidas de nivel utilizando desplazador.
- Medidor de desplazador con tubo de torsión.
- Medidas de nivel por presión diferencial.
- Medidores hidrostáticos de nivel en tanques.
- Interruptores de nivel.

### **pH**

El pH es una medida de la acidez o basicidad de una solución. Equivale a la concentración de iones o cationes hidrógeno  $[H^+]$  presentes en determinada sustancia. La sigla significa "potencial de hidrógeno".

El control de pH de una solución es crítico en una variedad de procesos. Los procesos de neutralización de pH son extremadamente difíciles debido a que exhiben un comportamiento fuertemente no lineal, debido a la curva estática de titración (que es la característica de salida del proceso), que puede variar varios órdenes de magnitud en un rango pequeño de valores de pH.

Usualmente el objetivo del control es regular el pH de la solución de salida a través de la manipulación del flujo de una solución básica ( $\text{pH} > 7$ ) y otra ácida ( $\text{pH} < 7$ ), compensando los posibles cambios en el flujo de la alimentación.

### **Composición**

Es importante controlar la composición de una corriente de fluido dentro de un proceso, ya que de ello dependerán aspectos tales como la calidad del producto final. Habitualmente el proceso de fabricación de cualquier producto tiene como premisa una serie de especificaciones que dicho producto debe cumplir. Estas especificaciones abarcan todo tipo de cualidades: color, olor, tacto, composición, pureza, etc.

En el caso de la planta proyectada el producto final, el hidrógeno, está destinado a ser utilizado como combustible, lo cual requiere de una alta pureza, de ahí la importancia de controlar dicha propiedad durante todo su proceso de fabricación.

### **11.3. DISEÑO DEL SISTEMA DE CONTROL DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO**

#### **11.3.1. Circuito de melazas**

##### **a. Caudal**

Se instalarán dos medidores de caudal, uno a la entrada y otro a la salida de la planta, de forma que se tenga constancia de la cantidad de melazas que entra continuamente a la planta, así como de la cantidad de residuo que sale de ella.

Los caudalímetros que se emplearán son de tipo electromagnético. Estos caudalímetros consisten en un carrete del diámetro de la tubería en la que se va a medir el caudal, con una bobina especial alrededor de dicho carrete. La señal que transmiten se genera por inducción y es proporcional a la velocidad del líquido que pasa por la tubería y por tanto por el “carrete” que forma el medidor magnético y que va intercalado en la tubería y sujeto por bridas.

Como no produce ningún estrechamiento en la tubería, no da lugar a pérdidas de carga alguna, y por otra parte tampoco da lugar a acumulación de las materias en suspensión que lleven las melazas siendo, por tanto el medidor de caudal idóneo para las aguas residuales [Metcalf & Eddy, 1995; Hdez. Muñoz et al., 1996], además son muy precisos a lo largo de grandes rangos de caudal [Perry et al., 2001].

Los modelos elegidos están fabricados por Lana-Sarrate y son válidos hasta temperaturas de 150°C; concretamente se empleará el modelo MS2500 válidos para un caudal de hasta 120 m<sup>3</sup>/h. Cada caudalímetro necesitará un convertidor de señal, modelo ML 110-B0A1B1 del mismo fabricante.

### **b. Temperatura**

Se instalará un lazo de control de la temperatura de las melazas en el interior del digestor acidogénico. Se tratará de un lazo en cascada que constará de:

- Un medidor de temperatura colocado en el digestor acidogénico, que informará de forma continua acerca del valor que toma la temperatura en el interior de la unidad.
- Un controlador de temperatura que tendrá asignado un set point.
- Un medidor de caudal, que proporciona información acerca del caudal de agua que entra en el intercambiador de calor.
- Un controlador de flujo, que regula el caudal de agua que entra al intercambiador.
- Un computador de señales que recibe la señal del set point del controlador de temperatura, evalúa la medida del caudal de agua y envía una señal al controlador de caudal para que abra o cierre la válvula de entrada de agua al intercambiador.

Ambos controladores se encontrarán físicamente en un solo controlador de procesos avanzado, junto con el computador de señales.

Además de este de control, se instalarán tres medidores adicionales de la temperatura; uno a la entrada de las melazas en la planta, otro en la columna de absorción y un último en el digestor metanogénico. Todos ellos permitirán conocer de manera continua la temperatura de las melazas procedentes de la azucarera, así como el valor de la temperatura en el interior de las unidades de proceso.

El medidor de temperatura que se utilizará en todos los casos es la sonda PT 100. Entre sus ventajas se encuentran su bajo coste, que presenta alta repetibilidad de la medida, gran precisión y estabilidad en amplios alcances. El principio físico subyacente en este tipo de sensor de temperatura es el incremento de resistencia eléctrica que experimenta un conductor al aumentar su temperatura. En algunos conductores metálicos (como el Platino) esta dependencia con la temperatura es aproximadamente lineal, en un rango bastante amplio de temperaturas.

El modelo seleccionado para medir la temperatura en los reactores es el AKO-14602; se instalarán en la pared de los digestores y utilizarán una sonda del tipo PT 100 (modelo AKO-15584).

Para las otras dos medidas de la temperatura en las conducciones de melazas se emplearán sensores de temperatura modelo TSA-Kobold, de acero inoxidable que se unen a la conducción mediante rosca.

El controlador de procesos avanzados será el modelo C355 de la casa comercial ABB, que posee la opción de la estrategia de control de lazo en cascada.

### **c. Nivel**

Se instalarán dos lazos en cascada para el control del nivel en cada uno de los dos digestores. Cada uno de ellos constará de los siguientes elementos:

- Un medidor de nivel, que mostrará datos de forma continua acerca del nivel que alcanzan las melazas en el digestor.
- Un controlador de nivel que tiene asignado un set point para alto nivel y otro para bajo nivel. Ambos niveles no podrán ser superior al espacio reservado para el biogás ni inferior a la salida de las melazas, respectivamente.
- Un medidor de flujo que mide el caudal de salida de melazas del digestor.
- Un controlador que acciona la válvula de salida del digestor.
- Un computador de señales que recibe la señal del set point del controlador de nivel, evalúa la medida del caudal de salida de las melazas y envía una señal al controlador de caudal para que abra o cierre la válvula de salida del reactor.

Todo esto se consigue mediante un interruptor de nivel. Para ambos reactores se han seleccionado interruptores de nivel que corresponden al modelo AKO-5316, que tienen la característica de controlar el nivel de depósitos que contengan líquidos corrosivos y de temperatura hasta 125°C. Están contruidos en acero inoxidable AISI 316.

### **d. pH**

El pH es una variable de gran importancia en la digestión anaerobia; por una parte, durante la etapa de la acidogénesis, como su propio nombre indica, es importante que el pH sea ligeramente ácido (del orden de 5) [García. J.L, 1997]. Sin embargo, en el caso de la metanogénesis, es necesario un pH en torno a 7, ya que es el pH óptimo de crecimiento de las bacterias metanogénicas. [Metcalf & Eddy, 1995].

Se proponen dos lazos cerrados para el control del pH en el interior de los digestores. Ambos constan de:

- Sensor de pH que mide el pH en el interior de cada reactor.
- Controlador que tiene asignado un set point y enviará una señal a una serie de válvulas que controlan la entrada de soluciones ácida y básica a los digestores.

Tanto las unidades de almacenamiento, como las bombas y tuberías por las que circulan ambas soluciones no son objeto del presente Proyecto.

Los medidores de pH que se van a emplear son el modelo WD-35807-10 de la casa comercial OAKTON, que protege al electrodo de partículas y aguanta temperaturas de hasta 100°C. La solución de referencia es KCl/AgCl. Se empleará un controlador Modelo pH 1000 Controller de la misma casa comercial, ideal para el sensor elegido.

### **11.3.2. Circuito de hidrógeno**

#### **a. Presión**

El hidrógeno producido es un gas muy inflamable, por lo que todas las unidades y conducciones por las que circule deberán estar muy controladas.

En el gasómetro es muy importante controlar la presión. El gasómetro seleccionado lleva incorporado un medidor de nivel ultrasónico y un controlador. A pesar de que es un medidor de nivel, la misión del lazo de control es mantener la presión requerida en el gasómetro. Este medidor servirá para detectar cuando hay un aumento o disminución de nivel de la membrana interior del gasómetro y ordenar a la soplante de apoyo que inyecte aire en la cámara presurizadora para mantener la presión requerida. Este medidor viene incluido en el gasómetro.

Además, se instalarán también dos medidores de presión; uno en la cubierta del digestor acidogénico, y otro en el fondo superior de la torre de absorción.

Como medidor de presión para el digestor acidogénico se utilizará el modelo TC/716-051 de TC-Direct, que mide presiones relativas de hasta 1 bar. En el caso de la torre, se propone el modelo TC/716-130, también de TC-Direct, que mide presiones relativas en este caso de hasta 100 bar.

### **b. Hidrógeno**

El hidrógeno generado en la planta constituye la principal fuente de beneficios de la misma, estando destinado para su uso como combustible y siendo, por tanto, vital un alto grado de pureza y calidad de dicho gas.

Para controlar dicha pureza se propone un lazo en cascada que controle la composición de la corriente de salida de la columna de absorción. Dicho lazo constará de:

- Un analizador de gases en continuo, que además de medir las concentraciones de los distintos componentes de la corriente, dispone de un controlador al que se le puede introducir un set – point. Este analizador se situará a la salida de la torre de absorción.
- Un caudalímetro que mide el flujo de DEA que entra a la columna de absorción.
- Un controlador del caudal de DEA que entra a la torre, que recibe su set point del analizador de gases.

El analizador de gases seleccionado corresponde al modelo Caldos 25 de ABB, que además incluye el concepto de seguridad con control de purga interna y monitorización de alarmas. El principio de medida de este analizador se basa en las diferentes conductividades térmicas que tienen los gases. La concentración de cada componente a medir se determina cuantitativamente en una mezcla gaseosa binaria o cuasi binaria referente a su conductividad térmica.

El caudalímetro que se empleará será de tipo electromagnético, en concreto, será el mismo modelo que el empleado para medir el caudal de melazas, ya que es válido hasta temperaturas de 150°C y tiene una presión nominal de 16 MPa; concretamente se empleará el modelo MS2500 de Lana – Sarrate, que mide caudales de hasta 120 m<sup>3</sup>/h. El caudalímetro necesitará un convertidor de señal, modelo ML 110-B0A1B1 del mismo fabricante.

El controlador de caudal seleccionado será el modelo 214 D, de Lana – Sarrate, diseñado para aplicaciones que requieran un control preciso de caudal. Este controlador acepta entradas de caudal de pulsos o frecuencia que pueden ser generadas por una turbina, un desplazamiento positivo, un caudalímetro tipo paleta u otro tipo de caudalímetro.

### **11.3.3. Circuito de biogás**

#### **a. Presión**

El biogás generado es un gas combustible, por tanto inflamable, motivo por el cual todas las unidades y conducciones por las que circule deberán estar muy controladas.

En el gasómetro es muy importante controlar la presión. El gasómetro seleccionado lleva incorporado un medidor de nivel ultrasónico y un controlador, al igual que el gasómetro 1, ya que ambos son del mismo fabricante. El medidor viene incluido en el gasómetro.

Además, se instalarán también dos medidores de presión; uno en la cubierta del digester metanogénico, y otro en la conducción de entrada al digester, que pertenece al sistema de agitación, para su posterior distribución a través de los difusores.

Los medidores de presión seleccionados corresponden al modelo TC/716-051 de TC-Direct, que mide presiones relativas de hasta 1 bar.

### **b. Metano**

Los productos finales de la degradación anaerobia metanogénica son el CO<sub>2</sub> y el CH<sub>4</sub> y, aunque la producción total de biogás es un buen indicador de la marcha del sistema, es más interesante el cuantificar la producción de CH<sub>4</sub> aisladamente. Si la digestión transcurre con normalidad, la producción de metano debe ser constante. Así, puede considerarse que existe un desequilibrio cuando se detecte una variación tanto en la producción de biogás como en la composición del mismo. Una disminución de la relación CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> significa que la actividad de las bacterias metanogénicas se encuentra inhibida o, al menos, desequilibrada con respecto a la actividad acidogénica.

A la salida de gas del digestor se deberá controlar la composición del gas en metano al menos 3 veces por semana. Esto puede ser medido por espectroscopia de infrarrojos, conductividad térmica o calorimetría [Wheatley. A , 1990].

La siguiente tabla muestra la relación de medidores y lazos de control que se instalarán en la planta de producción de hidrógeno:

<b>CIRCUITO DE MELAZAS</b>		
<b>LAZOS DE CONTROL</b>		
<b>Tipo de lazo</b>	<b>Variable controlada</b>	<b>Set point</b>
<b>Cascada</b>	Temperatura de las melazas en el interior del digestor acidogénico	35°C
<b>Cascada</b>	Nivel de las melazas en el reactor acidogénico	Por encima de la salida de las melazas y por debajo de la cubierta reservada para el hidrógeno
<b>Cascada</b>	Nivel de las melazas en el metanogénico	Por encima de la salida de las melazas y por debajo del espacio reservado para el biogás
<b>Cerrado</b>	pH en el digestor acidogénico	5
<b>Cerrado</b>	pH en el digestor metanogénico	7
<b>MEDIDORES</b>		
2 medidores de caudal de melazas: uno a la entrada de la planta y otro a la salida de la misma		
3 medidores de temperatura: uno a la entrada de las melazas en la planta, otro en la columna de absorción y un último en el digestor metanogénico		
<b>CIRCUITO DE HIDRÓGENO</b>		
<b>LAZOS DE CONTROL</b>		
<b>Tipo de lazo</b>	<b>Variable controlada</b>	<b>Set point</b>
<b>Cerrado</b>	Presión en el interior del gasómetro	84 kg/cm <sup>2</sup>
<b>Cascada</b>	Composición de hidrógeno en la corriente de salida de la columna de absorción	99%

<b>MEDIDORES</b>		
<b>2 medidores de presión de hidrógeno; uno en la cubierta del digestor acidogénico y otro en el fondo superior de la columna</b>		
<b>CIRCUITO DE BIOGÁS</b>		
<b>LAZOS DE CONTROL</b>		
<b>Tipo de lazo</b>	<b>Variable controlada</b>	<b>Set point</b>
<b>Cerrado</b>	Presión en el interior del gasómetro	0,02 kg/cm <sup>2</sup>
<b>MEDIDORES</b>		
<b>2 medidores de presión de biogás; uno en la cubierta del digestor metanogénico y otro en la conducción de entrada al digestor, que pertenece al sistema de agitación</b>		
<b>1 medidor de la proporción de metano en el biogás a la salida del digestor metanogénico</b>		

**Tabla 11.4:** Medidores y lazos de control propuestos

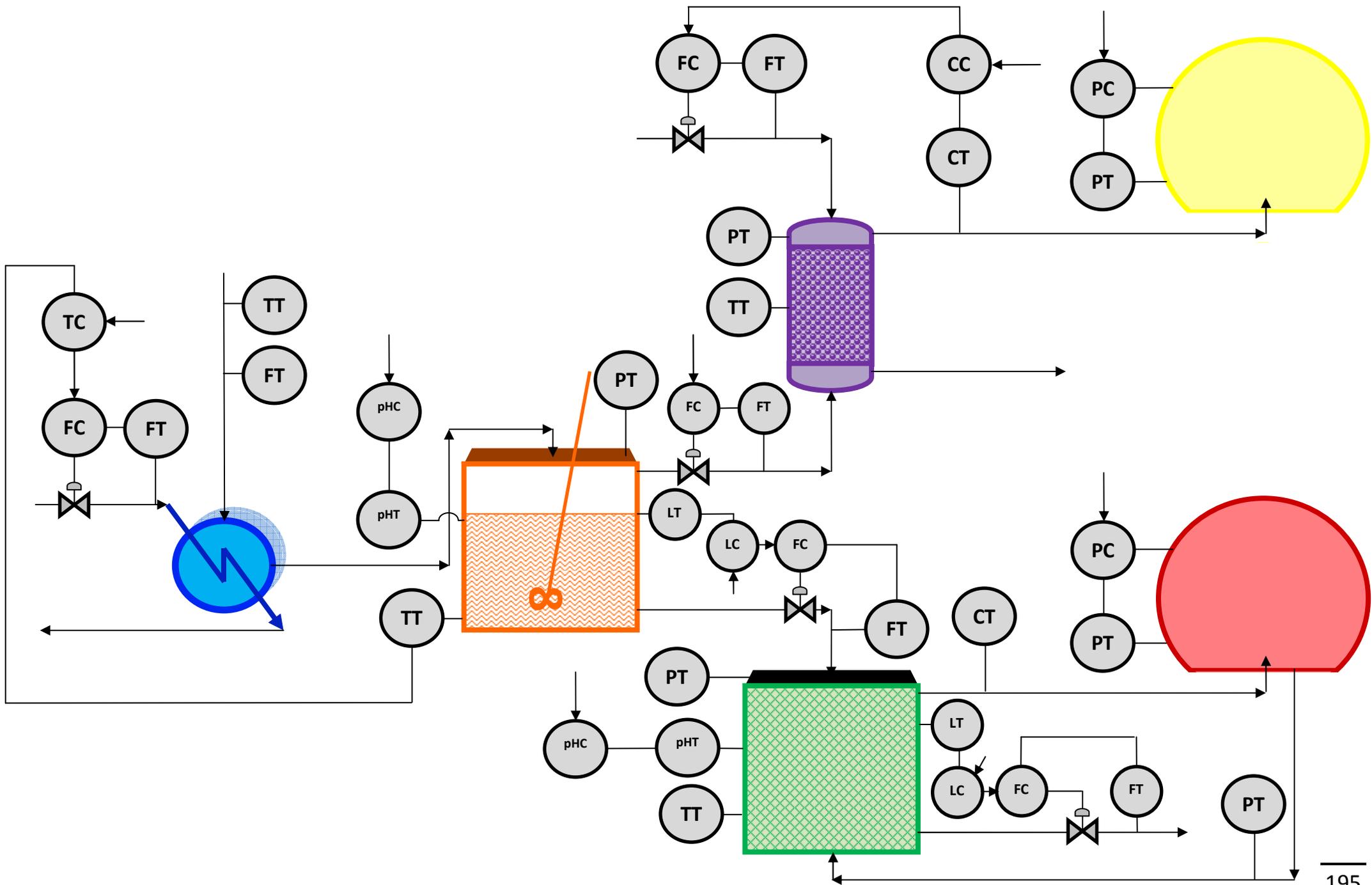


Figura 11.4: Lazos de control propuestos para la planta de producción de hidrógeno

## **CAPÍTULO 12. SEGURIDAD E HIGIENE**

### **12.1. LEGISLACIÓN APLICABLE EN MATERIA DE SEGURIDAD**

- **Ley 31/1995**, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.
- **Real Decreto 1995/1978**, de 12 de mayo, por el que se aprueba el cuadro de enfermedades profesionales en el sistema de la seguridad social.
- **Real Decreto 1244/1979**, de 4 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión.
- **Real Decreto 1942/1993**, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios.
- **Real Decreto 400/1996**, de 1 de marzo. Aparatos y sistemas de protección para uso en atmósferas potencialmente explosivas.
- **Real Decreto 485/1997**, de 14 de abril. Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- **Real Decreto 486/1997**, de 14 de abril. Disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- **Real Decreto 664/1997**, de 12 de mayo, sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes biológicos durante el trabajo.
- **Real Decreto 773/1997**, de 30 de mayo. Disposiciones mínimas sobre utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
- **Real Decreto 1254/1999**, de 16 de julio, por el que se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes.
- **Real Decreto 379/2001**, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus instrucciones técnicas complementarias.

- **Real Decreto 614/2001**, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- **Real Decreto 842/2002**, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión.
- **Real Decreto 681/2003**, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo.
- **Real Decreto 2267/2004**, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.
- **Reglamento (CE) 1907/2006** del Parlamento Europeo y del Consejo, de 18 de diciembre, relativo al registro, la evaluación, la autorización y la restricción de las sustancias y preparados químicos (REACH).

## **12.2. LEGISLACIÓN APLICABLE EN MATERIA DE HIGIENE DEL TRABAJO**

- **Real Decreto 286/2006**, de 10 de marzo, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.
- **Real Decreto 664/1997**, de 12 de mayo, sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes biológicos durante el trabajo.
- **Real Decreto 374/2001**, de 6 de abril sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo.

### **11.3. ANÁLISIS DE RIESGOS Y ESTABLECIMIENTOS DE MEDIDAS PREVENTIVAS**

La seguridad es la ciencia que trata de evitar el accidente de trabajo. Las técnicas de seguridad constituyen un conjunto de actuaciones, dirigidas a la detección y corrección de los distintos factores que intervienen en los riesgos de accidentes de trabajo y al control de sus posibles consecuencias.

En el desarrollo de un accidente de trabajo se pueden identificar tres fases, básicas en el planteamiento de las técnicas de seguridad. Estas tres fases son:

1. Fase de localización de riesgos.

Le corresponden técnicas analíticas, a través de las que se recopila toda la información derivada de los accidentes anteriores, que ayudan a evitar que el mismo accidente se vuelva a producir en un futuro, ya que no se puede olvidar que un accidente es la actualización de unos factores de riesgo que ya existían.

2. Fase de prevención de riesgos.

Le corresponden las llamadas técnicas operativas de concepción y corrección.

3. Fase de protección de riesgos frente a las consecuencias del accidente.

Le son asignadas las técnicas operativas de corrección mediante:

- Adaptación de sistemas de seguridad.
- Adaptación de dispositivos y resguardos.
- Protecciones personales.
- Normas de seguridad y señalización de riesgos.
- Divulgación y acciones de grupos.
- Disciplina e incentivos.

El concepto actual de salud como “equilibrio y bienestar físico, mental y social” incluye:

- La salud física o salud orgánica como resultado del correcto funcionamiento del conjunto de células, tejidos, órganos y sistemas del cuerpo humano.

- La salud psíquica que presupone un equilibrio intelectual y emocional.
- La salud social o bienestar en la vida relacional del individuo.

Las alteraciones del ambiente generadas por el trabajo crean una serie de factores agresivos para la salud, entre los que se encuentran:

- ❖ Factores mecánicos.
- ❖ Agentes físicos.
- ❖ Contaminantes químicos.
- ❖ Factores biológicos.
- ❖ Tensiones psicológicas y sociales.

Se entiende por análisis de riesgos el proceso de valoración del riesgo que entraña para la salud y la seguridad de los trabajadores la posibilidad de que se verifique un determinado peligro en el lugar de trabajo.

El riesgo cero es imposible, siempre existe el riesgo de que se materialice un determinado accidente, pero se debe intentar disminuir la probabilidad de que se produzca, disminuir las consecuencias de estos accidentes y, en caso de que se produzcan, estar preparados para la correcta actuación.

Después de hacer un estudio de la planta de producción de hidrógeno diseñada, se han identificado los siguientes riesgos:

- a. Riesgos en máquinas.
- b. Riesgos en la planta.
- c. Riesgos químicos.
- d. Riesgos físicos.
- e. Riesgos biológicos
- f. Riesgos de explosión

A continuación se describirán cada uno de estos riesgos y se propondrán algunas medidas de seguridad.

### **12.3.1. Riesgos en máquinas**

Los accidentes producidos por máquinas en nuestro país suponen un elevado porcentaje, e implican una gravedad alta derivada en lesiones de importancia o incapacidades importantes.

Las lesiones más frecuentes que suelen originarse en este tipo de accidentes son fracturas, amputaciones, heridas, cortes y quemaduras.

La ley de Prevención de Riesgos Laborales establece en el artículo 41 que los fabricantes, importadores y suministradores de maquinaria, equipos, productos y útiles de trabajo están obligados a asegurar que éstos no constituyan una fuente de peligro para el trabajador, siempre que sean instalados y utilizados en las condiciones, forma y para los fines recomendados por ellos. Así mismo, también establece la obligación del empresario de garantizar la Seguridad y Salud de los trabajadores en todos los aspectos relacionados con el trabajo.

Por otra parte, el Real Decreto 1435/1992 y modificación según el Real Decreto 56/1995 afecta a la comercialización de las máquinas, y se basa en el establecimiento de requisitos mínimos generales que deben ser cumplidos por el fabricante de dichas máquinas.

Los riesgos derivados de la utilización de máquinas en los lugares de trabajo pueden ser debidos a las características de la propia máquina o al uso que se hace de la misma.

Las medidas que se proponen para prevenir los riesgos por la utilización de maquinaria en la planta proyectada son los siguientes:

- 1.** Para cada unidad, equipo, máquina o herramienta, se dispondrán una serie de normas de utilización segura, indicando así mismo cuál es el EPI (Equipo de Protección Individual) más conveniente.

Toda esta información se recogerá en un formulario que se colocará en la unidad, equipo, máquina o herramienta, de modo que sea accesible y visible para todo aquél que se disponga a manipular la máquina.

2. Las zonas peligrosas (las proximidades de la torre de absorción, por ejemplo) se señalarán físicamente.
3. Las zonas de trabajo con máquinas estarán adecuadamente iluminadas.
4. Para las operaciones de carga y descarga, limpieza, ajuste o mantenimiento de las máquinas deben pararse, bloquearse si fuera necesario, señalizarse y comprobar previamente que no existe riesgo en su manipulación.
5. Los armarios y cuadros eléctricos que alimenten máquinas y puedan originar riesgo eléctrico en los trabajadores deben disponer de las protecciones reglamentarias.
6. Las máquinas solo serán manipuladas por los operarios debidamente cualificados y autorizados para ello.
7. Periódicamente se organizarán reuniones y cursos para que los trabajadores reciban una formación mínima sobre los riesgos derivados de la utilización de máquinas y su prevención.

### **12.3.2. Riesgos en la planta**

Lo más conveniente es establecer en la planta diseñada una serie de procedimientos para que todo el mundo quede protegido de la exposición a riesgos, y se lleven a cabo programas de control para eliminar el riesgo de exposiciones accidentales:

#### **1. Procedimientos de arranque y parada**

La planificación completa de una parada incluirá una preparación previa de la unidad en cuestión, y una preparación por parte de otros departamentos cuyas operaciones se verán afectadas, tales como otras unidades próximas, zonas de bombas, servicios generales,...

Estos procedimientos se indicarán por escrito y se deberán cumplir estrictamente.

El procedimiento de parada deberá incluir las siguientes fases: detención de la alimentación; enfriamiento y despresurización; bombeo; extracción de los residuos; extracción de las sustancias corrosivas o venenosas; evacuación del agua; inspección para la entrada, incluido el uso del EPI.

El procedimiento de arranque incluirá las siguientes etapas consecutivas: preparaciones preliminares; preparación de servicios y equipo auxiliar; eliminación del aire; prueba de tensión; eliminación del agua; provocar la corriente en la unidad.

## **2. Mantenimiento**

Apantallamiento u obturación. Normalmente, el entubado conectado a las bombas, recipientes, etc., deberá quedar apantallado antes del inicio del trabajo. Las válvulas deberán encadenarse, cerrarse y bloquearse o sellarse.

Bloqueos eléctricos. Los equipos eléctricos o de accionamiento eléctrico deberán tener el conmutador principal o el interruptor bien cerrado, o al menos separado antes de recibir autorización para trabajar en el equipo.

Pruebas de gas. Las pruebas de gas a temperatura ambiente se realizarán antes y durante los procesos de mantenimiento si existe alguna posibilidad de riesgo a causa de los gases.

## **3. Protección individual**

Equipo de prendas protectoras. Se utilizarán para evitar el contacto de la piel con líquidos y vapores que sean tóxicos si la piel los absorbe, como por ejemplo la DEA. Dependiendo de las consecuencias y del potencial de exposición, entre las prendas protectoras pueden incluirse guantes impermeables, botas, gorros, delantales, protectores faciales, gafas químicas y trajes.

Detección de fugas y averías. Se instalarán dispositivos que registren continuamente los resultados de las muestras de aire. En las zonas peligrosas o en sus proximidades no se utilizarán instrumentos que puedan generar chispas eléctricas, bien cuando estén funcionando o bien cuando estén averiados.

Reconocimientos médicos. Será norma exigir reconocimientos médicos planificados y periódicos para que los requisitos de trabajo no pongan en peligro la salud y seguridad del individuo, ni sobrepasen su capacidad física. Los programas de reconocimientos en intervalos periódicos dependerán de los peligros potenciales a los que la persona pueda estar expuesta en su puesto de trabajo, y los resultados del examen pueden utilizarse para evaluar la eficacia de los programas de protección sanitaria.

Higiene industrial. Se llevarán a cabo estudios toxicológicos de los productos implicados en los procesos. También se desarrollarán programas de higiene industrial para controlar el entorno laboral.

### **12.3.3. Riesgos químicos**

Según el Real Decreto 374/2001, de 6 de abril sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo, se entiende por agente químico todo elemento o compuesto químico, por sí solo o mezclado, tal como se presenta en estado natural o es producido, utilizado o vertido, incluido el vertido como residuo, en una actividad laboral, se haya elaborado o no de modo intencional y se haya comercializado o no, y la exposición a un agente en el lugar de trabajo que implica el contacto de éste con el trabajador, normalmente por inhalación o por vía dérmica.

Las vías de entrada de los tóxicos en el organismo humano son: respiratoria, dérmica, digestiva y parenteral.

Las distintas formas en que pueden presentarse los contaminantes químicos se muestran en la siguiente tabla:

<b>Polvo</b>	Partículas sólidas en suspensión
<b>Aerosoles</b>	Agregados de varias moléculas en suspensión
<b>Gases</b>	Líquido volátil en forma de moléculas individuales gaseosas mezcladas con los componentes del aire
<b>Vapores</b>	Moléculas individuales gaseosas en mezcla con los componentes del aire

**Tabla 12.1:** Posibles formas de los contaminantes químicos

**Fuente:** Apuntes Máster en Gestión integrada de Calidad, Medio Ambiente y Prevención de Riesgos Laborales

En la planta de producción de hidrógeno se emplean o generan los siguientes agentes químicos:

**Dietanolamina.** Es una sustancia de carácter básico y corrosivo. En principio la exposición es mínima, puesto que está almacenada y su alimentación a la torre de absorción está automatizada. Sin embargo, pueden surgir operaciones de mantenimiento o reparación durante las cuales la exposición a este agente puede ser mayor.

La exposición a la DEA puede provocar:

- Por inhalación: irritación en ojos, nariz, garganta y tracto respiratorio, tos, dificultad para respirar, mareo, dolor de cabeza, náusea y vómito.
- Piel: irritación severa, dolor, enrojecimiento, inflamación, ampollas y quemaduras.
- Ojos: irritación, enrojecimiento, inflamación, quemaduras y vista nublada, pudiendo llegar a la ceguera.

- Ingestión: irritación y quemaduras en la boca, garganta, esófago y estómago, con dolor abdominal y en el pecho.

(ver ficha de seguridad en el **Anexo 12**)

Las medidas preventivas que se proponen son las siguientes:

a. La concepción y la utilización de procedimientos de trabajo, controles técnicos, equipos y materiales que permitan, aislando al agente en la medida de lo posible, evitar o reducir al mínimo cualquier escape o difusión al ambiente o cualquier contacto directo con el trabajador que pueda suponer un peligro para la salud y seguridad de éste.

b. Medidas de ventilación u otras medidas de protección colectiva, aplicadas preferentemente en el origen del riesgo, y medidas adecuadas de organización del trabajo.

c. Medidas de protección individual (guantes resistentes a la agresión química, ropa adecuada de trabajo, gafas de seguridad, pantalla facial, etc.) cuando las medidas anteriores sean insuficientes y la exposición o contacto con el agente no pueda evitarse por otros medios.

d. Manipular por personal cualificado.

e. No comer, ni beber ni fumar durante el trabajo.

f. Se instalarán señales de sustancia corrosiva, en los depósitos, tuberías, etc. En los que se halle esta sustancia.

**Biogás.** El biogás generado en el digester metanogénico y almacenado en el gasómetro está constituido principalmente por CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> siendo el metano el elemento en mayor proporción, constituye el 65% del volumen del biogás.

Como exposición a estos dos agentes químicos, los riesgos más importantes son la inhalación, pérdida de conocimiento en el caso del CH<sub>4</sub> y en el caso del CO<sub>2</sub> vértigo, dolor de cabeza, taquicardia y aumento de la presión sanguínea (ver fichas de seguridad en el Anexo 12).

Las medidas preventivas que se sugieren son:

- a) Reducir al mínimo cualquier escape o fuga.
- b) En el caso de realizar operaciones de mantenimiento o reparaciones de avería tanto en el digestor como en el gasómetro, será de uso obligatorio un equipo de respiración autónoma, además de las protecciones individuales pertinentes.

**Hidrógeno.** Este agente químico no tiene efectos perjudiciales para el hombre conocidos a las temperaturas de operación.

#### **12.3.4. Riesgos físicos**

El único agente físico que puede representar un riesgo para los trabajadores de la planta diseñada es el ruido.

El ruido es el contaminante más habitual en la industria. Casi sin excepción ningún trabajador está a salvo de los efectos patológicos del ruido.

La disposición fundamental en España relativa a la protección de los trabajadores frente a los riesgos derivados de la exposición al ruido en el trabajo es el Real Decreto 1316/1989 de 27 de octubre. En dicho Real Decreto se recogen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en el trabajo que debe aplicar el empresario en su centro de trabajo.

Se determina con toda claridad:

1. Que es el empresario el encargado de realizar las evaluaciones pertinentes.
2. Las medidas deberán efectuarse con equipos de medición que cumplan con la Norma CEI 651 para instrumentos del tipo 2, siendo preferible el tipo 1.
3. Se debe realizar un evaluación inicial en todos los puestos de trabajo de todos los sectores de actividad.

4. Si el Nivel de Ruido Diario Equivalente es inferior a 90 dB pero es superior a 85 dB también se deberá realizar una nueva evaluación antes de un año.
5. Si el Nivel de Ruido Diario Equivalente es superior a 80 dB e inferior a 85 dB, la evaluación ambiental deberá realizarse antes de tres años.

Todas las máquinas: soplantes, bombas, alarmas, etc., son fuentes de ruido que, además de definirse como un sonido molesto, se considera como una clase de contaminación.

El ruido se define como un sonido no deseado, inarticulado, confuso, cuya intensidad varía con el tiempo. El oído humano es capaz de detectar desde un sonido asociado a una onda de presión de tan solo 20 mPa hasta 10 millones de veces este valor (20 Pa), valor correspondiente al umbral de dolor (120 dB).

Los efectos patológicos del ruido son:

- Trauma acústico: lesión del oído interno. Irreversible.
- Hipertensión arterial.
- Alteración del ritmo cardiaco.
- Trastornos de tipo respiratorio.
- Perturbación en la secreción hormonal (adrenalina).
- Trastornos nerviosos.

Para la medición de ruidos se utilizan sonómetros, dosímetros y analizadores de frecuencia:

- Sonómetro: mide variaciones en la presión de sonido por un micrófono.
- Dosímetro: mide la energía sónica recibida durante un periodo de tiempo, expresándola como porcentaje de la dosis máxima permitida.
- Analizador de frecuencia: identifica las frecuencias principales de un ruido.

Según el R.D. 286/2006, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido, en ningún caso la exposición del trabajador deberá superar los valores límite de exposición establecidos en dicho reglamento.

Por tanto, se calcularán los niveles de ruido en cada parte de la planta y se comparará con los valores permitidos. Si estos valores son mayores, se tomarán las siguientes medidas preventivas:

a) Sobre la fuente:

- Disminuyendo la energía del ruido por medio de sistemas conductores de la vibración.
- Cambiando el acoplamiento entre el sistema productor del ruido y el sistema propagador.
- Sustitución por otro equipo menos sonoro.

b) Sobre el medio de transmisión:

- Aumentando la distancia entre la fuente y el receptor.
- Aislar acústicamente la fuente de ruido.

c) Sobre el receptor:

- Utilización de protecciones personales: tapones (reducen 10-20 dB), auriculares (reducen 50 dB).
- Aislado al trabajador.
- Realizando una rotación del personal para reducir el tiempo de exposición.

#### **12.3.5. Riesgos biológicos**

La legislación vigente, Real Decreto 664/1997, de 12 de mayo, sobre la "Protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes biológicos durante el trabajo", contempla dentro de la definición de agentes biológicos a:

- Los microorganismos, con inclusión de los genéticamente modificados.
- Los cultivos celulares.
- Los endoparásitos humanos susceptibles de cualquier tipo de infección, alergia o toxicidad.

En la planta de producción de hidrógeno diseñada no existe el riesgo potencial, como puede existir en otro tipo de plantas como por ejemplo en las EDAR (Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales) de adquirir alguna de las siguientes enfermedades: leptospirosis, brucelosis, tétanos, fiebre tifoidea, hepatitis, viral, etc.

Las melazas procedentes de la azucarera se encuentran a una temperatura de 50°C, por tanto, se limita la posible presencia de agentes biológicos.

Los lodos que se emplean como inóculos del digester anaerobio sí que representan un riesgo moderado, ya que están constituidos principalmente de bacterias.

Una vez puesta en marcha la planta, se realizará una evaluación de los riesgos a la exposición a agentes biológicos (inóculo del digester, producto semi-digerido). Si los resultados de la evaluación ponen de manifiesto que existe un riesgo para la seguridad o la salud de los trabajadores a causa de la exposición a éstos, se tomarán, en primer lugar, las medidas necesarias para evitar dicha exposición.

En el caso de procesos biológicos como es la digestión anaerobia, resulta muy difícil evitar la exposición a los agentes biológicos (su presencia es imprescindible el proceso), por tanto, se reducirá el riesgo de la misma al nivel más bajo posible, para garantizar adecuadamente la seguridad y la salud de los trabajadores afectados, a través de las siguientes medidas:

a) Establecimiento de procedimientos de trabajo y medidas técnicas apropiadas para evitar o minimizar la existencia de agentes biológicos en el medio del trabajo.

b) Reducción, al mínimo posible, del número de trabajadores que estén o puedan estar expuestos.

c) Adopción de medidas de protección colectiva o, en su defecto, de protección individual, cuando no sea posible evitar la exposición por otros medios (guantes impermeables para establecer contacto con las melazas, lodos o residuos de la depuradora, equipo de respiración autónoma para el mantenimiento del interior del digestor, ropa de trabajo adecuada, gafas protectoras, etc. ).

d) Utilización de las medidas de higiene que eviten o dificulten la dispersión del agente biológico (lavar la ropa de trabajo en la planta, si es posible a más de 90°C. Ducharse, lavarse y desinfectarse al terminar el trabajo, antes de vestirse o antes de comer. Evitar la aparición de ratas, moscas y mosquitos. Vacunación del personal, etc).

e) Instalación de una señal de peligro biológico, así como de otras señales de advertencia que fueran pertinentes.

f) Aplicar medidas especiales de protección para todos aquellos trabajadores que tengan riesgos adicionales.

#### **12.3.6. Riesgos de explosión**

Atendiendo al Real Decreto 681/2003, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo, se entenderá por atmósfera explosiva la mezcla con el aire, en condiciones atmosféricas, de sustancias inflamables en forma de gases, vapores, nieblas o polvos, en la que, tras una ignición, la combustión se propaga a la totalidad de la mezcla no quemada.

El hidrógeno generado en el digestor acidogénico y purificado en la columna de absorción se almacena en un gasómetro de 780 m<sup>3</sup> y a una presión de 84 kg/cm<sup>2</sup>. Por su parte, el biogás que se genera en el digestor metanogénico se almacena en un gasómetro de 100 m<sup>3</sup> y a una presión de 0,02 kg/cm<sup>2</sup>.

Ambas sustancias son inflamables; el hidrógeno por sí mismo tiene un alto riesgo de inflamación al entrar en contacto con el aire, mientras que el biogás está compuesto en un 65% por metano, lo cual también es una sustancia inflamable.

Además ambos gases están sometidos a presión, lo que supone un elemento de riesgo de explosión y de incendio.

Las medidas preventivas que se proponen son las siguientes:

**1.** Impedir o evitar en la medida de lo posible la formación de atmósferas explosivas (mezcla aire/gas). Para ello, se instalarán las siguientes medidas de seguridad en los circuitos de gas:

- Válvula de seguridad
- Válvula rompedora de vacío
- Apagallamas
- Separador de sedimentos
- Purgadores de condensado
- Reguladores de presión
- Quemador de biogás en exceso.

**2.** En caso de que la fuga no se haya podido evitar, lo siguiente será evitar la ignición de atmósferas explosivas y atenuar los efectos perjudiciales de una explosión de forma que se garantice la salud y la seguridad de los trabajadores. Para ello se hará una clasificación de las áreas de riesgo en zonas teniendo en cuenta la frecuencia con que se produzcan atmósferas explosivas y su duración.

En el caso que nos ocupa habrá cinco áreas de riesgo: el digestor acidogénico, la columna de absorción, el digestor metanogénico y los dos gasómetros. Según el Real Decreto 681/2003, ambas áreas serán del tipo ZONA 2, puesto que es un área de trabajo en la que no es probable, en condiciones normales de explotación, la formación de una atmósfera explosiva consistente en una mezcla con aire de sustancias inflamables en forma de gas, vapor o niebla.

Las medidas de protección contra las explosiones serán las siguientes:

- a) Cuando se trate de evitar los riesgos de ignición, se deberán tener en cuenta las descargas electrostáticas producidas por los trabajadores o el entorno de trabajo como portadores o generadores de carga. Se deberá proveer a los trabajadores de calzado antiestático y ropa de trabajo adecuada hecha de materiales que no den lugar a descargas electrostáticas que puedan causar la ignición de atmósferas explosivas.
- b) La instalación, los aparatos, los sistemas de protección y sus correspondientes dispositivos de conexión sólo se pondrán en funcionamiento si el documento de protección contra explosiones indica que pueden usarse con seguridad en una atmósfera explosiva.
- c) Se dispondrán las medidas oportunas para reducir al máximo los riesgos que puedan correr los trabajadores por los efectos físicos de una explosión.
- d) En caso necesario, los trabajadores deberán ser alertados mediante la emisión de señales ópticas y/o acústicas de alarma y desalojados en condiciones de seguridad antes de que se alcancen las condiciones de explosión.

- e) Se dispondrán y mantendrán en funcionamiento salidas de emergencia que, en caso de peligro, permitan a los trabajadores abandonar con rapidez y seguridad los lugares amenazados.

En todas las áreas en que puedan formarse atmósferas explosivas deberán utilizarse aparatos y sistemas de protección con arreglo a las categorías fijadas en el Real Decreto 400/1996, de 1 de marzo, relativo a los aparatos y sistemas de protección para uso en atmósferas potencialmente explosivas. Concretamente, para la zona 2 y, en el caso que nos ocupa, se dispondrá de aparatos de la categoría 3. La categoría 3 comprende los aparatos diseñados para poder funcionar en las condiciones prácticas fijadas por el fabricante y asegurar un nivel normal de protección. Los aparatos de esta categoría están destinados a utilizarse en un ambiente en el que sea poco probable la formación de atmósferas explosivas debidas a gases, vapores, nieblas o polvo en suspensión.

Los requisitos aplicables a los aparatos de la categoría 3 para atmósferas explosivas debidas a la presencia de gases, vapores o nieblas son:

- Los aparatos deberán diseñarse y fabricarse de manera que se eviten los focos de ignición previsibles en caso de funcionamiento normal.
- Las temperaturas de superficie que aparezcan no deberán superar, en las condiciones de funcionamiento previstas, las temperaturas máximas de superficie indicadas. Sólo será tolerable superar dichas temperaturas, de manera excepcional, cuando el fabricante adopte medidas complementarias de protección especiales.

### **12.3.7. Riesgos de almacenamiento de sustancias químicas**

La reglamentación española sobre almacenamiento de productos químicos está recogida en el Real Decreto 379/2001 y sus instrucciones técnicas complementarias.

Los riesgos potenciales de los almacenamientos son explosión (química, física...), incendio, liberación de vapores y gases tóxicos, derrames de producto, reacciones violentas, etc.

En la planta de depuración diseñada en el presente proyecto se requiere el almacenamiento de la DEA (el diseño del tanque de almacenamiento no constituye objeto del presente proyecto) que es un producto químico corrosivo, por tanto será de aplicación la instrucción técnica complementaria MIEAPQ-6: Almacenamiento de líquidos corrosivos.

Acudiendo a dicha ITC, los recipientes que contengan ese tipo de sustancias deberán poseer una serie de medidas de seguridad:

- a) Señalización. En el almacenamiento y en las conducciones de trasiego de la DEA se colocarán, de manera visible, señales normalizadas, que indiquen claramente la presencia de líquidos corrosivos.
- b) Prevención de derrames. Para evitar proyecciones de líquido corrosivo por rebosamiento del depósito se garantizará que no haya sobrellenado del recipiente por medio de dos elementos de seguridad independientes, por ejemplo, indicadores de nivel y alarma independiente de alto nivel.
- c) Iluminación. El almacenamiento estará convenientemente iluminado cuando se efectúe la manipulación del hidróxido sódico diluido.

d) Duchas y lavajos. Se instalarán duchas y lavajos en las inmediaciones de los lugares de trabajo, fundamentalmente en áreas de carga y descarga, llenado de bidones, bombas y puntos de toma de muestras. Las duchas y lavajos no distarán más de 10 metros de los puestos de trabajo indicados y estarán libres de obstáculos y debidamente señalizados.

En la mencionada ITC también se recogen los siguientes aspectos relacionados con las condiciones generales de almacenamiento, distancia entre recipientes y obra civil:

❖ Sistemas de venteo y alivio de presión

Todo recipiente deberá disponer de sistemas de venteo o alivio de presión para prevenir la formación de vacío o presión interna, de tal modo que se evite la deformación del techo o de las paredes como consecuencia de las variaciones de presión producidas por efecto de los llenados, vaciados o cambios de temperatura. Las salidas de dicho sistema estarán alejadas de los puntos de operación y vías de circulación en donde las personas puedan verse expuestas, o se protegerán adecuadamente para evitar las proyecciones de líquidos y vapores.

❖ Distancia entre recipientes

La separación entre dos recipientes de líquidos corrosivos contiguos debe ser la suficiente para garantizar un buen acceso a los mismos, con un mínimo de 1 metro.

❖ Cimentaciones

En el caso de tanques con fondo plano la superficie sobre la que descansa el fondo del tanque deberá quedar a 30 cm, como mínimo, por encima del suelo y deberá ser impermeable al producto a contener, de forma que las posibles fugas por el fondo salgan al exterior.

❖ Cubetos de retención

Según la ITC, los recipientes fijos para almacenamiento de líquidos corrosivos exteriores o dentro de edificios deberán disponer de un cubeto de retención, que podrá ser común a varios recipientes.

La distancia mínima horizontal entre la pared mojada del recipiente y el borde interior de la coronación del cubeto, será igual o superior a 1 m. En el caso que nos ocupa se ha seleccionado una distancia de 1,5 m.

El fondo del cubeto tendrá una pendiente mínima del 1 por 100, de forma que todo el producto derramado escurra rápidamente hacia el punto de recogida y posterior tratamiento de efluentes.

La capacidad útil del cubeto será, como mínimo, igual a la capacidad del recipiente.

Las paredes y fondos de los cubetos deberán ser de un material que asegure la estanquidad de los productos almacenados durante el tiempo necesario previsto para su evacuación, con un tiempo mínimo de cuarenta y ocho horas, debiendo ser diseñadas para poder resistir la presión hidrostática debida a la altura total del líquido a cubeto lleno.

En los cubetos deberán existir accesos normales y de emergencia, señalizados, con un mínimo de dos en total y en número tal que no haya que recorrer una distancia superior a 25 metros hasta alcanzar un acceso desde cualquier punto del interior del cubeto.

## **CAPÍTULO 13. MANTENIMIENTO**

### **13.1 INTRODUCCIÓN**

La necesidad de la industria competitiva actual de asegurar el correcto funcionamiento de los equipos de producción, así como de obtener de ellos la máxima disponibilidad, ha originado una significativa evolución del mantenimiento industrial en las últimas décadas, pasando de métodos puramente estáticos (a la espera de la avería) a métodos dinámicos (seguimiento funcional y control multiparamétrico) con la finalidad de predecir las averías en una etapa incipiente e incluso llegar a determinar la causa del problema y, por tanto, procurar erradicarla.

Según Souris. J.P, [1992], el instrumento de producción debe responder a un objetivo fundamental: disponibilidad con una calidad de servicio óptima. Las modernas técnicas de verificación del estado de los equipos e instalaciones contribuyen de manera notable al logro de este objetivo, permitiendo además, mediante la adecuada selección de filosofías y métodos de mantenimiento, una disminución de los costes productivos.

El concepto de mantenimiento puede definirse de muy distintas formas, atendiendo al enfoque que se le dé en cada caso. Habitualmente solemos definirlo como el conjunto de técnicas destinado a conservar equipos e instalaciones en servicio durante el mayor tiempo posible (buscando la más alta disponibilidad) y con el máximo rendimiento. [García. S, 2003]

### **13.2. FUNCIONES DEL MANTENIMIENTO**

En términos muy generales, puede afirmarse que las funciones básicas del mantenimiento se pueden resumir en el cumplimiento de todos los trabajos necesarios para establecer y mantener el equipo de producción de modo que cumpla los requisitos normales del proceso.

Una vez construida la planta de producción de hidrógeno, se tendrán en cuenta los aspectos generales de mantenimiento de todos los equipos que lo componen, con el fin de procurar el correcto funcionamiento de los mismos, el alargamiento de sus vidas y la minimización de las pérdidas y daños ocasionados por la ineficiencia del mantenimiento

Las funciones básicas del mantenimiento que se van a considerar para la planta de producción de hidrógeno del presente Proyecto son las siguientes [Gómez de León. F.C, 1998]:

1. Mantener los equipos e instalaciones en condiciones operativas eficaces y seguras.
2. Efectuar un control del estado de los equipos así como de su disponibilidad.
3. Realizar los estudios necesarios para reducir el número de averías imprevistas.
4. En función de los datos históricos disponibles, efectuar una previsión de los repuestos de almacén necesarios.
5. Intervenir en los proyectos de modificación del diseño de equipos e instalaciones.
6. Llevar a cabo aquellas tareas que implican la modificación del diseño de equipos e instalaciones.
7. Instalación de nuevo equipo.
8. Asesorar a los mandos de producción.
9. Velar por el correcto suministro y distribución de energía.
10. Realizar el seguimiento de los costes de mantenimiento.
11. Preservación de locales, incluyendo la protección contra incendios.
12. Gestión de almacenes.

13. Tareas de vigilancia.
14. Gestión de residuos y desechos.
15. Establecimiento y administración del servicio de limpieza.
16. Proveer el adecuado equipamiento al personal de la instalación.

El mantenimiento de la planta de producción de hidrógeno comenzará antes de su puesta en marcha, por medio de una inspección y prueba de los diferentes equipos que intervienen, emitiéndose un informe fechado que indique dicha inspección. Una vez puesto en marcha, el mantenimiento del sistema se planificará atendiendo a las componentes correctiva, preventiva y predictiva.

### **13.3. POLÍTICA DE MANTENIMIENTO**

La política de mantenimiento abarca los objetivos técnicos y económicos específicos del mantenimiento, relativos a su responsabilidad sobre los equipos y encaminados a conseguir los objetivos generales de la empresa.

Los objetivos operacionales, económicos, sociales y de organización de mantenimiento que se van a seguir son:

- Llevar a cabo una inspección sistemática de todas las instalaciones, con intervalos de control para detectar cualquier desgaste o rotura, manteniendo los registros adecuados.
- Mantener permanentemente los equipos e instalaciones en su mejor estado, para así evitar los tiempos de parada que aumentan los costes.
- Efectuar las reparaciones de emergencia lo más pronto posible, empleando métodos sencillos de reparación.
- Prolongar la vida útil de los equipos e instalaciones al máximo.
- Proyectar mejoras en la maquinaria y equipos para disminuir las posibilidades de daño y rotura.

- Controlar los costes directos del mantenimiento mediante el uso correcto y eficaz del tiempo, materiales, mano de obra y servicios.

#### **13.4. TIPOS DE MANTENIMIENTO**

Según García. S. [2003], hoy por hoy no es justificable pensar que toda una planta debe estar sujeta a un tipo de mantenimiento. Cada equipo ocupa una posición distinta en el proceso industrial, y tiene unas características propias que lo hacen diferente del resto, incluso de otros equipos similares. Si se pretende optimizar, no es suficiente con pensar en el tipo de instalación o en las características del equipo. Es necesario tener en cuenta toda una serie de factores, como el coste de una parada de producción, su influencia en la seguridad, el coste de una reparación, etc., que van a determinar las tareas de mantenimiento más convenientes para cada equipo.

Aunque podrían establecerse diversas clasificaciones del mantenimiento, la más comúnmente aceptada es la que se muestra a continuación:

##### **A. Mantenimiento Correctivo**

También llamado “a rotura”, tan sólo interviene cuando ya se ha producido el fallo. Se trata, por lo tanto, de una actitud pasiva, frente a la evolución del estado de los equipos, a la espera de una avería.

Esta filosofía de mantenimiento no requiere de ninguna planificación sistemática, por cuanto no se trata de un planteamiento organizado de tareas. Sin embargo, adoptar esta forma de mantenimiento supone asumir algunos inconvenientes respecto de las máquinas y equipos afectados, entre los que pueden citarse:

- Las averías se producen generalmente de forma imprevista, lo que puede ocasionar trastornos en la producción, que pueden ir desde ligeras pérdidas de tiempo, por reposición de equipo o cambio de tarea, hasta la parada de la producción, en tanto no se repare o sustituya el equipo averiado.

- Las averías, al ser imprevistas, suelen ser graves para el equipo, con lo que su reparación suele ser costosa.
- Las averías son siempre, en mayor o menor medida, inoportunas, por lo que la reparación de los equipos averiados suele llevar más tiempo del previsto, ya sea por ausencia del personal necesario para su reparación, o ya sea por la falta de los repuestos necesarios.
- Por tratarse de averías inesperadas, el fallo podría venir acompañado de algún siniestro, lo que obviamente puede tener consecuencias muy negativas para la seguridad del personal o de las instalaciones.

### **B. Mantenimiento Preventivo**

Pretende disminuir o evitar en cierta medida la reparación mediante una rutina de inspecciones periódicas y la renovación de los elementos deteriorados, lo que se conoce como “las tres erres del mantenimiento” [Gómez de León. F.C, 1998].

El éxito de este tipo de mantenimiento depende de la correcta elección del período de inspección. Un período demasiado largo conlleva el peligro de la aparición de fallos entre dos inspecciones consecutivas, en tanto que un período corto puede encarecer considerablemente el proceso productivo. El equilibrio se encuentra como solución de compromiso entre los costes procedentes de las inspecciones y los derivados de las avernas imprevistas.

El grave inconveniente que presenta la aplicación exclusiva de este tipo de mantenimiento es el coste de las inspecciones. El desmontaje y revisión de una máquina que está funcionando correctamente o la sustitución de elementos (lubricantes, rodamientos, etc.) que no se encuentran en mal estado, parece innecesario. Por otra parte, sea cual sea el período de inspección fijado, no se elimina por completo la posibilidad de una avería imprevista, si bien cuanto menor sea dicho período, en mayor grado se reducirá este peligro.

### **c. Mantenimiento Predictivo**

También conocido como “mantenimiento según estado o según condición”, surge como respuesta a la necesidad de reducir los costes de los métodos tradicionales (correctivo y preventivo) de mantenimiento. La idea básica de esta filosofía de mantenimiento parte del conocimiento del estado de los equipos. De esta manera es posible, por un lado, reemplazar los elementos cuando realmente no se encuentren en buenas condiciones operativas, suprimiendo las paradas por inspección innecesarias y, por otro lado, evitar las averías imprevistas, mediante la detección de cualquier anomalía funcional y el seguimiento de su posible evolución.

La aplicación del mantenimiento predictivo se apoya en dos pilares fundamentales:

1. La existencia de parámetros funcionales indicadores del estado del equipo.
2. La vigilancia continua de los equipos.

Y todo esto se fundamenta en la idea de Patton [1983] de que a mayoría de las máquinas avisan de alguna manera de su fallo antes de que éste ocurra.

Entre las ventajas más importantes que reporta este tipo de mantenimiento pueden citarse las siguientes [Gómez de León. F.C, 1998]:

- a) Detectar e identificar precozmente los defectos que pudieran aparecer, sin necesidad de parar y desmontar la máquina;
- b) Observar aquellos defectos que solo se manifiestan sobre la máquina en funcionamiento;
- c) Elaborar un historial de funcionamiento de la máquina, a través de la evolución de sus parámetros funcionales y su relación con algún defecto significativo: parada, revisión, lubricación, reemplazo de algún elemento, etc.;
- d) Programar la parada, para la corrección del defecto detectado, haciéndola coincidir con un tiempo muerto o una parada rutinaria del proceso de producción.
- e) Programar el suministro de repuestos y la mano de obra;

f) Reducir el tiempo de reparación, ya que previamente se ha identificado el origen de la avería y los elementos afectados por la misma;

g) Aislar las causas de los posibles fallos repetitivos y procurar su erradicación.

h) Proporcionar criterios para una selección satisfactoria de las mejores condiciones de operación de la máquina;

i) Aumentar la seguridad de funcionamiento de la máquina, y en general de toda la instalación.

### **C. Mantenimiento Productivo Total (MPT)**

Con el MPT se intenta recoger y aplicar las tendencias más recientes en cuanto a la planificación participativa integral de todas las tareas del mantenimiento, incluyendo las técnicas utilizadas y su gestión, la administración del mantenimiento, el control de los distintos índices asociados al funcionamiento de los equipos y al conjunto de las instalaciones (fiabilidad, disponibilidad y mantenibilidad), la calidad de la producción y, finalmente, su repercusión en la economía de la empresa. Por tanto, esta filosofía de mantenimiento implica a todos los estamentos y niveles de la producción, con una estructura de planificación jerárquica que, partiendo de los objetivos últimos de la explotación, vaya desglosándose en tareas concretas hasta llegar al operador y a las actuaciones específicas sobre cada máquina y componente de las instalaciones.

Mediante el MTP se intenta, pues, abarcar una visión más amplia del mantenimiento, que recoja todos aquellos aspectos que inciden de alguna manera en la utilización de los equipos e instalaciones, y por tanto en la capacidad de producción.

Ninguno de los tipos anteriores se utiliza de forma exclusiva sino que, en aras de la rentabilidad de la explotación, se impone practicar una adecuada combinación de los tipos anteriores, realizando lo que se ha venido en llamar “mantenimiento planificado” [Gómez de León. F.C, 1998].

### **13.5. PLAN DE MANTENIMIENTO PARA LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO**

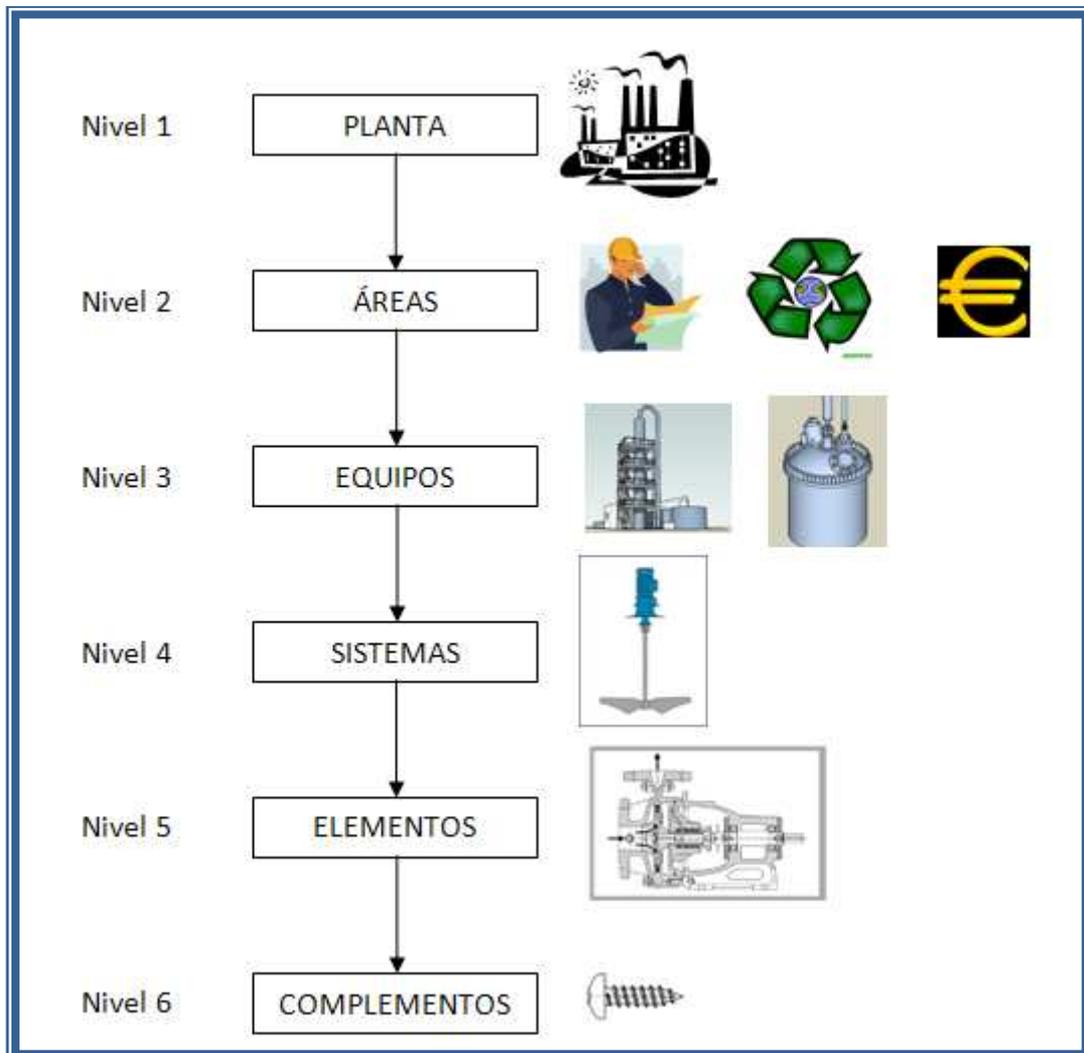
#### **A. Análisis previo**

A la hora de implantar un Plan de Mantenimiento, es necesario comprobar la posibilidad, justificación y viabilidad de cada una de las opciones previstas, es decir, realizar un análisis minucioso de todos los detalles que implica su implantación para lograr resultados satisfactorios y evitar enfoques erróneos en cuanto al tipo de mantenimiento a aplicar en cada uno de los equipos, así como el alcance del mismo.

En primer lugar, una vez construida la planta de producción de hidrógeno, se generará una base de datos que incluya fichas técnicas para cada equipo implicado (especificaciones de diseño del equipo, datos descriptivos relevantes, sistemas auxiliares necesarios, instrumentación existente, etc). Cualquier cambio de diseño, reforma, eliminación del equipo o modificación en el seguimiento predictivo, se actualizará en la base de datos.

#### **B. Selección de equipos**

El primer problema que se plantea a la hora de realizar un análisis de equipos es elaborar una lista ordenada de todos los equipos que hay en la planta. Ante esto, lo más útil es confeccionar una estructura arbórea, que permite distinguir los distintos niveles de la planta.



**Figura 13.1:** Selección de equipos  
**Fuente:** Gómez de León. F.C, 1998

Antes de elaborar el Plan de Mantenimiento, será necesario decidir qué equipos entrarán en el programa previsto. Se trata pues de clasificar los equipos atendiendo principalmente a su implicación operacional y económica.

En general, para decidir los equipos implicados se establece el criterio de seleccionar aquellos cuyo fallo supone una parada de la instalación, una disminución de su capacidad productiva, una merma de calidad o un peligro inminente [Valverde. A, 1996].

En primer lugar, puede establecerse una clasificación entre los diferentes equipos de la planta en estudio, atendiendo a su efecto sobre el proceso productivo, con el objetivo de establecer una prioridad entre ellos, de la siguiente manera:

- I. Equipos cuyo fallo provoca la parada del proceso productivo o afectan negativamente a la capacidad normal de producción. En el caso del presente Proyecto, estos equipos son los que se enumeran a continuación:
  - a. Intercambiador de calor
  - b. Digestores anaerobios
  - c. Columna de absorción
- II. Equipos cuyo fallo no provoca efectos inmediatos sobre el proceso productivo. En este caso, podrían encuadrarse en esta categoría los siguientes equipos:
  - a. Unidades de almacenamiento (gasómetros)
  - b. Bombas, soplante y compresor

De este modo, derivada de la división expuesta anteriormente, puede utilizarse la clasificación ABC de los equipos:

Categoría A: Equipos esenciales para la producción. Su fallo provoca la parada o la pérdida inmediata de la producción, o afectan seriamente a las condiciones de seguridad de la instalación. Dentro de la planta de producción de hidrógeno, los equipos que se deben incluir en esta categoría son exclusivamente los digestores anaerobios.

Categoría B: Equipos importantes para la producción. Su fallo no provoca efectos inmediatos en la producción, pero si el fallo persiste sus efectos si podrían resultar perjudiciales para la producción o para la seguridad de la instalación.

En este caso, los equipos que pueden considerarse dentro de esta categoría son los que se detallan a continuación:

- a. Intercambiador de calor
- b. Columna de absorción

Categoría C: El resto de los equipos. Aquí se encuadrarían los siguientes equipos:

- a. Gasómetros
- b. Bombas, soplante y compresor

### **C. Mantenimiento de la planta**

Para obtener un funcionamiento óptimo de la instalación se ha de conseguir un equilibrio entre el mantenimiento preventivo y el mantenimiento predictivo, lo cual constituye el mantenimiento planificado (nunca se descartará la componente del mantenimiento correctivo).

El mantenimiento predictivo se aplicará a todos los equipos del sistema de producción, quedando excluidos los equipos de reserva.

El mantenimiento preventivo que se desarrollará para el sistema de producción de hidrógeno será de tres tipos:

- a. Mantenimiento preventivo programado: se realizarán una serie de ajustes, comprobaciones, inspecciones y sustituciones periódicas de componentes de los equipos.
- b. Mantenimiento preventivo en paradas: para aquellos equipos a los que se les ha detectado un deterioro incipiente que requiere una inspección en detalle.

- c. Mantenimiento preventivo legal: este tipo no obedece a razones técnicas sino a los plazos y a las operaciones impuestas por imperativos de la reglamentación vigente, como es el caso de las inspecciones de los extintores del sistema contra incendios.

En todo momento deben seguirse las recomendaciones de los fabricantes y establecer un cuadro de mantenimiento que se cumpla con rigidez. El abandono o descuido del mantenimiento en el sistema de depuración proyectado puede ser muy peligroso.

Las principales operaciones de mantenimiento y conservación que se estima necesario realizar sobre los equipos empleados en la planta de producción de hidrógeno son:

**A. Instrumentación en general**

- Para asegurar la fiabilidad del funcionamiento de los aparatos de medición es esencial que la limpieza, mantenimiento y calibrado de los mismos sea correcta.
- Comprobar las conexiones.
- Comprobar la alimentación.
- Comprobar la señal de entrada a los terminales.
- Comprobar la programación.

**B. Bombas [Hdez. Muñoz et al., 1996]**

- Control de arranque.
- Comprobar las vibraciones de los motores.
- Limpieza exterior.
- La presión en conexión con el conducto de impulsión.
- Comprobación de niveles de aceite.
- La temperatura de los motores.

- Comprobación del ajuste de la bomba y el motor.
- Comprobación de estanqueidad.
- Puesta en marcha periódica de los equipos de reserva.
- Engrase de los rodamientos.
- Comprobar automatismos.
- Comprobar intensidades, potencias y tensiones.
- Tarar térmicos.

**C. Soplante** [Hdez. Muñoz et al., 1996]

- Limpieza de la máquina.
- Presión de gas.
- Purgar la línea de gas.
- Engrasador de línea.
- Limpieza del filtro de gas.
- Cambio del aceite del cárter.
- Cambio del filtro de gas.
- Comprobar intensidades, potencias y tensiones.
- Tarar térmicos

**D. Intercambiador de calor**

- Limpieza del cambiador.

Los cambiadores de calor pueden conservarse limpios por medios químicos o mecánicos. La selección del método adecuado la hará el operador de la planta, dependiendo del tipo de depósitos y de las facilidades disponibles en la planta.

**E. Digestores anaerobios**

- Limpieza exterior.
- Revisar las conexiones con las tuberías.
- Inspección radiográfica de las soldaduras.
- Revisar el sistema de distribución del influente.
- Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de seguridad, rompedora de vacío, apagallamas...)
- Al encontrarse en el exterior, se protegerá con una nueva capa de pintura cada 5 años.
- El digestor metanogénico requiere de otras operaciones adicionales de mantenimiento como: comprobación del estado de los difusores, reposición del relleno deteriorado y comprobación del estado de la parrilla.

**F. Columna de absorción**

- Limpieza exterior.
- Revisar las conexiones con las tuberías.
- Reposición del relleno deteriorado.
- Inspección radiográfica de las soldaduras.
- Revisar el sistema de distribución del influente.
- Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de seguridad, rompedora de vacío, apagallamas...)
- Al encontrarse en el exterior, se protegerá con una nueva capa de pintura cada 5 años.

### **G. Gasómetros**

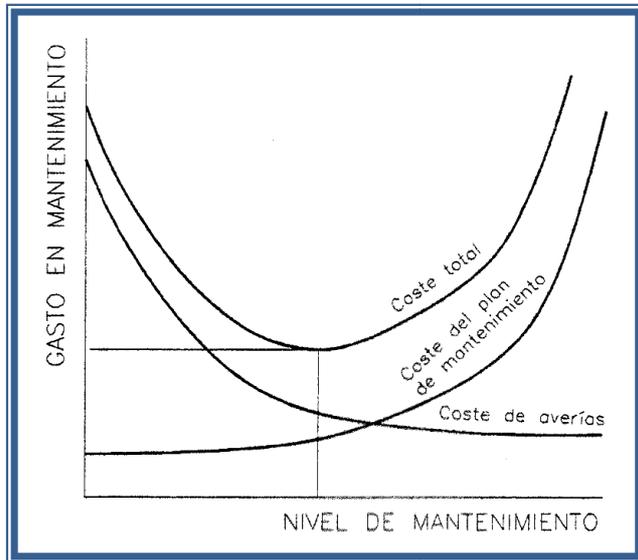
- Los gasómetros poseen mirillas consistentes en un anillo de 550 mm de diámetro dotado de una lámina transparente de material acrílico por las que se llevará a cabo una inspección visual.
- Se comprobará el buen estado de la soplante de inflado con protección antideflagrante.
- Se comprobará asimismo el buen funcionamiento de la válvula antirretorno.
- Se harán las correspondientes revisiones a las conexiones y se verificará la estanqueidad.
- Respecto a las membranas del gasómetro, se realizarán las inspecciones que indique el fabricante en el manual de mantenimiento que se adjuntará con el gasómetro.

### **13.6. COSTES DEL MANTENIMIENTO**

Los gastos necesarios para poner en marcha un Plan de Mantenimiento pueden dividirse en las siguientes partidas [Gómez de León. F.C, 1998]:

- 1) Coste de la instrumentación, instalaciones y equipamiento necesario.
- 2) Coste de las modificaciones pertinentes en los equipos y en la instalación existente.
- 3) Coste del personal encargado de realizar la instalación del plan.
- 4) Coste de la integración.
- 5) Preparación y adiestramiento del personal encargado de ejecutar el plan.
- 6) Coste del personal destinado a ejecutar el plan.
- 7) Coste del mantenimiento del plan.

En la **figura 13.2** se muestra cómo al incrementar el grado de mantenimiento efectuado a la planta, evolucionan los costes de la inversión en el plan de mantenimiento (que obviamente aumentarán) y los costes derivados de las averías y reparaciones (que lógicamente disminuirán). La suma de ambos representa el gasto total en mantenimiento.



**Figura 13.2:** Coste del mantenimiento.  
**Fuente:** Gómez de León. F.C, 1998



## **BIBLIOGRAFÍA**

**Acedo Sánchez J.; 2002**, “Control avanzado de procesos (teoría y práctica)”, Ed. Díaz de Santos.

**Bigeriego M., Delgado M., Carbonell V.; 1997**, “Aplicación de las tecnologías de fermentación anaerobia y otros procesos complementarios en la depuración de efluentes de origen ganadero”. Ministerio de agricultura, pesca y alimentación. Instituto Nacional de Investigación y Tecnología Agraria y Alimentaria.

**Bilton G.; 1994**, “Wastewater microbiology”.

**Borja R., Sánchez E., Martín A., Jiménez A.M.; 1996**, “Kinetic behaviour of waste tyre rubber as microorganism support in an anaerobic digester treating cane molasses distillery slops”, *Bioprocess Engineering*, vol.16, pp. 17-23.

**Bullock J., Kristiansen B.; 1987**, “Biotecnología Básica”, Ed. Acribia.

**Busquets J.M., Hernández M.A., Aragonés J.; 2007**, “La energía del futuro y sus aplicaciones”, Ed. Tibidabo. 1ª Edición.

**Calvo Martín F.J.; 2004**, “Energías y Medio Ambiente”, Ediciones de la Universidad de Salamanca. 1ª Edición.

**Cantero D., Gómez Montes de Oca J.M.; 2006**, “Apuntes de la Asignatura Reactores Biológicos y Bioquímicos”, Universidad de Cádiz.

**Córbova V.; 2003**, “Optimización del proceso de endulzamiento del gas natural en las plataformas marinas de la zona de Campeche”.

**De Lemos C.A., 1997**, “Reactores anaerobios”. Universidad Federal de Minas Gerais. Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.

**Delso Ragel P.; 2008**, “Diseño de un sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia”. Proyecto fin de carrera. Universidad de Cádiz.

**Estrada J.N.; 2004**, “Estudio General sobre la formación de espuma y tensión interfacial para el proceso de endulzamiento de gas natural”. Tesis Licenciatura. Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos. Departamento de Ingeniería Química y Alimentos, Escuela de Ingeniería, Universidad de las Américas Puebla. Universidad de las Américas Puebla.

**Fdez. Martínez N.M., Angarita Francisconi M.A.; 2007**, “Diseño de una planta de producción de biodiesel por transesterificación de aceite de colza con metanol supercrítico”. Proyecto fin de carrera. Universidad de Cádiz.

**Fdez-Polanco F., García P.A.; 1993**, “Tecnología anaerobia: características y criterios de selección”, 5º Sem. D.A.A.R. Valladolid 26-28 Mayo 1993.

**García Garrido S.; 2003**, “Organización y gestión integral del mantenimiento”, Ed. Díaz de Santos. 1ª Edición.

**García Morales, J.L; 1997**, “Dinámica de colonización de la biopelícula bacteriana en reactores anaerobios termofílicos”, Tesis de licenciatura, Universidad de Cádiz.

**Gómez de León, F.C.; 1998**, “Tecnología del mantenimiento industrial”. Publicaciones de la Universidad de Murcia.

**González García – Conde, A; 2007**, “La economía del hidrógeno, ¿por qué? y ¿para qué?”. Seminario sobre Ciencia y Tecnología para la economía del hidrógeno. Paraninfo de la Universidad Politécnica de Madrid.

**Hernández Lehmann; 2002**, “Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales”, Colegio de ingenieros de caminos, canales y puertos, 2ª Edición.

**Hernández Muñoz; 2001**, “Depuración y desinfección de aguas residuales”, Colegio de ingenieros de caminos, canales y puertos, 5ª Edición.

**Hollman Mills J., 1998**, “Transferencia de calor”, Ed. McGraw Hill.

**Incropera F.P., DeWitt D.P.; 1999**, “Fundamentos de transferencia de calor”, Ed. Prentice Hall, 4ª Edición.

**Kentish D.N.W.; 1989**, “Tuberías industriales; Diseño, selección y cálculo de accesorios”. Ed. Urmo.

**Kern Donald Q.; 1984**, “Procesos de transferencia de calor”, Ed. Continental.

**Kreith F., Bohn M.S.; 2001**, “Principios de transferencia de calor”, Ed. Thomson. 6ª Edición.

**Lema J.M; 1993**, “Conceptos básicos para el diseño, operación y control de digestores anaerobios”, 5º Sem. D.A.A.R. Valladolid 26-28 Mayo 1993

**Lema J.M., Mendez R., Soto M.; 1993**, “Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de digestores anaerobios”, 5º Sem. D.A.A.R. Valladolid 26-28 Mayo 1993.

**Li J., Li B., Zhu G., Ren N., Bo L., He J.; 2007**, “Hydrogen production from diluted molasses by anarobic hydrogen producing bacteria in an anaerobic baffled reactor (ABR). Int J Hydrogen Energy.

**Marcilla Gomis A.; 1999**, “Introducción a las operaciones de separación. Contacto continuo”. Publicaciones de la Universidad de Alicante. 1ª Edición.

**Masana Tardá J.; 1996**, “Ventiladores y turbocompresores”, Ed. Marcombo.

**McCabe W.L., Smith J.C., Harriott P.;1991**, “Operaciones unitarias en Ingeniería Química”, Ed. McGraw Hill. 2ª Edición.

**McCabe W.L., Smith J.C., Harriott P.;2001**, “Operaciones unitarias en Ingeniería Química”, Ed. McGraw Hill. 3ª Edición.

**McCabe W.L., Smith J.C., Harriott P.;2007**, “Operaciones unitarias en Ingeniería Química”, Ed. McGraw Hill. 7ª Edición.

**Megyesy, E.F. 2001**, “Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo”, Ed. Limusa.

**Mesa M.M.; 2006**, “Apuntes Asignatura Control e Instrumentación de Procesos Químicos”, Universidad de Cádiz.

**Metcalf & Eddy; 1995**, “Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización”, Ed. McGraw-Hill, 3ª Edición.

**Mills, A.F.; 1995**, “Transferencia de calor”, Ed. Irwin.

**Mu Y., Wang G., Yu H.Q.; 2006**, “Kinetic modeling of batch hydrogen production process by mixed anaerobic cultures”. *Bioresource Technology*. 1302 – 1307.

**Muñoz M.J., Blandino A.; 2005**, “Apuntes Asignatura Operaciones Básicas de Flujo de Fluidos y Transmisión de Calor”, Universidad de Cádiz.

**Nebot Sanz E.; 1992**, “Caracterización de los principales parámetros de operación de sistemas tipo filtro anaerobio: aplicación al diseño”, Tesis de licenciatura, Universidad de Cádiz.

**Ortega Rodríguez, M.; 2003**, “Energías renovables”. Ed. Thomson Paraninfo. 2ª Edición.

**Patton J.D.; 1983**, “Preventive Maintenance”, Instrument Society of America. 1ª Edición.

**Pérez García, M.; 1995**, “Utilización de bio-reactores avanzados en la depuración anaerobia de vertidos de alta carga orgánica”, Tesis de licenciatura, Universidad de Cádiz.

**Perry R.H., Green D.W., Maloney J.O.; 2001**, “Manual del Ingeniero químico”, Vol I, Ed. McGraw-Hill, 7ª Edición.

**Perry R.H., Green D.W., Maloney J.O.; 2001**, “Manual del Ingeniero químico”, Vol II, Ed. McGraw-Hill, 7ª Edición.

**Perry R.H., Green D.W., Maloney J.O.; 2001**, “Manual del Ingeniero químico”, Vol III, Ed. McGraw-Hill, 7ª Edición.

**Perry R.H., Green D.W., Maloney J.O.; 2001**, “Manual del Ingeniero químico”, Vol IV, Ed. McGraw-Hill, 7ª Edición.

**Portela J.M.; 2007**, “Apuntes de la Asignatura Proyectos y Oficina Técnica”, Universidad de Cádiz.

**Ramalho R.S. ; 1996**, “Tratamiento de aguas residuales”, Ed. Reverté.

**Rudd D.F., Watson Ch.C.; 1976**, “Estrategias en Ingeniería de Procesos”, Ed. Alhambra.

**Sanchis. J.; 2007**, “Introducción al control automático”.

**Souris J.P.; 1992**, “El mantenimiento, fuente de beneficios”, Ed. Díaz de Santos. 1ª Edición.

**Suffo Pino M.; 2006**, “Apuntes Asignatura Proyectos y Oficina Técnica”, Universidad de Cádiz.

**Tchobanoglow G.; 1996**, “Gestión integral de residuos sólidos”, Ed. McGraw Hill. 1ª Edición.

**Valverde Martínez A.; 1996**, “Análisis de las disponibilidad de los equipos dinámicos y su incidencia en el mantenimiento de plantas industriales”, Ed. CES Murcia. 1ª Edición.

**Vargas Marín M.; 2007**. “Diseño de una planta de regeneración de aminas mediante columna de relleno”. Proyecto fin de carrera. Universidad de Cádiz.

**Vatavuk M.; 1995**, “Torres de limpieza húmeda para gas ácido”. EPA 452/B-02-002.

**Wheatley A.; 1990**, “Anaerobic digestion: a waste treatment technology”, Elsevier Applied Science.

**Young J.C.; 1991**, “Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters” , Water Science Technology, vol. 24, nº 8, pp.133-155.

**Zoido Naranjo, F.; 1975**, “Panorama actual de la remolacha azucarera en Cádiz”. Servicio de publicaciones de la Universidad de Sevilla.

### **Otras referencias:**

**Auditoría Salud**, “Apuntes Máster en Gestión Integrada de Calidad, Medio Ambiente y Prevención de Riesgos Laborales”.

**Azucarera Ebro**

**Código ASME Sección VIII-1 y Sección II**, American Society of Mechanical Engineers, 2001.

**Código ASME B31.3**, American Society of Mechanical Engineers, 2002.

**i + DT info**

**Norma de referencia PEMEX:** “Aislamientos térmicos para altas temperaturas en equipos, recipientes y tubería superficial”, Comité de normalización de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios, 2005.

**Normas TEMA,** “Standards of the tubular exchanger manufacturers association”, Tubular exchanger manufacturers association inc., 1999.

**Páginas web:**

[www.amines.com](http://www.amines.com)

[www.mtas.es](http://www.mtas.es)

[www.rugui.com](http://www.rugui.com)

[www.bombas-ideal.com](http://www.bombas-ideal.com)

[www.controlydosificacion.com](http://www.controlydosificacion.com)

[www.sattler-europe.com](http://www.sattler-europe.com)

[www.mapner.com](http://www.mapner.com)

[www.thermoequipos.com.ve](http://www.thermoequipos.com.ve)

[www.prominent.es](http://www.prominent.es)

[www.lanasarrate.es](http://www.lanasarrate.es)

[www.kobold.com](http://www.kobold.com)

[www.ako.es](http://www.ako.es)

[www.tcdirect.es](http://www.tcdirect.es)

[www.4oakton.com](http://www.4oakton.com)

[www.abb.es](http://www.abb.es)

[www.compair.es](http://www.compair.es)

[www.jab-becker.com](http://www.jab-becker.com)

[www.kunklevalve.com](http://www.kunklevalve.com)

# **DOCUMENTO 1**

## **MEMORIA**

**Anexos a la Memoria**

## ÍNDICE

<b>Anexo 1. Balances de materia</b> .....	<b>246</b>
<b>1.1. Balances de materia al digestor acidogénico</b> .....	<b>246</b>
1.1.1. Balance a la materia orgánica .....	247
1.1.2. Balance a los microorganismos .....	248
1.1.3. Balance a los productos gaseosos .....	250
1.1.4. Balances de materia al digestor metanogénico .....	252
1.1.5. Balance a la materia orgánica .....	252
1.1.6. Balance a los microorganismos .....	253
1.1.7. Balance a los productos gaseosos .....	255
<b>1.2. Balance de materia a la columna de absorción gas-líquido</b> .	<b>255</b>
1.2.1. Balance de materia a la corriente gaseosa .....	255
1.2.2. Balance de materia a la corriente líquida .....	257
<b>1.3. Balances de materia a los gasómetros</b> .....	<b>260</b>
1.3.1. Balance de materia al gasómetro 1 .....	260
1.3.2. Balance de materia al gasómetro 2 .....	261
<b>ANEXO 2. Diseño del intercambiador de calor</b> .....	<b>263</b>
<b>2.1. Introducción</b> .....	<b>263</b>
<b>2.2. Método de cálculo</b> .....	<b>264</b>

2.3.	Caracterización del equipo .....	264
2.4.	Balance de energía .....	266
2.5.	Diseño del intercambiador .....	268
2.6.	Diseño mecánico .....	277
ANEXO 3.	Diseño del reactor acidogénico .....	287
3.1.	Velocidad de carga orgánica .....	287
3.2.	Cálculo del volumen de reacción y THR .....	288
3.3.	Concentración de sustrato en el efluente .....	289
3.4.	Tiempo de retención de sólidos .....	292
3.5.	Producción de biomasa .....	293
3.6.	Cálculo de la producción de gases .....	295
3.7.	Sistema de mezclado del digestor .....	298
3.8.	Sistema de alimentación del digestor .....	304
3.9.	Soporte del reactor .....	304
ANEXO 4.	Dimensionamiento del digestor acidogénico .....	305
4.1.	Introducción .....	305
4.2.	Zona central .....	310
4.3.	Cúpula .....	320
4.4.	Solera .....	326
ANEXO 5.	Diseño de la columna de absorción gas-líquido .....	335
5.1.	Cálculo del diámetro de la columna .....	335
5.2.	Cálculo de la altura de la columna .....	339
5.3.	Soporte de la torre .....	342

<b>ANEXO 6. Dimensionamiento de la columna de absorción .....</b>	<b>343</b>
<b>6.1. Introducción .....</b>	<b>343</b>
<b>6.2. Cuerpo de la torre .....</b>	<b>346</b>
<b>6.3. Fondo superior .....</b>	<b>356</b>
<b>6.4. Fondo inferior .....</b>	<b>361</b>
<b>ANEXO 7. Diseño del digestor metanogénico .....</b>	<b>370</b>
<b>7.1. Velocidad de carga orgánica .....</b>	<b>370</b>
<b>7.2. Volumen de reacción y THR .....</b>	<b>371</b>
<b>7.3. Concentración de sustrato en el efluente .....</b>	<b>372</b>
<b>7.4. Tiempo de retención de sólidos .....</b>	<b>375</b>
<b>7.5. Producción de biomasa .....</b>	<b>376</b>
<b>7.6. Producción de gases .....</b>	<b>378</b>
<b>7.7. Sistema de mezclado del digestor .....</b>	<b>380</b>
<b>7.8. Sistema de alimentación del digestor .....</b>	<b>380</b>
<b>7.9. Soporte del reactor .....</b>	<b>381</b>
<b>ANEXO 8. Dimensionamiento del digestor metanogénico .....</b>	<b>382</b>
<b>8.1. Introducción .....</b>	<b>382</b>
<b>8.2. Zona central .....</b>	<b>386</b>
<b>8.3. Cúpula .....</b>	<b>396</b>
<b>8.4. Solera .....</b>	<b>401</b>

<b>ANEXO 9. Gasómetros .....</b>	<b>411</b>
<b>9.1. Gasómetro 1. Almacenamiento de hidrógeno .....</b>	<b>411</b>
<b>9.2. Gasómetro 2. Almacenamiento de biogás .....</b>	<b>412</b>
<b>ANEXO 10. Diseño del sistema de tuberías del proceso .....</b>	<b>413</b>
<b>10.1. Diseño del sistema de tuberías .....</b>	<b>413</b>
<b>10.2. Pérdidas de carga .....</b>	<b>439</b>
<b>ANEXO 11. Diseño de bombas, soplantes y compresores .....</b>	<b>471</b>
<b>11.1. Cálculo de la potencia .....</b>	<b>471</b>
<b>11.2. Cálculo de la altura de aspiración neta positiva disponible ..</b>	<b>479</b>
<b>ANEXO 12. Gráficas y tablas .....</b>	<b>483</b>
<b>ANEXO 13. Catálogos .....</b>	<b>522</b>

## ANEXO 1: BALANCES DE MATERIA

### A.1.1. BALANCES DE MATERIA AL DIGESTOR ACIDOGÉNICO

A continuación se desarrollarán los balances de materia correspondientes al digestor acidogénico. Los datos necesarios para llevar a cabo los cálculos, que se obtienen en el **Anexo 3** del presente Proyecto, se resumen en la siguiente tabla:

Caudal de entrada y salida de melazas	$Q_e = Q_s \text{ [m}^3/\text{h]}$	2,634
Concentración de biomasa activa en el digestor	$X \text{ [kg/m}^3]$	10
Volumen de reacción	$V \text{ [m}^3]$	282,752
DQO presente en la entrada de las melazas	$S_e \text{ [kg/m}^3]$	80,5
DQO de salida de las melazas	$S_s \text{ [kg/m}^3]$	11,716
Caudal total de gases generado	$G_g \text{ [m}^3/\text{h]}$	46,688
<b>Proporción productos gaseosos (%)</b>		
Hidrógeno .....		55,5
Dióxido de carbono .....		41,5
Ácido sulfhídrico .....		3

**Tabla A.1.1:** Datos necesarios para los balances de materia del digestor acidogénico

#### A.1.1.1. Balance a la materia orgánica

Por definición, la ecuación general del balance de materia viene dada por [García. L.I y Rodríguez. M, 2003]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{VELOCIDAD DE} \\ \text{\underline{ACUMULACIÓN}} \\ \text{DE PROPIEDAD EN} \\ \text{EL ELEMENTO DE} \\ \text{VOLUMEN} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{CAUDAL DE} \\ \text{\underline{ENTRADA}} \text{ DE} \\ \text{PROPIEDAD EN} \\ \text{EL ELEMENTO DE} \\ \text{VOLUMEN} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{CAUDAL DE} \\ \text{\underline{SALIDA}} \text{ DE} \\ \text{PROPIEDAD EN} \\ \text{EL ELEMENTO DE} \\ \text{VOLUMEN} \end{array} \right\} +$$

$$+ \left\{ \begin{array}{l} \text{VELOCIDAD DE} \\ \text{\underline{GENERACIÓN}} \text{ DE} \\ \text{PROPIEDAD EN EL} \\ \text{ELEMENTO DE} \\ \text{VOLUMEN} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{VELOCIDAD DE} \\ \text{\underline{CONSUMO}} \text{ DE} \\ \text{PROPIEDAD EN EL} \\ \text{ELEMENTO DE} \\ \text{VOLUMEN} \end{array} \right\}$$

De una forma más abreviada, este balance de materia puede escribirse tal que:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Considerando que el sistema se encuentra en estado estacionario y que la materia orgánica no se genera sino que se consume, se tiene:

$$(C) = (E) - (S)$$

Desarrollando esta expresión:

$$Q_c S_c = Q_e S_e - Q_s S_s$$

Sabiendo que se está trabajando en continuo, todos los caudales son iguales, con lo cual la expresión queda:

$$S_c = S_e - S_s \quad \text{A.1.1}$$

Sustituyendo los datos de la **tabla A.1.1** en la **ecuación A.1.1** se tiene que la materia orgánica consumida es igual a:

$$S_c = 80,5 \text{ kg/m}^3 - 11,716 \text{ kg/m}^3$$

$$S_c = 68,784 \text{ kg/m}^3$$

### A.1.1.2. Balance a los microorganismos

Tal y como se ha indicado en el apartado A.1.1.1 del presente anexo, la ecuación general del balance de materia viene dada por:

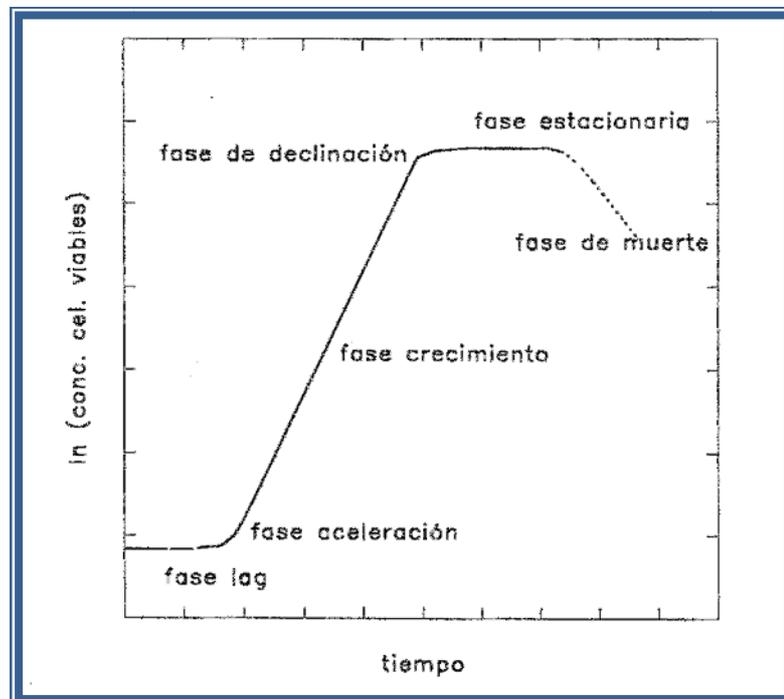
$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Considerando que el sistema se encuentra en estado estacionario y que, en dicho estado, no hay entrada de microorganismos en el sistema, se tiene:

$$(S) = (G) - (C)$$

En esta expresión, el término referente a la generación (G) está relacionado con la velocidad de crecimiento microbiano que, en este caso, se va a considerar que sigue un modelo cinético conocido, el modelo de Monod.

En cuanto al término correspondiente al consumo, hace alusión a la muerte celular, dada por la constante de muerte de los microorganismos,  $k_d$ . El modelo de Monod, en su planteamiento, no tiene en cuenta la muerte de los microorganismos. Sin embargo, ésta es una etapa que forma parte de la cinética de crecimiento microbiano, tal y como se muestra en la **figura A.1.1**:



**Figura A.1.1:** Fases de la cinética de crecimiento microbiano

**Fuente:** Cantero. D., Gómez Montes de Oca, J.M, 2006

Por tanto, puede decirse que el modelo seguido para caracterizar el crecimiento de la población microbiana en el interior del digester acidogénico es un “Modelo de Monod modificado”, que considera el término de muerte celular.

Las constantes cinéticas para dicho modelo figuran en la siguiente tabla:

CONSTANTE (unidad)	VALOR
$\mu_{\max}$ [ $\text{h}^{-1}$ ]	0,28
$k_s$ [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	13,5
$k_d$ [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	0,05

**Tabla A.1.2:** Constantes cinéticas del modelo de Monod

Fuente: Mu. Y. et al, 2006

Desarrollando la expresión:

$$Q_s \cdot X_s = r_x \cdot V - X \cdot V \cdot k_d = X \cdot V \cdot \left[ \left( \frac{\mu_{\max} \cdot S}{k_s + S} \right) - k_d \right] \quad \text{A.1.2}$$

Despejando  $X_s$  en la **ecuación A.1.2**:

$$X_s = \left( \frac{X \cdot V}{Q_s} \right) \cdot \left[ \left( \frac{\mu_{\max} \cdot S}{k_s + S} \right) - k_d \right] \quad \text{A.1.3}$$

donde:

$X_s$ : concentración microbiana en el efluente [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$\mu_{\max}$ : velocidad máxima de crecimiento específico de los microorganismos [ $\text{h}^{-1}$ ]

$k_s$ : máxima velocidad específica de consumo de sustrato [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$k_d$ : constante de muerte celular [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

Sustituyendo los datos de las **tablas A.1.1** y **A.1.2** del presente anexo en la **ecuación A.1.3**, se tiene que la concentración de microorganismos a la salida es de:

$$X_s = \frac{(282,752 \text{ m}^3) \left( 10 \frac{\text{kgSSV}}{\text{m}^3} \right)}{2,634 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} \times \left[ \frac{(0,28 \text{ h}^{-1}) \left( 80,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{\left( 80,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) + \left( 13,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} - 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$X_s = 203,705 \text{ kg}/\text{m}^3$$

### **A.1.1.3. Balance a los productos gaseosos**

La expresión general del balance de materia, según se ha visto en apartados anteriores de este mismo anexo, viene dada por:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Si se considera que el sistema alcanza el estado estacionario y que los gases, al ser productos, ni entran al sistema ni se consumen en su interior, la expresión se reduce a:

$$(S) = (G)$$

Desarrollando:

$$Q_s \rho_s = Q_g \rho_g$$

Considerando iguales condiciones de presión y temperatura, la densidad se mantiene constante, por tanto se tiene que:

$$\rho_s = \rho_g$$

Luego, sustituyendo el dato del caudal total de gases generado, suministrado por la **tabla A.1.1** del presente anexo y hallado en el **Anexo 3** del presente Proyecto, se tiene que:

$$Q_s = Q_g$$

$$Q_s = 46,688 \text{ m}^3/\text{h}$$

### **Balance al Hidrógeno**

Según los datos de la **tabla A.1.1** del presente Anexo, el hidrógeno representa el 55,5% de la corriente gaseosa de salida, con lo cual, el caudal de salida de dicho gas,  $H_s$ , será igual a:

$$H_s = (0,555) (46,688 \frac{\text{m}^3}{\text{h}})$$

$$H_s = 25,912 \text{ m}^3/\text{h}$$

### **Balance al Dióxido de Carbono**

El dióxido de carbono representa el 41,5% de la corriente gaseosa de salida, según los datos proporcionados por la **tabla A.1.1** del presente Anexo, con lo cual, el caudal de salida de dicho gas,  $D_s$ , será tal que:

$$D_s = (0,415) (46,688 \frac{m^3}{h})$$

$$D_s = 19,375 \text{ m}^3/\text{h}$$

### **Balance al Ácido Sulphídrico**

Según la **tabla A.1.1** del presente Anexo, el ácido sulphídrico representa el 3% de la corriente gaseosa de salida, con lo cual, el caudal de salida,  $S_s$ , será igual a:

$$S_s = (0,03) (46,688 \frac{m^3}{h})$$

$$S_s = 1,401 \text{ m}^3/\text{h}$$

### A.1.2. BALANCES DE MATERIA AL DIGESTOR METANOGÉNICO

A continuación se desarrollarán los balances de materia correspondientes al digestor metanogénico. Los datos necesarios para llevar a cabo los cálculos, que se obtienen en el **Anexo 7** del presente Proyecto, se resumen en la siguiente tabla:

Caudal de entrada y salida de melazas	$Q_e = Q_s$ [m <sup>3</sup> /h]	2,634
Concentración de biomasa activa en el interior del reactor	$X$ [kg/m <sup>3</sup> ]	9,5
Volumen de reacción	$V$ [m <sup>3</sup> ]	61,728
DQO de entrada de las melazas	$S_e$ [kg/m <sup>3</sup> ]	11,716
DQO de salida de las melazas	$S_s$ [kg/m <sup>3</sup> ]	2
Caudal total de gases generado	$G_g$ [m <sup>3</sup> /h]	13,08
<b>Proporción productos gaseosos (%)</b>		
Metano.....		65
Dióxido de carbono .....		35

**Tabla A.1.3:** Datos necesarios para los balances de materia del digestor metanogénico

#### A.1.2.1. Balance a la materia orgánica

Sustituyendo los datos de la **tabla A.1.3** en la ecuación **A.1.1** se tiene que la materia orgánica consumida es igual a:

$$S_c = 11,716 \text{ kg/m}^3 - 2,00 \text{ kg/m}^3$$

$$S_c = 9,716 \text{ kg/m}^3$$

### A.1.2.2. Balance a los microorganismos

Las constantes cinéticas para el modelo de Monod para este caso figuran en la siguiente tabla:

CONSTANTE (unidad)	VALOR
$\mu_{\max} (d^{-1})$	0,357
$k_s (kg/m^3)$	0,165
$k_d (kg/m^3)$	0,05

**Tabla A.1.4:** Constantes cinéticas del modelo de Monod  
Fuente: Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991

Sustituyendo los datos de las **tablas A.1.3** y **A.1.4** del presente anexo en la **ecuación A.1.3**, se tiene que la concentración de microorganismos a la salida es de:

$$X_s = \frac{(61,728 \text{ m}^3) \left(9,5 \frac{\text{kgSSV}}{\text{m}^3}\right)}{2,634 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} \times \left[ \frac{\left(0,357 d^{-1} \frac{24 \text{ h}}{d}\right) \left(11,716 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{\left(11,716 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) + \left(0,165 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)} - 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$X_s = 67,245 \text{ kg/m}^3$$

### A.1.2.3. Balance a los productos gaseosos

Al igual que en el caso del digestor acidogénico, se cumple que:

$$Q_s = Q_g$$

Luego sustituyendo el dato de la **tabla A.1.3**:

$$Q_s = 13,08 \text{ m}^3/\text{h}$$

### Balance al Metano

Según los datos de la **tabla A.1.3** del presente Anexo, el metano representa el 65% de la corriente gaseosa de salida, con lo cual el caudal de salida de dicho gas,  $M_s$ , será igual a:

$$M_s = (0,65) \left(13,08 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)$$

$$M_s = 8,502 \text{ m}^3/\text{h}$$

### **Balance al Dióxido de Carbono**

El dióxido de carbono representa el 35% de la corriente gaseosa de salida, según los datos proporcionados por la **tabla A.1.3** del presente Anexo, con lo cual el caudal de salida de este gas será igual a:

$$D_s = (0,35) (13,08 \frac{m^3}{h})$$

$$D_s = 4,578 \text{ m}^3/\text{h}$$

Con respecto al ácido sulfhídrico, en procesos de digestión anaerobia en los que predomina la metanogénesis y la generación de biogás, puede considerarse que su generación es despreciable frente a la producción de metano y dióxido de carbono [Borja et al., 1996].

### A.1.3. BALANCES DE MATERIA A LA COLUMNA DE ABSORCIÓN GAS – LÍQUIDO

La **tabla A.1.5** muestra los datos de partida, obtenidos en el **Anexo 5**, necesarios para llevar a cabo los balances de materia a la columna de absorción gas – líquido:

Producto	% vol./vol.	Pm (g/mol)	Concentración (mol/l)	Concentración (g/l)	Concentración (kg/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub>	55,5	2,016	0,022	0,044	0,044
CO <sub>2</sub>	41,5	44,01	0,016	0,723	0,723
H <sub>2</sub> S	3	34,08	0,0012	0,04	0,04

**Tabla A.1.5:** Datos de partida para los balances de materia de la columna de absorción

#### A.1.3.1. Balances de materia a la corriente gaseosa

##### Balance al ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S)

Según la ecuación general del balance de materia

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Considerando que se alcanza el estado estacionario

$$(E) = (S) - (C)$$

Tal y como ya se mencionó en el **apartado 10.3.5** de la Memoria Descriptiva, se considera que se consume el 99% de la cantidad que entra al sistema

$$(C) = 0,99 (E)$$

$$(S) = 0,01 (E)$$

Con lo cual, habrá que determinar la cantidad exacta de ácido sulfhídrico que entra en la columna

$$(E) = 0,04 \frac{kg}{m^3} \cdot 46,688 \frac{m^3}{h}$$

$$(E) = 1,87 \frac{kg}{h} = 54,93 \frac{mol}{h}$$

Por lo tanto

$$(S) = 0,549 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 0,019 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Considerando comportamiento de gas ideal, a las condiciones de presión y temperatura que se dan en el interior de la columna, que quedaron detalladas en el **apartado 10.3.5** de la Memoria Descriptiva:

$$(S) = 0,014 \text{ m}^3/\text{h}$$

P (kg/cm <sup>2</sup> )	84,1
T (°C)	22

**Tabla A.1.6:** Condiciones de operación de la torre de absorción

### **Balance al dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)**

Por definición, la ecuación general del balance de materia viene dada por:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Aproximando al estado estacionario

$$(E) = (S) - (C)$$

Sabiendo que se consume el 99% de la cantidad que entra al sistema, al igual que en el caso del ácido sulfhídrico:

$$(C) = 0,99 (E)$$

$$(S) = 0,01 (E)$$

Con lo cual, habrá que determinar la cantidad exacta de dióxido de carbono que entra en la columna

$$(E) = 0,704 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 46,688 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$(E) = 32,868 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 746,838 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Por lo tanto

$$(S) = 7,468 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 0,329 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Considerando comportamiento de gas ideal a las mismas condiciones de presión y temperatura descritas para el ácido sulfhídrico:

$$(S) = 0,174 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### A.1.3.2. Balances de materia a la corriente líquida

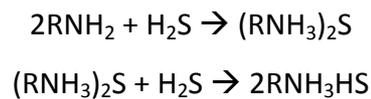
Los datos iniciales necesarios para llevar a cabo el balance a la corriente de disolvente son precisamente las propiedades de dicho disolvente, que se muestran en la siguiente tabla:

$\rho$ (DEA) [kg/l]	1,097
$\rho$ (DEA) [kg/m <sup>3</sup> ]	1097

**Tabla A.1.7:** Propiedades de la DEA al 20%  
Fuente: FDS (ver Anexo 12)

#### Cálculo de la cantidad de DEA necesaria para eliminar el H<sub>2</sub>S

La reacción química que tiene lugar entre la DEA y el H<sub>2</sub>S viene dada por las siguientes ecuaciones, tal y como se detalló en el **apartado 10.3.5** de la Memoria Descriptiva:



donde RNH<sub>2</sub> representa a la DEA, cuya fórmula molecular es NH(CH<sub>2</sub>)<sub>4</sub>(OH)<sub>2</sub>

Tal y como puede apreciarse en las ecuaciones estequiométricas presentadas, la estequiometría es 1:1, por tanto, la cantidad de DEA necesaria para eliminar al ácido sulfhídrico puede hallarse como una función de sus pesos moleculares, siendo el peso molecular de la DEA igual a 105,14 g/mol. Luego:

$$L_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{105,14 \frac{\text{g DEA}}{\text{mol DEA}}}{34,08 \frac{\text{g H}_2\text{S}}{\text{mol H}_2\text{S}}} = 3,085 \frac{\text{kg DEA}}{\text{kg H}_2\text{S}}$$

Lo cual supone una cantidad diaria de DEA pura igual a:

$$L_{H_2S} = 3,085 \frac{kg\ DEA}{kg\ H_2S} \cdot (1,87 - 0,019) \frac{kg\ H_2S}{h} \cdot 24 \frac{h}{d} = 137,048 \frac{kg\ DEA}{d}$$

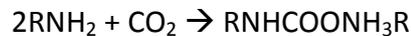
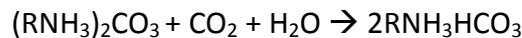
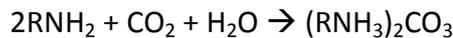
Sin embargo, la DEA empleada en el proceso está diluida al 20%, tal y como se detalló en el **apartado 10.3.5** de la Memoria Descriptiva. Sabiendo esto, la cantidad de DEA comercial (20%) que será necesaria se obtiene como

$$L_{H_2S} = 137,048 \frac{kg\ DEA\ puro}{d} \cdot \frac{100\ kg\ DEA\ comercial}{20\ kg\ DEA\ puro} = 685,24 \frac{kg\ DEA\ comercial}{d}$$

$$L_{H_2S} = 0,0263 \frac{m^3}{h}$$

### Cálculo de la cantidad de DEA necesaria para eliminar el CO<sub>2</sub>

Las ecuaciones que describen la reacción química que tiene lugar entre la DEA y el CO<sub>2</sub> se detallaron en el **apartado 10.3.5** de la Memoria Descriptiva y son:



De donde la ecuación global viene dada por



Tal y como puede apreciarse en las ecuaciones estequiométricas presentadas, la estequiometría es 4:3, por tanto:

$$L_{CO_2} = \frac{\left(\frac{4}{3}\right) 105,14 \frac{g\ DEA}{mol\ DEA}}{44,01 \frac{g\ CO_2}{mol\ CO_2}} = 3,185 \frac{kg\ DEA}{kg\ CO_2}$$

Luego la cantidad de DEA pura que será necesaria para eliminar el dióxido de carbono vendrá dada por:

$$L_{CO_2} = 3,185 \frac{kg\ DEA}{kg\ CO_2} \cdot (32,868 - 0,329) \frac{kg\ CO_2}{h} \cdot 24 \frac{h}{d} = 2487,281 \frac{kg\ DEA}{d}$$

Por tanto, la cantidad de DEA comercial (diluida al 20%) será igual a:

$$L_{CO_2} = 2487,281 \frac{kg \text{ DEA}}{d} \cdot \frac{100 \text{ kg DEA puro}}{20 \text{ kg DEA}} = 12436,406 \frac{kg \text{ DEA puro}}{d}$$

$$L_{CO_2} = 0,435 \frac{m^3}{h}$$

### **Cálculo de la cantidad total de DEA necesaria**

La cantidad total de DEA comercial necesaria para llevar a cabo la operación se corresponderá con la suma de las cantidades consumidas en la eliminación de cada componente:

$$L = 685,24 \frac{kg \text{ DEA comercial}}{d} + 12436,406 \frac{kg \text{ DEA comercial}}{d}$$

Conociendo la densidad de la DEA

$$L = 0,461 \frac{m^3 \text{ DEA comercial}}{h}$$

#### **A.1.4. BALANCES DE MATERIA A LOS GASÓMETROS**

##### **A.1.4.1. Balance de materia al gasómetro 1 (almacenamiento de hidrógeno)**

El gasómetro 1 se destina al almacenamiento de hidrógeno principalmente; sin embargo, la torre de absorción no tiene una eficacia del 100%, sino del 99%, tal y como se indicó en el **apartado A.1.3** del presente anexo. Considerando que los gases no sufren variaciones de densidad ni de composición, a efectos de cálculo, se trabajará con caudales volumétricos.

Por definición, la ecuación general del balance de materia viene dada por:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Dado que el gas almacenado no se empleará con ninguna finalidad en el interior de la planta, se acumulará en el gasómetro hasta su descarga para su posterior venta, con lo cual la expresión queda:

$$(A) = (E)$$

O sea

$$(A)_{\text{hidrógeno}} = (E)_{\text{hidrógeno}}$$

La entrada de hidrógeno al gasómetro se produce a través de una sola corriente que proviene de la columna de absorción, cuyo valor corresponde con el caudal de salida de hidrógeno del digestor acidogénico, hallado en el **apartado A.1.1** del presente anexo:

$$(A)_{\text{hidrógeno}} = (E)_{\text{hidrógeno}} = H_g$$

$$H_g = 25,912 \text{ m}^3/\text{h}$$

Luego

$$(A)_{\text{hidrógeno}} = 25,912 \text{ m}^3/\text{h}$$

Con respecto al dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico que no han sido eliminados en la torre de absorción, sus caudales se han determinado en el **apartado A.1.3** del presente anexo. Dichos caudales también formarán parte de la acumulación del gasómetro 1:

$$(A)_{\text{CO}_2} = 0,174 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$(A)_{\text{H}_2\text{S}} = 0,014 \text{ m}^3/\text{h}$$

Por tanto, la acumulación total vendrá dada por la suma de la acumulación de cada componente:

$$(A)_t = 26,10 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### **A.1.4.2. Balance de materia al gasómetro 2 (almacenamiento de biogás)**

El gasómetro 2 tan sólo almacena biogás, con lo cual, considerando que éste no sufre variaciones de densidad ni de composición, a efectos de cálculo, se trabajará con caudales volumétricos.

Por definición, la ecuación general del balance de materia viene dada por:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Dado que parte del biogás almacenado se empleará para mejorar la agitación del contenido del interior del digestor, una vez alcanzado el estado estacionario, la acumulación de biogás en el interior del reactor corresponderá precisamente con el caudal de entrada al mismo, con lo cual la expresión queda:

$$(A) = (E)$$

O sea

$$(A)_{\text{biogás}} = (E)_{\text{biogás}}$$

La entrada de biogás al gasómetro se produce a través de una sola corriente que proviene del digestor metanogénico, cuyo valor corresponde con el caudal de salida de dicha unidad:

$$(A)_{\text{biogás}} = 13,08 \text{ m}^3/\text{h}$$

Este biogás acumulado se enviará a la planta azucarera principal para que se le destine a usos energéticos, tal y como se detalló en el **apartado 9.4** de la Memoria Descriptiva.

## **ANEXO 2: DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR**

### **A.2.1. INTRODUCCIÓN**

Un intercambiador de calor es un dispositivo que facilita la transferencia de calor de una corriente de fluido a otra.

Existe una gran variedad de intercambiadores de calor, (Ver **apartado 10.1** del capítulo 10 de la Memoria Descriptiva). De forma general:

- Cambiadores de doble tubo.
- Cambiador de carcasa y tubo.
- Intercambiadores de placas empaquetadas.

Comúnmente, el diseño de un intercambiador de calor de proceso sigue las siguientes etapas:

- a) Comprobar el balance de energía. Se han de conocer las condiciones del proceso, caudales, temperaturas, propiedades físicas de los fluidos....
- b) Se deben obtener las propiedades físicas de los fluidos en las condiciones de operación.
- c) Se escoge el tipo de intercambiador.
- d) Se asignan las corrientes.
- e) Dibujar el diagrama térmico.
- f) Seleccionar el diámetro, espesor, material y longitud de los tubos.
- g) Se hace una estimación preliminar sobre el tamaño del intercambiador, utilizando un coeficiente de transferencia apropiado para los fluidos, el proceso y el equipo.
- h) Calcular las pérdidas de presión.

### **A.2.2. MÉTODO DE CÁLCULO**

El intercambiador de calor de carcasa y tubos del presente Proyecto, se ha diseñado siguiendo la metodología de análisis térmico de la diferencia de temperatura media logarítmica.

Para ello se utilizan las siguientes expresiones algebraicas:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \cdot F \quad \text{A.2.1}$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{CS} - T_{F0}) - (T_{C0} - T_{FS})}{\ln \frac{(T_{CS} - T_{F0})}{(T_{C0} - T_{FS})}} \quad \text{A.2.2}$$

Estas expresiones han sido desarrolladas para diversas configuraciones por TEMA (1978).

### **A.2.3. CARACTERIZACIÓN DEL EQUIPO**

En primer lugar, para poder conocer el dimensionamiento del intercambiador de calor, es necesario conocer el área de intercambio de calor. Para ello, se deben conocer las temperaturas de entrada, las temperaturas de salida, los caudales y las capacidades caloríficas de ambas corrientes.

En este caso, el intercambiador de calor se utiliza para enfriar la corriente de melazas procedente de la industria azucarera. Estas melazas entran en la planta a una temperatura de 50°C y serán enfriadas hasta los 35°C, temperatura a la cual se introducen en el reactor. La corriente utilizada para enfriar será una corriente de agua, la cual se considera que entra en el intercambiador de calor a temperatura ambiente, es decir, a unos 18° C.

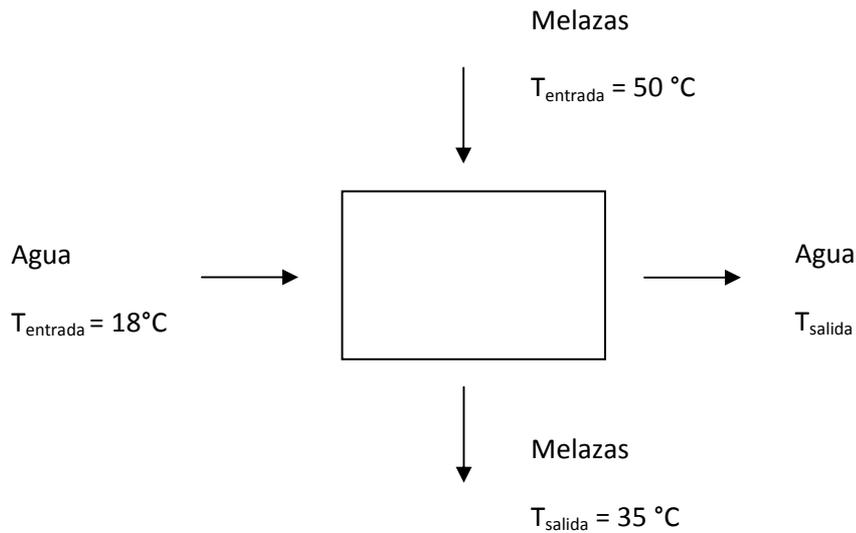


Figura A.2.1 Diagrama térmico del intercambiador de calor

Las características conocidas de ambas corrientes son:

	Agua	Melazas
Caudal másico (kg/s)	0,951	0,951
T° entrada (°C)	18	50
T° salida (°C)		35
Cp (kJ/kg °C)	4,183	3,858

Tabla A.2.1 Propiedades de los fluidos  
Fuente: Perry et al., 2001

De entre los intercambiadores de calor descritos en el apartado 10.1.2 de la Memoria Descriptiva, se ha seleccionado el intercambiador de calor de carcasa y tubos. Esta elección se basa en las condiciones de proceso de ambas corrientes y sus propiedades físicas (las corrientes a enfriar y calentar son líquidas, no poseen una temperatura demasiado elevada ni se requiere un salto térmico grande, no hay grandes presiones, ni son líquidos corrosivos). Además, es el tipo de intercambiador más frecuente en la industria. [Perry et al., 2001]

Como se ha justificado en el **Apartado 10.1.3** del capítulo 10 de la Memoria Descriptiva, las melazas de remolacha circularán por el lado de la carcasa debido a la elevada viscosidad que poseen, mientras que el agua, circulará por el interior de los tubos.

#### **A.2.4. BALANCE DE ENERGÍA**

Suponiendo que no existen pérdidas térmicas, el calor que se intercambia entre los fluidos, es el mismo que se transfiere a la corriente más fría y por tanto, el calor del que se desprende la corriente más caliente. Es decir:

$$q_{\text{total}} = q_F = q_C \quad \mathbf{A.2.3}$$

Donde,

$q_F$  es el flujo de calor que debe absorber la corriente fría de agua.

$q_C$  es el flujo de calor que debe ceder la corriente caliente de melazas.

El calor que cede la corriente de melazas al fluido frío es proporcional a la cantidad de melaza que pasa a través del intercambiador, a su calor específico y a la diferencia de temperatura que sufre, es decir:

$$q_C = M_C \cdot C_{pC} \cdot (T_{C,0} - T_{C,S}) \quad \mathbf{A.2.4}$$

donde

$M_C$ : caudal másico de las melazas calientes [kg/s]

$C_{pC}$ : calor específico de las melazas a la temperatura de entrada [kJ/kg °C]

$(T_{C,0} - T_{C,S})$ : disminución de temperatura que sufre la corriente de melazas [°C]

Empleando la ecuación **A.2.4** y sustituyendo en ella los datos expuestos a continuación, se obtiene que:

$$M_C = 0,951 \text{ kg/s}$$

$$C_{pC} = 3,858 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$T_{C,s} = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{C,e} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$q_c = 0,951 \text{ kg/s} \cdot 3,858 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \cdot (50-35) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$q_c = 55,034 \text{ kJ/s}$$

De igual forma, el calor que absorbe la corriente de agua fría es proporcional a la cantidad de agua que pasa a través del intercambiador, su calor específico y la diferencia de temperatura, es decir:

$$q_F = M_F \cdot C_{pF} \cdot (T_{F,S} - T_{F,0}) \quad \mathbf{A.2.5}$$

donde

$M_F$ : caudal másico del agua fría [kg/s]

$C_{pF}$ : calor específico del agua a la temperatura de medida [kJ/kg °C]

$(T_{F,S} - T_{F,0})$ : aumento de temperatura que sufre la corriente de agua [°C]

Empleando las ecuaciones **A.2.4** y **A.2.5** y sustituyendo en ella los datos expuestos a continuación, se obtiene la temperatura de salida del fluido frío:

$$q_{\text{total}} = 55,034 \text{ kJ/s}$$

$$M_F = 0,951 \text{ kg/s}$$

$$C_{pF} = 4,183 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$T_{F,0} = 18 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$q_{\text{total}} = M_F \cdot C_{pF} \cdot (T_{F,S} - T_{F,0})$$

$$55,034 \text{ kJ/s} = 0,951 \text{ kg/s} \cdot 4,183 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \cdot (T_{F,S} - 18^\circ\text{C})$$

$$T_{F,S} = 31,833 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### **A.2.5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR**

Una vez definidas las temperaturas de salida de las dos corrientes, se procede a calcular el área de intercambio de calor.

La **ecuación A.2.1** expuesta anteriormente, se corresponde con la ecuación básica de transferencia de calor:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \cdot F$$

donde

q: calor intercambiado

U: coeficiente global de transferencia de calor

A: área de intercambio de calor

$\Delta T_{ML}$ : diferencia de temperaturas media logarítmica

F: factor de corrección

A continuación se determinarán los parámetros de la **ecuación A.2.1**:

El coeficiente global de transmisión de calor va a ser tomado de la bibliografía, suponiendo un intercambiador de calor de carcasa y tubos por el que circula aceite lubricante de alta densidad por el lado de la carcasa y agua por el interior de los tubos. En la bibliografía [Perry et al., 2001] se encuentra la **tabla A.2.2**, donde se muestra un rango de valores del coeficiente, del cual se tomará un valor intermedio.

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Por tanto,  $U = 60 \text{ BTU}/(^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{h}) = 0,341 \text{ kJ}/\text{K} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s}$

Lado de la carcasa	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye suciedad total	Lado de la carcasa	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye suciedad total
<b>Sistemas líquido-líquido</b>				<b>Sistemas vapor de condensación-líquido</b>			
Aroclor 1248	Comb. aviación	100-150	0,0015	Hidrocarb. V alta ebullic.	Agua	20-50	0,003
Asfalto diluido	Agua	10-20	0,01	Hidrocarb. A baja ebullic.	Agua	80-200	0,003
Agua desmineralizada	Agua	300-500	0,001	Vapores de hidrocarburos (condensación parcial)	Petróleo	25-40	0,004
Disoluciones de 10-25 % de etanolamina (MEA o DEA)	Disol. agua, DEA o MEA	140-200	0,003	Disolventes orgánicos A	Agua	100-200	0,003
Fuel-oil	Agua	15-25	0,007	Disolv. orgán. A alto NC	Agua o salmuera	20-60	0,003
Fuel-oil	Petróleo	10-15	0,008	Disolv. orgán. V bajo NC	Agua o salmuera	50-120	0,003
Gasolina	Agua	60-100	0,003	Queroseno	Agua	30-65	0,004
Aceites pesados	Aceites pesados	10-40	0,004	Queroseno	Petróleo	20-30	0,005
Aceites pesados	Agua	15-50	0,005	Nafta	Agua	50-75	0,005
Corriente de reformado rica en hidrógeno	Corr. reformado rica en hidrógeno	90-120	0,002	Nafta	Petróleo	20-30	0,005
Queroseno o gasoil	Agua	25-50	0,005	Vapores reflujo estabiliz.	Agua	80-120	0,003
Queroseno o gasoil	Petróleo	20-35	0,005	Vapor	Agua alimentación	400-1000	0,0005
Queroseno o comb. aviación	Tricloroetileno	40-50	0,0015	Vapor	Fuel-oil n.º 6	15-25	0,0055
Agua para la carcasa	Agua	230-300	0,002	Vapor	Fuel-oil n.º 2	60-90	0,0025
Aceite lubr. (baja viscosid.)	Agua	25-50	0,002	Dióxido de azufre	Agua	150-200	0,003
Aceite lubr. (alta viscosid.)	Agua	40-80	0,003	Derivados aceite resina, aceites vegetales (vapor)	Agua	20-50	0,004
Aceite lubricante	Petróleo	11-20	0,006	Agua	Azeótropo aromático de corriente de vapor	40-80	0,005
Nafta	Agua	50-70	0,005	<b>Sistemas gas-líquido</b>			
Nafta	Petróleo	25-35	0,005	Aire, N <sub>2</sub> , etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	0,005
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	0,003	Aire, N <sub>2</sub> , etc.	Agua o salmuera	10-50	0,005
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	0,003	Agua o salmuera	Aire, N <sub>2</sub> (comprimidos)	20-40	0,005
Disolventes orgánicos	Disolv. orgánic.	20-60	0,002	Agua o salmuera	Aire, N <sub>2</sub> , etc. A	5-20	0,005
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales, etc.	Agua	20-50	0,004	Agua	Mezclas de gas natural que contienen oxígeno	80-125	0,003
Agua	Disol. sosa c. (10-30 %)	100-250	0,003	<b>Vaporizadores</b>			
Agua	Agua	200-250	0,003	Amoniaco anhidro	Vapor condensación	150-300	0,0015
Destilado de cera	Agua	15-25	0,005	Cloro	Vapor condensación	150-300	0,0015
Destilado de cera	Petróleo	13-23	0,005	Cloro	Aceite ligero trans. Calor	40-60	0,0015
<b>Sistemas vapor de condensación-líquido</b>				Propano, butano, etc.	Vapor condensación	200-300	0,0015
Vapor de alcohol	Agua	100-200	0,002	Agua	Vapor condensación	250-400	0,0015
Asfalto (450 °F)	Vapor de Dowtherm	40-60	0,006				
Vapor de Dowtherm	Aceite de resina y derivados	60-80	0,004				
Vapor de Dowtherm	Líquido de Dowtherm	80-120	0,0015				
Alquitrán de planta de gas	Vapor	40-50	0,0055				

NC = gas no condensable presente; V = vacío; A = presión atmosférica.  
 Las unidades del coeficiente de ensuciamiento son (h · ft<sup>2</sup> · °F)/Btu.  
 Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5,6783; para convertir horas-pie cuadrado-grado Fahrenheit por unidades térmicas británicas a metros cuadrados-segundo-kelvin por joules, multiplíquese por 0,1761.

**Tabla A.2.2:** Coeficientes globales de transmisión de calor.  $U = \text{BTU}/(^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{h})$   
**Fuente:** Perry et al., 2001

La diferencia de temperatura media logarítmica para flujo en contracorriente, se determina mediante la siguiente ecuación:

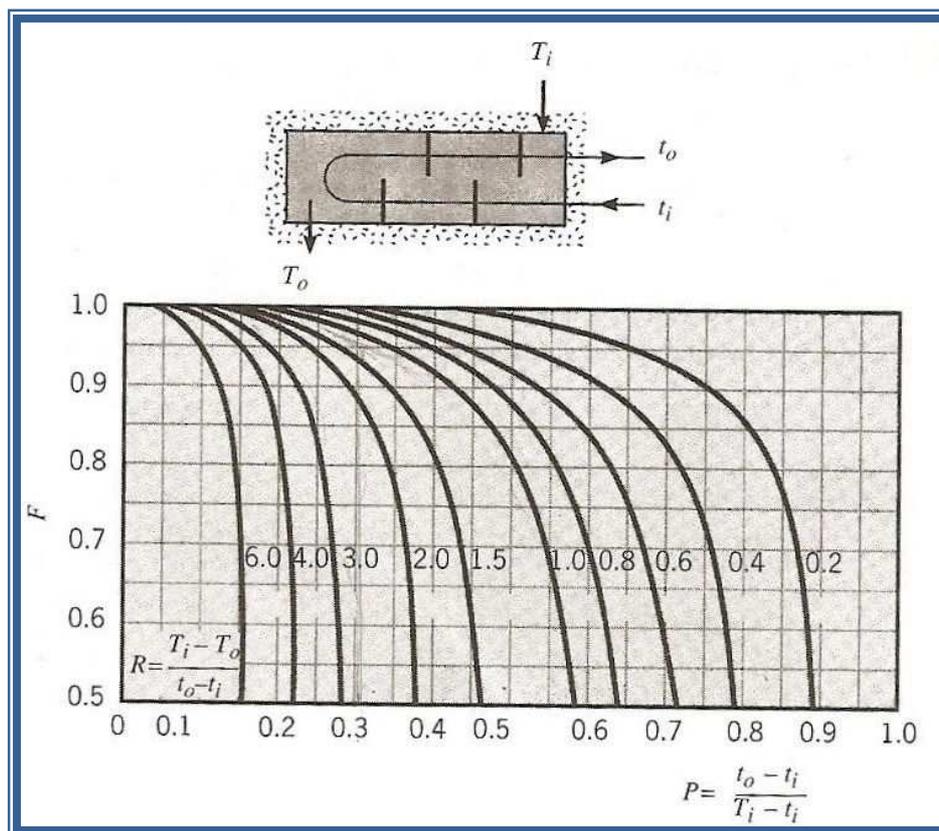
$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{CS} - T_{F0}) - (T_{C0} - T_{FS})}{\ln \frac{(T_{CS} - T_{F0})}{(T_{C0} - T_{FS})}} \quad \text{A.2.6}$$

Sustituyendo en la **ecuación A.2.6** los valores de todas las temperaturas anteriormente definidas:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(35 - 18) - (50 - 31,833)}{\ln \frac{(35 - 18)}{(50 - 31,833)}} = 17,577^{\circ}\text{C}$$

El factor de corrección se aplica para obtener la forma apropiada de la temperatura media logarítmica para la configuración del intercambiador de calor de tubos y coraza. Esto es debido a que la diferencia de temperaturas media logarítmica determinada, es para el caso ideal de cambiadores de calor de tubos coaxiales con dos corrientes en contracorriente y, en el caso de los intercambiadores de calor 1-2 (el líquido de la carcasa fluye en un paso y el líquido del lado de los tubos lo hace en dos pasos), el flujo es una mezcla de contracorriente y corrientes paralelas.

El factor de corrección (F) para un intercambiador de carcasa y tubos con un paso por coraza y dos pasos de tubo se determinará mediante la siguiente **figura A.2.2**:



**Figura A.2.2:** Factor de corrección para un intercambiador de carcasa y múltiplo de dos pasos de tubo

**Fuente:** Incropera y DeWitt, 1999

Teniendo en cuenta la nomenclatura del presente Proyecto y que el fluido caliente va por el lado de la carcasa y el frío por el lado de los tubos, R y P quedan expresados de la siguiente manera:

$$P = \frac{T_{CS} - T_{CO}}{T_{FO} - T_{CO}} \quad \mathbf{A.2.7}$$

$$R = \frac{T_{FO} - T_{FS}}{T_{CS} - T_{CO}} \quad \mathbf{A.2.8}$$

Sustituyendo en las **ecuaciones A.2.7** y **A.2.8** las temperaturas de ambas corrientes se obtiene:

$$P = \frac{35 - 50}{18 - 50} = 0,469$$

$$R = \frac{18 - 31,833}{35 - 50} = 0,922$$

Con los valores de R y P y la **figura A.2.2** se tiene el valor del parámetro F:

$$F = 0,95$$

Utilizando la **ecuación A.2.1** y sustituyendo los datos hallados (F,  $\Delta T_{ml}$ , U) y el calor intercambiado q calculado anteriormente, se obtiene el área de intercambio de calor:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ML} \cdot F}$$

$$A = \frac{55,03 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}}{0,341 \frac{\text{kJ}}{\text{K} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s}} \cdot 17,58 \text{ K} \cdot 0,95} = 9,663 \text{ m}^2$$

En la **tabla A.2.2**, se proporciona un resumen de datos referentes al intercambiador de calor que fueron justificados en el **apartado 10.1** del **capítulo 10** de la Memoria Descriptiva y que son necesarios para los cálculos que se muestran más adelante.

Fluido lado carcasa	Melazas de remolacha
Fluido lado tubos	Agua
Número de pasos	1 por el lado de la carcasa 2 por el lado de los tubos
Material carcasa	SA-283 Gr C
Material tubos	SA-53 Gr B
Diámetro exterior tubos	0,019 m (3/4 in)
Longitud tubos	6,096 m (20 ft)
Disposición de los tubos	Cuadrada
Pitch	0,0254 m (1 in)

**Tabla A.2.2:** Resumen de datos del intercambiador de calor procedentes de la Memoria Descriptiva

A continuación se debe determinar el número de tubos ( $n_t$ ) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor, para posteriormente recalcular el área total de intercambio.

El número de tubos ( $n_t$ ) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor se determinará mediante la siguiente expresión:

$$A = L \cdot \pi \cdot D_o \cdot n_t \quad \mathbf{A.2.9}$$

donde:

L: longitud de cada tubo

$D_o$ : diámetro exterior de cada tubo

Sustituyendo el valor del diámetro y longitud de los tubos de la **tabla A.2.2**, y el área calculada anteriormente mediante la **ecuación A.2.1**, se obtiene el número de tubos.

$$n_t = \frac{9,663 \text{ m}^2}{6,096 \text{ m} \cdot \pi \cdot 0,019 \text{ m}}$$

$$n_t = 26,57 \text{ tubos}$$

Como se explicó en la Memoria Descriptiva, el número de tubos que hay en una carcasa está estandarizado. En la **tabla A.2.3**, para una disposición cuadrada, tubos de  $\frac{3}{4}$  de diámetro exterior, pitch 1 in, y 2 pasos por el lado de los tubos, se tiene que el número de tubos inmediatamente superior al calculado (26,57 tubos) es 52 tubos. Sin embargo, se va a seleccionar 26 tubos puesto que con 52 estaría excesivamente sobredimensionado.

Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13 $\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70	13 $\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44
15 $\frac{1}{4}$	137	124	116	108	108	15 $\frac{1}{4}$	81	76	68	68	64
17 $\frac{1}{4}$	177	166	158	150	142	17 $\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
19 $\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188	19 $\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
21 $\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234	21 $\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
23 $\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292	23 $\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

**Tabla A.2.3:** Disposición de los espejos de tubos, arreglo en cuadro

**Fuente:** Kern. Q, 1984

Con el número de tubos definitivo que van a componer el haz de tubos se determinará el área final del cambiador de calor empleando la **ecuación A.2.9**:

$$A = 6,096 \text{ m} \cdot \pi \cdot 0,019 \text{ m} \cdot 26 = 9,461 \text{ m}^2$$

Una vez conocida la disposición, el diámetro de los tubos, y el número de pasos y tubos, es posible determinar el diámetro interior de la carcasa a partir de la **tabla A.2.3**. Para este caso, el diámetro de la carcasa es de 8 in, es decir, 203,2 mm.

Para terminar de definir el equipo, se determinarán las características de las placas deflectoras. Como se indicó en la memoria descriptiva, los deflectores son unas placas perforadas colocadas en el interior de la carcasa perpendicular al haz de tubos y que tienen como función crear turbulencias para aumentar el coeficiente de transferencia de calor, soportar los tubos y dirigir el fluido que circula por el exterior de los mismos. En el presente Anexo se va a calcular la separación entre dichas placas deflectoras, así como el espesor, el diámetro y el número de estas.

#### **Separación entre placas ( $P_{\text{def}}$ )**

Las normas TEMA establecen una separación mínima y otra máxima que debe existir entre placas deflectoras.

La separación mínima de las placas deflectoras ( $P_{\text{def min}}$ ) será el mayor de estos valores:

- 1/5 del diámetro interior de la carcasa (en este caso 1,6 in)
- 2 in

Luego la separación mínima es 2 in.

La separación máxima ( $P_{\text{def max}}$ ) de las placas viene dada por la **tabla A.2.4**, teniendo en cuenta el diámetro exterior y el material de los tubos.

MAXIMUM UNSUPPORTED STRAIGHT TUBE SPANS  
Dimensions in Inches (mm)

Tube OD	Tube Materials and Temperature Limits ° F ( ° C)	
	Carbon Steel & High Alloy Steel, 750 (399) Low Alloy Steel, 850 (454) Nickel-Copper, 600 (316) Nickel, 850 (454) Nickel-Chromium-Iron, 1000 (538)	Aluminum & Aluminum Alloys, Copper & Copper Alloys, Titanium Alloys At Code Maximum Allowable Temperature
1/4 (6.4)	26 (660)	22 (559)
3/8 (9.5)	35 (889)	30 (762)
1/2 (12.7)	44 (1118)	38 (965)
5/8 (15.9)	52 (1321)	45 (1143)
3/4 (19.1)	60 (1524)	52 (1321)
7/8 (22.2)	69 (1753)	60 (1524)
1 (25.4)	74 (1880)	64 (1626)
1-1/4 (31.8)	86 (2235)	76 (1930)
1-1/2 (38.1)	100 (2540)	87 (2210)
2 (50.8)	125 (3175)	110 (2794)

Tabla A.2.4: Separación máxima entre placas deflectoras  
Fuente: Normas TEMA

Por tanto la separación máxima entre placas será de 60 in.

Finalmente, se considerará como espaciamiento entre los deflectores el valor entero más próximo a la media entre los calculados:

$$P_{def} = (60 \text{ in} + 2 \text{ in})/2 = 31 \text{ in} = 0,787 \text{ m} \approx 0,8 \text{ m}$$

### Espesor de las placas deflectoras

Las normas TEMA establecen el espesor de los deflectores mediante la **tabla A.2.5**, a partir del diámetro interior de la carcasa, en este caso 8 in, y el espaciamiento entre placas.

BAFFLE OR SUPPORT PLATE THICKNESS  
Dimensions in Inches (mm)

Nominal Shell ID	Plate Thickness					
	Unsupported tube length between central baffles. End spaces between tubesheets and baffles are not a consideration.					
	12 (305) and Under	Over 12 (305) to 24 (610) Inclusive	Over 24 (610) to 36 (914) Inclusive	Over 36 (914) to 48 (1219) Inclusive	Over 48 (1219) to 60 (1524) Inclusive	Over 60 (1524)
6 - 14 (152-356)	1/16 (1.6)	1/8 (3.2)	3/16 (4.8)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	3/8 (9.5)
15 - 28 (381-711)	1/8 (3.2)	3/16 (4.8)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)
29 - 38 (737-965)	3/16 (4.8)	1/4 (6.4)	5/16 (7.5)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)
39 - 60 (991-1524)	1/4 (6.4)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)	5/8 (15.9)
61 - 100 (1549-2540)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)	3/4 (19.1)	3/4 (19.1)

Tabla A.2. 5: Espesor de deflectores  
Fuente: Normas TEMA

Por tanto, el espesor de las placas deflectoras será de 3/16 in.

### Diámetro de los deflectores

El diámetro de cada una de las placas deflectoras es prácticamente coincidente con el diámetro interior de la carcasa, es decir:

$$D_{\text{def}} = 8 \text{ in} = 0,203 \text{ m}$$

### Número de deflectores

El número de deflectores ( $N_{\text{def}}$ ) vendrá dado por el cociente entre la longitud de los tubos y el espaciamiento entre los deflectores:

$$N_{\text{def}} = \frac{L}{P_{\text{def}}} \quad \text{A.2.10}$$

$$N_{\text{def}} = \frac{6096}{800} = 7,62 \text{ placas} \approx 8 \text{ placas}$$

### A.2.6. DISEÑO MECÁNICO

En este apartado se fijarán los espesores que deben tener los tubos y la carcasa del intercambiador de calor previamente diseñado.

#### Espesor de los tubos

Como los tubos de los intercambiadores líquido-líquido no son más que conducciones de pequeño diámetro, para el cálculo del espesor requerido por presión interna se empleará la misma ecuación que para el cálculo del sistema de tuberías de la planta, es decir, se hará de acuerdo con el Código ASME B31.3.

En dicho código se encuentra la siguiente expresión:

$$t = \frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} \quad \mathbf{A.2.11}$$

Teniendo en cuenta el sobreespesor de corrosión y la tolerancia de fabricación, el espesor mínimo resulta:

$$t_{\min tub} = \left( \frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right) \cdot \frac{1}{1 - (M / 100)} \quad \mathbf{A.2.12}$$

donde

$P_D$ : presión de diseño

$D_o$ : diámetro exterior de la tubería

$S$ : tensión máxima permisible

E: eficiencia de la soldadura

Y: coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño

C: margen por corrosión

M: tolerancia de fabricación

Seguidamente se determina el valor de cada una de las variables que componen la **ecuación A.2.12**:

### **Presión de diseño ( $P_D$ )**

El intercambiador de calor trabaja a presión atmosférica, luego la presión de operación es de

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{atm}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,033 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \cdot P_{\text{operación}} = 1,1 \cdot 1,033 \text{ kg/cm}^2 = 1,136 \text{ kg/cm}^2 = 16,162 \text{ psi}$$

### **Diámetro exterior**

El diámetro exterior de los tubos es  $D_o = \frac{3}{4}$  in (ver **tabla A.2.2**)

### **Tensión máxima admisible (S)**

Según se recoge en las tablas de materiales del Código ASME B31.3, para tuberías de SA-53 Gr. B sometidas a una temperatura de hasta 200°F, la tensión máxima admisible es:

$$S = 17100 \text{ psi (ver tabla A.12.3 del Anexo 12)}$$

### **Eficiencia de la soldadura (E)**

El término hace referencia a la disminución que sufre la resistencia a la tracción del material debido a la ineficiencia mecánica de la unión soldada.

El valor para la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope con doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material depositado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de  $E = 1$ .

### **Factor Y**

El valor del factor Y viene determinado en función del tipo de material y la temperatura de operación en la **tabla A.12.15**, presente en el **Anexo 12**. En este caso, los tubos del intercambiador de calor son de acero, y la máxima temperatura a la que están expuestas es a 308 K. Por lo tanto, al coeficiente Y le corresponde un valor de 0,4.

### **Margen por corrosión (C)**

Según el código ASME VIII – División 1, a la hora de diseñar unidades de proceso que vayan a ser sometidas a corrosión, erosión o abrasión mecánica, es obligatorio definir un margen de corrosión, capaz de predecir el desgaste del espesor, asegurando que la vida útil del equipo sea la prevista.

Los cálculos se deben realizar siempre bajo condiciones corroídas garantizándose la validez de los mismos, siempre y cuando no se supere el margen de corrosión esperado.

En el caso de recipientes en los que sea predecible el desgaste por corrosión, la vida esperada del recipiente será la que determine el margen. Un desgaste por corrosión de 5 milésimas de pulgada por año es satisfactorio para recipientes y tuberías.

La vida deseada de un recipiente es una cuestión económica. Los recipientes principales o mayores se diseñan generalmente para una vida larga de servicio (15 a 20 años), mientras que los secundarios o menores para períodos más cortos (8 a 10 años). [Megyesy. E.F, 2001].

El margen de corrosión se tomará como el valor del desgaste producido durante la vida de servicio. Para el intercambiador de calor se va a considerar un valor conservador para la vida de servicio, principalmente por razones de seguridad, concretamente 15 años. Este margen valdrá la mitad que en el caso del resto de tuberías de la planta, esto es porque al tratarse de tuberías secundarias o menores, se estimará un tiempo de vida de 10 años en lugar de 20 [Megyesy. E.F, 2001]. Por tanto,  $C = 0,005 \text{ in}$ .

$$15 \text{ años} \cdot 0,005 \text{ in/año} = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm}$$

### Tolerancia de fabricación (M)

Las tuberías fabricadas sin costura tienen una tolerancia considerable en el espesor, variando de unos materiales a otros. Concretamente, en el caso del acero al carbono la tolerancia en el espesor de pared es de - 12,5%.

Sustituyendo todas las variables descritas en la **ecuación A.2.12**:

$$t_{\min tub} = \left( \frac{16,162 \text{ psi} \cdot 0,75 \text{ in}}{2 \cdot (17100 \text{ psi} + 16,162 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,05 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,058 \text{ in}$$

Por tanto el espesor elegido será 16 BWG (0,065 in) ya que es el inmediatamente superior al calculado (ver **tabla A.12.9** del Anexo 12). Además éste resulta el espesor más común de los tubos del intercambiador de calor.

### **Espesor carcasa**

Para el cálculo del espesor requerido de la carcasa se han considerado como controlantes los esfuerzos inducidos por la carga de presión interna.

Antes de iniciar el cálculo se aportarán una serie de datos básicos:

### **Espesor mínimo de pared**

- Según el código ASME VIII – Div. 1, el espesor mínimo debe ser tal que

$$t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + c$$

donde t: espesor mínimo requerido corroído de la envolvente cilíndrica; c: margen de corrosión

$$t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + 1,905 = 4,405$$

$$t_{\min} = 0,4405 \text{ cm} = 0,173 \text{ in}$$

- Según la expresión para aceros al carbono:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + c$$

Con lo que se tiene que:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + 0,1905 = 5,1905 \text{ mm}$$

$$t_{\min} = 0,51905 \text{ cm} = 0,204 \text{ in}$$

Por razones de seguridad se toma el valor mayor, es decir, 0,204 in para el espesor mínimo de pared. Además, se comprobará que el espesor de pared obtenido es mayor que el espesor mínimo de pared.

### **Presión de diseño**

La presión de diseño es la presión que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente y sus componentes para una presión mayor a la de operación. Para ello se utilizará el mayor de dos valores; o bien una presión de diseño de 30 psi o un 10% más de la presión de trabajo.

Como ya se ha comentado, el intercambiador trabaja a presión atmosférica, luego la presión de operación es de

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{atm}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,033 \text{ kg/cm}^2$$

Luego la presión de diseño será el mayor de los dos valores siguientes:

- 30 psi = 2,1 kg/cm<sup>2</sup>
- $1,033 \cdot (1 + 0,1) = 1,1363 \text{ kg/cm}^2$

El valor mayor corresponde con una presión de 30 psi, luego la presión de diseño será de 30 psi.

### **Temperatura de diseño**

Se admite que la temperatura de diseño puede calcularse como

$$T = T_{\text{máxima de operación}} + 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

En el caso del intercambiador de calor, la temperatura máxima de operación en el interior del equipo es de 50°C, luego

$$T = 50 + 20 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 148 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

### **Tensión máxima admisible (S)**

Según se recoge en las tablas de materiales del Código ASME, para carcasas de acero SA-283-C sometidas a una temperatura de hasta 150°F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 148°F), se tiene que:

$$S = 15700 \text{ psi}$$

### **Eficiencia de la soldadura (E)**

El valor para la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope con doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material depositado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de  $E = 0,85$ .

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existen dos tipos de tensiones a los que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial, y la tensión longitudinal. Para llevar a cabo el cálculo definitivo, se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

### **Espesor**

Para el cálculo del espesor es necesario considerar las tensiones por las que posiblemente se verá afectado el intercambiador:

CARGA	TENSIONES CIRCUNFERENCIALES		TENSIONES LONGITUDINALES	
	TRACCIÓN	COMPRESIÓN	TRACCIÓN	COMPRESIÓN
Peso				X
Viento			X	X
Seísmo			X	X
Presión interior	X		X	
Presión exterior				

**Tabla A.2.6:** Tensiones que afectan al recipiente  
**Fuente:** Portela, J, 2007

Dado que la tensión provocada por viento y seísmo es despreciable frente a la ejercida por la presión interior, se ha considerado tan sólo la presión interior para llevar a cabo los cálculos. Posteriormente se demuestra que los espesores se seleccionan comercialmente, tomando un margen de seguridad que cubre también las tensiones despreciadas.

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existen dos tipos de tensiones a los que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial, y la tensión longitudinal. Para llevar a cabo el cálculo definitivo, se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Los datos necesarios para realizar los cálculos se detallan en la siguiente tabla

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	30
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	8
<b>MÁXIMA TENSIÓN ADMISIBLE [psi]</b>	15700
<b>EFICIENCIA DE JUNTA</b>	0,85
<b>MARGEN DE CORROSIÓN [in]</b>	0,075

**Tabla A.2.7:** Parámetros para determinar el espesor

### Tensiones circunferenciales

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.2.13}$$

donde

P: presión de diseño interna (incluida la debida a la altura de la columna de líquido) [psi]

R: radio interior de la envolvente [in]

S: máxima tensión admisible [psi]

E: eficiencia de junta

c: margen de corrosión [in]

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.2.13.:**

$$t_{\text{circ}} = \frac{(30 \text{ psi}) \cdot (4 \text{ in})}{[(15700 \text{ psi} \cdot 0,85) - 0,6 \cdot (30 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,009 \text{ in}$$

### Tensiones longitudinales

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \text{A.2.14}$$

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación A.2.14 se tiene que:

$$t_{\text{long}} = \frac{(30 \text{ psi}) \cdot (4 \text{ in})}{[2 \cdot (15700 \text{ psi} \cdot 0,85) + 0,4 \cdot (30 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,004 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,009 + 0,075$$

$$t = 0,084 \text{ in} = 0,213 \text{ cm}$$

### COMPROBACIÓN DEL ESPESOR MÍNIMO

$$t_{\text{obtenido}} = 0,084 \text{ in} = 0,213 \text{ cm}$$

$$t_{\text{mínimo}} = 0,204 \text{ in} = 0,518 \text{ cm}$$

Por tanto, como este espesor es menor que es el espesor mínimo establecido para aceros al carbono, el espesor mínimo será este último, es decir, 0,518 cm. Comercialmente se tomará el inmediatamente superior.

$$t_{\text{comercial}} = 0,236 \text{ in} = 0,6 \text{ cm}$$

## **ANEXO 3: DISEÑO DEL REACTOR ACIDOGÉNICO**

### **A.3.1. VELOCIDAD DE CARGA ORGÁNICA**

Las variables o parámetros fundamentales que deben ser fijados para el diseño de un reactor anaerobio no son demasiados y están interrelacionados. En concreto, estas variables son el tiempo de retención de sólidos y la carga orgánica. Es interesante conocer la relación existente entre ellas y el tiempo de residencia hidráulico puesto que a la hora del diseño es la variable sobre la que es más fácil operar.

En el presente Proyecto se fijará la carga orgánica suministrada al reactor y, a partir de ahí se obtendrán el resto de los parámetros importantes.

La velocidad de carga orgánica o carga orgánica suministrada, se define como la cantidad de materia orgánica que se introduce por unidad de tiempo y de volumen en el digestor.

$$L = \frac{S_i \cdot Q}{V} \quad \text{A.3.1}$$

donde:

L: velocidad de carga orgánica [kgDQO/m<sup>3</sup>·d]

S<sub>i</sub>: concentración de sustrato en el influente [kg/m<sup>3</sup>]

Q: caudal volúmetrico de melazas [m<sup>3</sup>/h]

V: volumen de reacción [m<sup>3</sup>]

Tomar un valor elevado de carga orgánica supone un incremento de la DQO del efluente, una disminución de la eficacia depurativa y un incremento de los sólidos en suspensión en el efluente. Un valor más bajo de carga orgánica supone un incremento en el Tiempo Hidráulico de Residencia, por tanto un mayor volumen de digestor y mayor coste. Conociendo los datos de entrada concentración inicial del influente (S<sub>i</sub>) y caudal (Q), se puede estimar el volumen de digestor necesario para un caso concreto.

El comportamiento del reactor acidogénico se asimila a un reactor de mezcla completa, como en el caso de los experimentos realizados por Jianzheng Li et al. [2007]. Además, la reacción se produce en un reactor ABR (Reactor Baffled Anaerobic) teniendo lugar la separación de las fases de hidrólisis, acetogénesis y metanogénesis. En este artículo, el valor de carga orgánica es de  $18 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ , por lo que será considerado este valor para el diseño del reactor acidogénico.

### A.3.2. CÁLCULO DEL VOLUMEN DE REACCIÓN Y THR

Una vez impuesta la carga orgánica de trabajo, es posible determinar el volumen de reacción, como se ha comentado anteriormente, conociendo los valores de la concentración inicial del influente y el caudal, mediante la **ecuación A.3.1**.

Las características de las melazas a la entrada del digestor, es decir, caudal y concentración de las mismas, son las siguientes (datos procedentes del **Anexo 1**):

ENTRADA DE MELAZAS AL DIGESTOR
$Q = 63,224 \text{ m}^3 / \text{día}$
$S_i = 80,5 \text{ kg/m}^3$

**Tabla A.3.1.** Características de las melazas a la entrada del digestor

Sustituyendo los valores conocidos de la **tabla A.3.1** en la **ecuación A.3.1** se tiene que el volumen de reacción es:

$$V_{\text{reacción}} = \frac{80,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} \cdot 63,224 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{18 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}} = 282,752 \text{ m}^3$$

El Tiempo Hidráulico de Residencia (THR), es la variable sobre la que es más fácil operar. El THR se define como el cociente entre el volumen de reacción y el caudal a tratar:

$$\text{THR} = \frac{V}{Q} \quad \mathbf{A.3.2}$$

Utilizando la **ecuación A.3.2** y sustituyendo los valores conocidos:

$$\text{THR} = \frac{282,752 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{63,224 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}} = 4,472 \text{ días}$$

### **A.3.3. CONCENTRACIÓN DE SUSTRATO EN EL EFLUENTE**

Realizando una profunda búsqueda bibliográfica se encuentra que la cinética de las melazas de remolacha es un proceso muy poco estudiado o al menos es una información a la que no se tiene acceso fácilmente.

En la bibliografía se halla un artículo [Li. J. et al., 2007] en el que se tratan melazas de remolacha por digestión anaerobia en un reactor ABR, con el objeto de generar hidrógeno. Dado que la configuración ABR, como ya se explicó en el **apartado 10.2** de la Memoria Descriptiva, se puede asemejar a un mezcla completa, y el sustrato es el mismo que el tratado en el presente Proyecto, se aplicarán los parámetros cinéticos para los cálculos que se muestran a continuación.

Teniendo en cuenta que en ambos casos:

- La temperatura de operación es de 35°C (rango mesofílico).
- El residuo contiene gran cantidad de materia para digerir.
- En ambos casos existe un elevado grado de agitación debido a una agitación mecánica.

Se puede afirmar, sin cometer un gran error, que los valores de los parámetros cinéticos en uno y otro caso no distarán mucho en la realidad. Estos parámetros se resumen en la siguiente tabla.

Parámetros	Valores
$k \left( \frac{\text{kg DQO}_{\text{elim}}}{\text{kg SSV} \cdot \text{día}} \right)$	1,82
$K_L \left( \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV} \cdot \text{día}} \right)$	0,33
$K_d \left( \frac{1}{\text{día}} \right)$	0,05
$Y_{x/s} \left( \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQO}} \right)$	0,06

**Tabla A.3.2.** Parámetros cinéticos  
Fuente: [Li. J. et al, 2007]

Para el estudio de la cinética de los microorganismos teniendo como sustrato melazas de remolacha, se ha usado una ecuación similar a la desarrollada por Monod. Dicho modelo se explica en el **apartado 9.3** del capítulo 9 de la Memoria Descriptiva. En ese mismo apartado, el modelo se desarrolla para un reactor de mezcla completa, que opera en continuo y sin recirculación de sólidos, obteniéndose así la ecuación de diseño para la concentración de sustrato a la salida del digestor.

Ecuación de diseño para el sustrato:

$$S_e = S_i - \left[ \frac{k \cdot S_i}{K_L + L_x} \right] \quad \mathbf{A.3.3}$$

donde

$S_e$ : concentración de sustrato en el efluente [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$S_i$ : concentración de sustrato en el influente [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$L_x$ : carga orgánica por biomasa [ $\frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}}$ ]

$k$ : velocidad de consumo de sustrato específica máxima [ $\frac{\text{kg DQO}_{\text{elim}}}{\text{kg SSV} \cdot \text{día}}$ ]

$K_L$ : es la velocidad de carga orgánica a  $R=k/2$  siendo  $R$  la velocidad de consumo de sustrato [ $\frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}}$ ]

Para poder obtener la concentración de sustrato en el efluente a través de la **ecuación A.3.3.**, sólo se necesita calcular la carga orgánica por biomasa ( $L_x$ ) ya que el resto de las variables son conocidas.

$$L_x = \frac{L}{X_a} \quad \mathbf{A.3.4}$$

donde:

$L$ : carga orgánica suministrada [ $\frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$ ]

$X_a$ : concentración de biomasa activa en el reactor [ $\frac{\text{kg SSV}}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$ ]

En los experimentos realizados por Li. J. et al. [2007], la concentración de biomasa activa tiene un valor de  $10 \text{ kgSSV}/\text{m}^3$ . Dado que es la referencia bibliográfica cuyo proceso se asemeja más al del presente Proyecto, será considerado dicho valor.

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.3.4** se obtiene:

$$L_x = \frac{18 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}}{10 \frac{\text{kg SSV}}{\text{m}^3}} = 1,8 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}}$$

En este momento se está en disposición de determinar el valor de la concentración de sustrato en el efluente mediante la **ecuación A.3.3** ya que se conocen todas las variables necesarias:

$$S_e = 80,5 \frac{kg}{m^3} - \left[ \frac{1,82 \frac{kg DQO}{kg SSV día} \cdot 80,5 \frac{kg DQO}{m^3}}{0,33 \frac{kg DQO}{kg SSV día} + 1,8 \frac{kg DQO}{kg SSV día}} \right] = 11,716 \frac{kg}{m^3}$$

Por tanto,

$$S_e = 11,716 \frac{kg}{m^3}$$

Este es el valor de concentración de las melazas a la salida del reactor acidogénico y a su vez, la concentración de entrada al reactor metanogénico.

#### A.3.4. TIEMPO DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS

Tal y como se describe en el **apartado 9.3** de la Memoria Descriptiva, de la ecuación de velocidad de consumo de sustrato se obtiene la **ecuación A.3.5.**, de forma análoga a como se hizo en el caso del sustrato. El modelo ha sido descrito en dicho apartado de la Memoria Descriptiva, a partir del balance de materia a los microorganismos y al sustrato, dando como resultado las siguientes ecuaciones:

$$\frac{1}{q} = \frac{K_L}{k} \cdot \frac{1}{L_x} + \frac{1}{k} \quad \text{A.3.5}$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y_{x/s} q - K_d \quad \text{A.3.6}$$

donde todos los parámetros han sido definidos anteriormente excepto:

q: velocidad específica de consumo de sustrato

$\theta_c$ : tiempo de retención de sólidos

Sustituyendo los valores conocidos de la **tabla A.3.2** y el valor de  $L_x$  (determinado anteriormente) en la **ecuación A.3.5**:

$$\frac{1}{q} = \left( \frac{0,33 \frac{kg DQO}{kgSSVdía}}{1,82 \frac{kg DQOelim}{kgSSVdía}} \right) \cdot \left( \frac{1}{1,8 \frac{kg DQO}{kgSSVdía}} \right) + \frac{1}{1,82 \frac{kg DQOelim}{kgSSVdía}}$$

$$q = 1,538 \frac{kg DQO}{kgSSVdía}$$

Una vez conocida la velocidad de consumo específica de sustrato y tomando el valor del coeficiente estequiométrico biomasa-sustrato de la **tabla A.3.2**, se obtiene a partir de la **ecuación A.3.6**, el tiempo de retención de sólidos,  $\theta_c$ :

$$\frac{1}{\theta_c} = 0,06 \frac{kg SSV}{kgDQO} \cdot 1,538 \frac{kg DQO}{kgSSVdía} - 0,05 \text{ día}$$

$$\theta_c = 23,652 \text{ días}$$

### A.3.5. PRODUCCIÓN DE BIOMASA

El cálculo de la biomasa producida se hará conociendo la cantidad de DQO consumida en el proceso y el coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato. El coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato, también llamado rendimiento celular, indica la fracción de sustrato (DQO) destinada al crecimiento de los microorganismos.

La producción de biomasa viene dada por:

$$M_{XG} = Y_{X/S} \cdot M_{Sc} \quad \mathbf{A.3.7}$$

donde,

$M_{XG}$ : cantidad de biomasa producida por hora  $\left[ \frac{kg SSV}{h} \right]$

$Y_{X/S}$ : coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato  $\left[\frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQOelim}}\right]$

$M_{SC}$ : cantidad de DQO que se consume por hora  $\left[\frac{\text{kg DQO}}{\text{h}}\right]$

El coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato tiene un valor  $Y_{X/S} = 0,06$   $\frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQOelim}}$  (tabla A.3.2).

El valor de  $M_{SC}$  es el producto de la  $DQO_{consumida}$  (determinada en el Anexo 1) y el caudal de operación.

$$M_{SC} = Q \cdot DQO_{consumida} \quad \mathbf{A.3.8}$$

$$M_{SC} = 63,224 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} 68,784 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} = 181,20 \frac{\text{kg DQO}}{\text{h}}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la ecuación A.3.7:

$$M_{XG} = 0,06 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQOelim}} \cdot 181,20 \frac{\text{kg DQO}}{\text{h}} = 10,872 \frac{\text{kg SSV}}{\text{h}}$$

La concentración de sólidos en suspensión generados viene dada por:

$$S = \frac{M_{XG}}{Q} \quad \mathbf{A.3.9}$$

Una vez se tiene el caudal másico, a través de la **ecuación A.3.9** se obtiene la concentración de SSV generados:

$$S = \frac{10,871 \frac{\text{kg SSV}}{\text{h}}}{2,634 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 4,128 \frac{\text{kg SSV}}{\text{m}^3}$$
$$S = 4,128 \frac{\text{mg SSV}}{\text{l}}$$

### A.3.6. CÁLCULO DE LA PRODUCCIÓN DE GASES

En el desarrollo de la etapa acidogénica de la digestión anaerobia y como consecuencia del metabolismo de los microorganismos implicados, se obtienen como productos gaseosos: hidrógeno, dióxido de carbono y, en menor cantidad, ácido sulfhídrico.

El objeto del presente Proyecto es la producción de hidrógeno como alternativa energética. El cálculo del hidrógeno producido se realizará conociendo la cantidad de DQO consumida en el proceso y el coeficiente estequiométrico hidrógeno/sustrato. Este coeficiente indica la cantidad de ese sustrato consumido que es destinada a la producción de hidrógeno.

SUSTANCIA	$Y_{p/s}$ [ $\text{m}^3 \text{H}_2/\text{kg DQO}_{\text{consumida}}$ ]
Hidrógeno	0,143

**Tabla A.3.3:** Coeficiente de rendimiento

**Fuente:** Mu. Y et al, 2006

La producción de hidrógeno vendrá dada por:

$$H_g = Y_{\text{H}_2/s} \cdot M_{sc} \quad \text{A.3.10}$$

donde

$Y_{H_2/S}$ : coeficiente estequiométrico hidrógeno/sustrato  $\left[\frac{m^3}{kg \text{ biomasa consumida}}\right]$

$M_{SC}$ : cantidad de DQO que se consume por hora  $\left[\frac{kg \text{ DQO}}{h}\right]$

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.3.10**:

$$H_g = \left(0,143 \frac{m^3}{kg \text{ biomasa consumida}}\right) \cdot \left(181,20 \frac{kg \text{ DQO}}{h}\right)$$

$$H_g = 25,912 \text{ m}^3 \text{ H}_2 / \text{ h}$$

Una vez determinada la cantidad de hidrógeno generada, se puede determinar la cantidad de gases según la proporción existente entre los gases generados durante la acidogénesis:

SUSTANCIA	% volumen/volumen
Hidrógeno	55,5
Dióxido de Carbono	41,5
Ácido Sulfhídrico	3

**Tabla A.3.4:** Proporciones de los gases producidos en la acidogénesis

**Fuente :** Li J. et al., 2007

La producción total de gases será:

$$G_g = \frac{H_g}{0,555}$$

$$G_g = \frac{25,912 \frac{\text{m}^3 \text{H}_2}{\text{h}}}{0,555}$$

$$G_g = 46,688 \frac{\text{m}^3 \text{ gases}}{\text{h}}$$

Con lo cual, ya se puede calcular la producción del resto de los gases generados:

- Dióxido de Carbono

$$D_g = G_g \cdot 0,415$$

$$D_g = 46,688 \frac{\text{m}^3 \text{ gases}}{\text{h}} \cdot 0,415$$

$$D_g = 19,376 \frac{\text{m}^3 \text{ CO}_2}{\text{h}}$$

- Ácido Sulfhídrico

$$S_g = G_g \cdot 0,03$$

$$S_g = 46,688 \frac{\text{m}^3 \text{ gases}}{\text{h}} \cdot 0,03$$

$$S_g = 1,401 \frac{\text{m}^3 \text{ H}_2\text{S}}{\text{h}}$$

### **A.3.7. SISTEMA DE MEZCLADO DEL DIGESTOR**

Para conseguir un rendimiento óptimo del proceso, es necesario disponer de un adecuado sistema de agitación. Existen diferentes razones para introducir un sistema de agitación en el digestor, algunas de ellas son:

1. Se tiene en contacto de forma continua los microorganismos activos con el alimento suministrado.
2. El alimento es suministrado uniformemente.
3. Se mantiene una homogeneidad térmica, previniendo la estratificación.
4. Consigue la rotura de la capa de espumas que se suele crear en la superficie de los digestores, o incluso evita su formación.

A la hora de realizar la operación de agitación, hay que decidir el tipo de agitador a usar y la potencia que hay que comunicar al rodete para conseguir el fin deseado.

El tipo de agitador hace referencia a las dimensiones del mismo, el número y forma de los rodetes, así como el resto de los accesorios que lleve. Los tres tipos principales de agitadores son, de hélice, de paletas y de turbina. El número de palas del agitador varía entre 4 y 16.

El diseñador de un tanque agitado dispone de un gran e inusual número de elecciones sobre el tipo y localización del agitador, las proporciones del tanque, el número y las proporciones de los deflectores y otros factores. Cada una de estas decisiones afecta a la velocidad de circulación del líquido, los patrones de velocidad y el consumo de potencia. Como punto de partida para el diseño de los problemas ordinarios de agitación se consideran las siguientes proporciones [McCabe, 2001]:

$$\frac{D_a}{D_{tanque}} = \frac{1}{3}$$

Relación entre el diámetro del agitador y el diámetro del tanque

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

Relación entre la anchura de las palas del rodete y el diámetro del agitador

$$\frac{E}{D_{tanque}} = \frac{1}{3}$$

Relación entre la altura del rodete sobre el fondo del tanque y el diámetro del tanque

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Relación entre la longitud de las palas del rodete y el diámetro del agitador

$$\frac{H}{D_{tanque}} = 1$$

Relación entre la altura del líquido y el diámetro del tanque

El número de palas del agitador suele variar entre 4 y 16, pero generalmente es de 6 u 8. En este caso, se ha considerado que el agitador posee 6 palas, ya que en la mayoría de diseños presentes en la bibliografía, predomina este número.

Conocido el diámetro del reactor, se pueden determinar las dimensiones características del sistema de agitación. Puesto que el diámetro del digestor acidogénico se ha considerado 7 m, las siguientes dimensiones son:

	$D_{\text{tanque}}$ [m]	$D_a$ [m]	W [m]	E [m]	L [m]
Reactor	7	2,333	0,467	2,333	0,583

**Tabla A.3.5:** Dimensiones características de un sistema de agitación

### Potencia requerida por el sistema de agitación

En primer lugar, para determinar la potencia requerida por el sistema de agitación, se calcula el número de Reynolds:

$$Re = \frac{N \cdot D_a^2 \cdot \rho}{\mu} \quad \mathbf{A.3.11}$$

Donde:

N es la velocidad de giro del rodete

$D_a$  es el diámetro del rodete

$\rho$  es la densidad del líquido

$\mu$  es la viscosidad del líquido

Para realizar este cálculo es necesario conocer la densidad y viscosidad del fluido a la temperatura media de trabajo. El flujo que se introduce al reactor es la corriente de melazas procedente del intercambiador de calor.

$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP · s)
1300	500

**Tabla A.3.6:** Densidad y viscosidad de las melazas  
**Fuente:** Azucarera Ebro

El término N de la expresión del Reynolds, es la velocidad de giro. En este caso es 1,5 rpm (0,025 r/s) puesto que no interesa tener en el sistema una gran agitación que perjudique a la actividad de los microorganismos.

Sustituyendo todos los datos conocidos en la **ecuación A.3.11**:

$$\text{Re} = \frac{0,025 \frac{\text{r}}{\text{s}} \cdot 2,333^2 \text{m}^2 \cdot 1300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,5 \text{ Pa} \cdot \text{s}} = 353,788$$

En casos donde el número de Reynolds es superior a 300, se ha de considerar el número de Froude, el cual interviene en dinámica de fluidos siempre que existe un movimiento de ondas importante sobre la superficie del líquido.

Cuando este número interviene, es necesario colocar placas deflectoras en el reactor para que perturben el movimiento circular del fluido. Sin embargo, en este caso no se han considerado puesto que no se sobrepasa en gran cantidad el valor límite y la colocación de placas deflectoras en el reactor podría influir en la actividad de los microorganismos.

Cuando interviene el número de Froude, su efecto se tiene en cuenta mediante la ecuación exponencial:

$$\phi = \frac{Po}{Fr^m} \quad \mathbf{A.3.12}$$

Siendo:

Po: número de potencia

$\phi$ : función de potencia

El exponente “m” para un determinado conjunto de factores de forma, está relacionado empíricamente con el número de Reynolds mediante la siguiente ecuación:

$$m = \frac{a - \log Re}{b} \quad \mathbf{A.3.13}$$

Siendo “a” y “b” constantes que dependen del paso de hélice y si el reactor posee o no placas deflectoras.

Conocida la función de potencia  $\phi$ , se puede calcular el número de potencia ( $P_0$ ) y la potencia P:

$$\left. \begin{aligned} \phi &= \frac{P_0}{Fr^m} \\ P_0 &= \frac{P}{N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho} \end{aligned} \right\} \quad P = \phi \cdot Fr^m \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho \quad \mathbf{A.3.14}$$

En primer lugar, se obtiene el valor de  $\phi$  mediante la **figura A.12.1** presente en el Anexo 12. Posteriormente, se determina el número de potencia ( $P_0$ ) y número de Froude ( $Fr$ ).

$$P_0 = \frac{P}{N^3 D_a^5 \rho} \quad \mathbf{A.3.15}$$

$$Fr = \frac{N^2 D_a}{g} \quad \mathbf{A.3.16}$$

El exponente m, se determina mediante la **tabla A.3.7**, el cual depende del tipo del agitador.

LÍNEA	a	b
B	1,0	40,0
B	1,7	18,0
C	0	18,0
D	2,3	18,0

**Tabla A.3.7:** Constantes a y b de la ecuación A.3.13  
**Fuente:** McCabe, 2001

Los resultados de las operaciones se presentan en la siguiente tabla:

Re	$\phi$	Fr	a	b	m
353,788	4	$1,48 \cdot 10^{-4}$	1	40	-0,039

**Tabla A.3.8:** Parámetros para la determinación del número de potencia

Sustituyendo todos los datos en la **ecuación A.3.14**, se obtiene la potencia requerida por el sistema:

$$P = 4 \cdot (1,48 \cdot 10^{-4})^{-0,039} \cdot (0,025)^3 \cdot (2,33)^5 \cdot 1300$$

$$P = 7,991 \text{ W}$$

### **A.3.8. SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DEL DIGESTOR**

Como ya se justificó en el **Apartado 10.2.10** de la Memoria Descriptiva, el digestor posee en la cúpula un sistema de distribución de la alimentación rotatorio que está constituido por 4 brazos giratorios. El caudal que suministra cada uno de los brazos será el resultado de dividir el caudal total entre los 4 brazos:

$$Q_{\text{brazos}} = \frac{2,634 \frac{m^3}{h}}{4}$$

$$Q_{\text{brazos}} = 0,659 \frac{m^3}{h}$$

### **A.3.9. SOPORTE DEL REACTOR**

Siempre que se cumpla alguna de las siguientes condiciones se podrán utilizar faldones como soporte en lugar de patas, silletas o consolas:

- a) El diámetro de la envolvente sea superior a 1,5 m
- b) La relación altura/diámetro sea mayor que 5
- c) Puedan esperarse vibraciones
- d) El peso del recipiente lleno de agua es mayor de 15000 kg

Se cumple el punto a), luego está justificado el uso del faldón.

## **ANEXO 4: DIMENSIONAMIENTO DEL DIGESTOR ACIDOGÉNICO**

### **A.4.1. INTRODUCCIÓN**

El dimensionamiento del digestor acidogénico tiene por finalidad el cálculo del volumen, la altura y el espesor de cada una de las zonas de que consta el mismo:

- Cubierta
- Zona central
- Solera

La unidad a dimensionar es un reactor anaerobio tipo tanque agitado, que a escala industrial suelen ser cilíndricos, con una relación altura / diámetro próxima a la unidad.

En la selección de materiales de construcción, es importante tener en cuenta dos factores principalmente [Perry et al., 2001]:

**1)** Características del sistema, prestando especial atención a todos los factores que puedan influir en la corrosión.

En el digestor acidogénico de este Proyecto, existen dos factores esenciales que determinan la corrosión del recipiente:

- Erosión del material por la acción de la abrasión o la fricción causada por el flujo del gas generado (contiene H<sub>2</sub>S). La presencia de H<sub>2</sub>S en el recipiente provoca el denominado “Sulfide Stress Cracking” (SSC), que consiste en una degradación del material debido a la acción del ácido sulfhídrico. Ante este hecho, se comercializan a escala industrial diversos materiales especialmente tratados para resistir este tipo de ataque químico.

- Corrosión biológica. La actividad metabólica de los microorganismos puede provocar directa o indirectamente un deterioro del material por procesos de corrosión.

Esa actividad puede:

- a. Generar un ambiente corrosivo
- b. Crear celdas de concentración electrolítica en la superficie del metal
- c. Modificar la resistencia de las películas superficiales
- d. Tener influencia sobre la velocidad de reacción catódica o anódica
- e. Modificar la composición ambiental

**2)** Materiales con los que se fabricará el sistema, y más concretamente, su comportamiento bajo determinados ambientes.

Teniendo en cuenta que el material seleccionado estará expuesto a dos tipos de sustancias:

- Mezcla reaccionante; compuesta principalmente por melazas parcialmente digeridas y los microorganismos. Se trata de un líquido viscoso con propiedades oxidantes y un pH con tendencia ácida debida a la generación de ácidos grasos durante la acidogénesis.

- Gases generados; compuestos por hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico. Se trata de un fluido oxidante y bastante corrosivo debido a la presencia del sulfhídrico.

Se ha seleccionado un acero al carbono, especificación SA-516, grado 70, ya que es un material de uso habitual para la construcción de unidades de proceso industriales y, además, este concretamente suele emplearse en procesos que tienen presencia de ácido sulfhídrico.

Es necesario tener en cuenta ciertos aspectos antes de proceder al diseño del digestor. Las especificaciones técnicas a las que debe ajustarse el diseño es uno de estos aspectos. A continuación se citan algunas de las más importantes:

**A. Código de diseño y construcción**

El dimensionamiento del digestor se ceñirá al código ASME, sección VIII, división 1 “Cálculo de recipientes a presión”

**B. Material de construcción**

Tal y como se mencionó anteriormente, se ha seleccionado el acero al carbono, especificación SA-516, grado 70, como material de construcción del reactor acidogénico de este Proyecto.

**C. Eficiencia de junta (E)**

En recipientes a presión fabricados mediante uniones soldadas es obligatorio incluir un término denominado eficiencia de junta en aquellas partes sometidas a tracción.

El término hace referencia a la disminución que sufre la resistencia a la tracción del material debido a la ineficiencia mecánica de la unión soldada.

El valor para la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope con doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material depositado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de  $E = 0,85$ .

**D. Margen de corrosión**

Según el código ASME VIII – División 1, a la hora de diseñar unidades de proceso que vayan a ser sometidas a corrosión, erosión o abrasión mecánica, es obligatorio definir un margen de corrosión, capaz de predecir el desgaste del espesor, asegurando que la vida útil del equipo sea la prevista. Para ello, se reforzarán las zonas expuestas a la corrosión, dotándolas de un mayor espesor o mediante la instalación de elementos protectores.

Los cálculos se deben realizar siempre bajo condiciones corroídas garantizándose la validez de los mismos, siempre y cuando no se supere el margen de corrosión esperado.

En el caso del reactor acidogénico, dado que existe generación de ácido sulfhídrico en su interior, es necesario considerar un margen de corrosión por razones de seguridad.

En el caso de recipientes en los que sea predecible el desgaste por corrosión, la vida esperada del recipiente será la que determine el margen. Un desgaste por corrosión de 5 milésimas de pulgada por año generalmente es satisfactorio para recipientes y tuberías.

La vida deseada de un recipiente es una cuestión económica. Los recipientes principales o mayores se diseñan generalmente para una vida larga de servicio (15 a 20 años), mientras que los secundarios o menores para períodos más cortos (8 a 10 años). [Megyesy. E.F, 2001].

Para el digester acidogénico se va a considerar un valor conservador para la vida de servicio, principalmente por razones de seguridad, concretamente 15 años. Luego el desgaste durante todo este tiempo será:

$$15 \text{ años} \cdot 0,005 \text{ in/año} = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm}$$

El margen de corrosión se tomará como el valor del desgaste producido durante la vida de servicio, luego

$$c = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm}$$

**E.** Presión de diseño

La presión de diseño se fijará como mayor de dos valores; 30 psi o un 10% más de la presión de trabajo. Además también se debe tomar en consideración la presión ejercida por el líquido contenido por el recipiente [Megyesy. E.F, 2001].

La magnitud de la presión de diseño se calculará para cada zona del digestor por separado.

**F.** Temperatura de diseño

Se admite que la temperatura de diseño puede calcularse como

$$T = T_{\text{máxima de operación}} + 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

En el caso del digestor acidogénico, la temperatura máxima de operación en el interior del equipo es de 35 °C, luego

$$T = 35 + 20 = 55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 131 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

**G.** Máxima tensión admisible a tracción (S)

La tensión máxima admisible depende de las características del material y del coeficiente de seguridad que se adopte, variando con la temperatura; tal dependencia se recoge en las tablas de materiales del Código ASME. Para carcasas de SA-516-70 sometidas a una temperatura de hasta 150 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 131 °F), se tiene que:

$$S = 17100 \text{ psi}$$

**H.** Espesor mínimo

- Según el código ASME VIII – Div. 1, el espesor mínimo debe ser tal que

$$t_{\text{min}} \text{ (mm)} = 2,5 + c$$

donde t: espesor mínimo requerido corroído de la envolvente cilíndrica; c: margen de corrosión

$$t_{\text{min}} \text{ (mm)} = 2,5 + 1,905 = 4,405$$

$$t_{\text{min}} = 0,173 \text{ in}$$

- Según la expresión para aceros al carbono:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + c$$

Con lo que se tiene que:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + 1,905 = 6,905 \text{ mm}$$

$$t_{\min} = 0,272 \text{ in}$$

Por razones de seguridad se toma el valor mayor, es decir, 0,272 in, para el espesor mínimo de pared. Sin embargo, una vez calculadas las dimensiones del digestor, se comprobará que el espesor de pared obtenido es mayor que el espesor mínimo de pared.

## **2. ZONA CENTRAL**

La zona central del digestor es de forma cilíndrica y va a albergar la mayor parte de las melazas y una fracción de gases.

Los digestores anaerobios suelen tener un diámetro comprendido entre 6 y 36 m [Metcalf & Eddy, 2000]. Para el digestor acidogénico de este Proyecto se ha optado por un diámetro de 7 m.

### **Altura y volumen**

El volumen de un cilindro viene dado por la expresión

$$V = \pi \cdot r_i^2 \cdot h \quad \mathbf{A.4.1}$$

donde

$r_i$ : radio interior del cilindro

$h$ : altura del cilindro

A partir de esta expresión y, sabiendo que el volumen de melazas que contendrá el reactor es de  $282,752 \text{ m}^3$ , es posible calcular la altura del reactor:

$$h = 7,347 \text{ m}$$

Es aconsejable considerar en el diseño una fracción de volumen hueca en la zona superior para almacenar pequeñas cantidades de gases, de forma que se evite la entrada de aire al sistema en caso de que se produzcan variaciones en el volumen de líquido. Para ello se ha considerado un 0,1% de la altura calculada, que sumada con la ya obtenida, hacen un total de:

$$h = 7,347 \cdot (1+0,1)$$

$$h = 8,082 \text{ m}$$

Utilizando de nueva la ecuación del volumen de un cilindro se obtendrá el volumen definitivo de la zona central del digestor acidogénico:

$$V_{\text{zona central}} = 311,032 \text{ m}^3$$

### **Presión de diseño**

La zona central del digestor contiene dos fases; las melazas de remolacha, junto con los ácidos grasos que se van produciendo en la reacción biológica (líquido), y una fracción del gas generado (gaseoso).

La presión de diseño es la presión que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente y sus componentes para una presión mayor a la de operación. Para ello se utilizará el mayor de dos valores; o bien una presión de diseño de 30 psi o un 10% más de la presión de trabajo.

Como ya se ha comentado, el digestor trabaja a presión atmosférica, luego la presión de operación es de

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{atm}} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 1,033 \text{ kg/cm}^2$$

Luego la presión de diseño será el mayor de los dos valores siguientes:

- 30 psi = 2,1 kg/cm<sup>2</sup>
- $1,033 \cdot (1 + 0,1) = 1,1363 \text{ kg/cm}^2$

El valor mayor corresponde con una presión de 30 psi, luego la presión de diseño será de 30 psi.

Además de estos aspectos, es necesario considerar también la presión que ejerce la columna de líquido, que viene dada por la siguiente expresión:

$$P_{\text{líqu}} = \rho_{\text{melazas}} \cdot g \cdot h \quad \mathbf{A.4.2}$$

donde

$\rho_{\text{melazas}}$ : densidad de las melazas = 1300 kg/m<sup>3</sup>

$$P_{\text{líqu}} = (1300 \text{ kg/m}^3) \cdot (9,81 \text{ m/s}^2) \cdot (7,347 \text{ m})$$

$$P_{\text{líqu}} = 93696,291 \text{ Pa} = 0,9554 \text{ kg/cm}^2 = 13,589 \text{ psi}$$

Luego la presión de diseño será

$$P_{\text{diseño}} = 30 + 13,589$$

$$P_{\text{diseño}} = 43,589 \text{ psi}$$

### Espesor

Para el cálculo del espesor de la zona central es necesario considerar las tensiones por las que posiblemente se verá afectado el recipiente:

CARGA	TENSIONES CIRCUNFERENCIALES		TENSIONES LONGITUDINALES	
	TRACCIÓN	COMPRESIÓN	TRACCIÓN	COMPRESIÓN
Peso				X
Viento			X	X
Seísmo			X	X
Presión interior	X		X	
Presión exterior				

**Tabla 4.1:** Tensiones que afectan al recipiente

**Fuente:** Portela. J.M, 2007

Dado que la tensión provocada por viento y seísmo es despreciable frente a la ejercida por la presión interior, se ha considerado tan sólo la presión interior para llevar a cabo los cálculos. Posteriormente se demuestra que los espesores se seleccionan comercialmente, tomando un margen de seguridad que cubre también las tensiones despreciadas.

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existen dos tipos de tensiones a los que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial, y la tensión longitudinal. Para llevar a cabo el cálculo definitivo, se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Los datos necesarios para realizar los cálculos se detallan en la siguiente tabla

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	43,589
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	275,591
<b>MÁXIMA TENSIÓN ADMISIBLE [psi]</b>	17100
<b>EFICIENCIA DE JUNTA</b>	0,85
<b>MARGEN DE CORROSIÓN [in]</b>	0,075

**Tabla 4.2:** Parámetros para determinar el espesor

### **Tensiones circunferenciales**

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.4.3}$$

donde

P: presión de diseño interna (incluida la debida a la altura de la columna de líquido)  
[psi]

R: radio interior de la envolvente [in]

S: máxima tensión admisible [psi]

E: eficiencia de junta

c: margen de corrosión

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.4.3.:**

$$t_{\text{circ}} = \frac{(43,589 \text{ psi}) \cdot (137,796 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot (43,589 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,414 \text{ in}$$

### Tensiones longitudinales

$$t_{\text{long}} = t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.4.4}$$

Sustituyendo los datos conocidos en **la ecuación A.4.4** se tiene que:

$$t_{\text{long}} = \frac{(43,589 \text{ psi}) \cdot (137,796 \text{ in})}{[2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 0,85 + 0,4 \cdot (43,589 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,206 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,075 + 0,414$$

$$t = 0,489 \text{ in} = 1,242 \text{ cm}$$

### Carga por viento

El viento es un factor ambiental externo que puede afectar a la estabilidad del digestor, ya que ejerce cierta presión sobre las paredes del mismo. Por estas razones es necesario calcular el espesor mínimo que han de tener dichas paredes para resistir tales cargas.

Es importante señalar que no toda la estructura del recipiente se verá afectada del mismo modo por la carga del viento, ya que a mayor altura, menor momento. Por ello tan solo se calculará la carga en la junta del faldón con la envolvente.

La altura entre el suelo y el fondo será de 1,5 m, luego la altura expuesta a las cargas por viento será

$$h_{\text{exp}} = h_{\text{faldón}} = h_{\text{suelo-fondo}} + h_{\text{fondo}} \quad \mathbf{A.4.5}$$

$$h_{\text{exp}} = 1,5 + 8,082$$

$$h_{\text{exp}} = 9,582 \text{ m} = 312,631 \text{ in}$$

La presión de diseño del viento viene dada por la expresión

$$P_W = q_s \cdot C_q \cdot C_e \quad \mathbf{A.4.6}$$

Donde

$q_s$ : presión de estancamiento del viento a la altura estándar de 30 pies

$C_q$ : coeficiente de presión (factor de forma), que depende fundamentalmente de la geometría del recipiente

$C_e$ : coeficiente del factor por ráfagas, que depende del tipo de exposición y la altura de la zona analizada

En cuanto a la presión de estancamiento del viento, ésta depende de la velocidad del viento tal y como indica en **tabla A.12.11** del Anexo 12.

El reactor estará situado en Jerez de la Frontera, tal y como se ha comentado ya, y en dicha población la velocidad del viento alcanza los siguientes rangos:

Velocidad media anual [km/h]	15
Ráfagas máximas [km/h]	50

**Tabla 4.4.** Velocidades medias y máximas anuales en Jerez de la Frontera  
**Fuente:** página web de la AEMET

Con estos datos, la velocidad del viento seleccionada corresponde al dato de 70 millas/h, que equivale aproximadamente a 125 km/h, que cubre con bastante margen de seguridad las velocidades reales a las que estará expuesto el recipiente. A dicho valor le corresponde por tanto una presión de estancamiento de 13 lb/pie<sup>2</sup>.

Con respecto al coeficiente de presión, la **tabla A.12.12**, presente en el Anexo 12, muestra algunos de los valores que puede tomar en función de la forma del recipiente. Dado que el digestor es cilíndrico, se toma un coeficiente de presión de 0,8.

Por último, el coeficiente del factor por ráfagas se determina mediante la **tabla A.12.13**, presente en el Anexo 12. Se considera la exposición tipo B, ya que el digestor está ubicado en un terreno edificado (la planta azucarera) y la altura de posición que se está analizando es de 9,582 m (31,437 pies). Por tanto el coeficiente del factor por ráfagas tiene un valor de 0,8.

Tras este análisis de los parámetros que influyen en la carga por viento, sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.4.6**, se tiene que la presión ejercida por el viento es de:

$$P_w = (13 \text{ lb/pie}^2) \cdot 0,8 \cdot 0,8$$

$$P_w = 8,32 \text{ lb/pie}^2 = 0,058 \text{ psi}$$

A continuación, se procederá al cálculo del momento debido al viento en la posición analizada, que viene determinado por la siguiente expresión:

$$M_{exp} = M - h_{exp} \cdot (V - 0,5 \cdot P_W \cdot D_0 \cdot h_{exp}) \quad \mathbf{A.4.7}$$

donde

$M_{exp}$ : Momento a la altura  $h_{exp}$

$M$ : Momento máximo (en la base)

$h_{exp}$ : distancia de la base a la posición bajo consideración

$V$ : esfuerzo cortante

$P_W$ : presión de diseño del viento

$D_0$ : diámetro exterior de la carcasa

Para hallar el momento cortante se emplea la expresión:

$$V = P_W \cdot D_0 \cdot H \quad \mathbf{A.4.8}$$

donde

$H$ : longitud del recipiente (incluyendo el faldón)

Sustituyendo los parámetros conocidos se tiene que

$$V = (0,058 \text{ psi}) \cdot (275,591 \text{ in}) \cdot (318,089 \text{ in})$$

$$V = 5084,423 \text{ lb}$$

Con respecto al momento máximo, la expresión que se utilizará para determinarlo es la siguiente:

$$M = P_W \cdot D_0 \cdot H \cdot h_1 = V \cdot h_1 \quad \mathbf{A.4.9}$$

donde

$h_1$ : brazo de palanca para la posición 1, hallado mediante la expresión:

$$h_1 = H/2 = 318,089 \text{ in}/2 = 159,095 \text{ in}$$

Luego, sustituyendo los datos conocidos

$$M = (5084,423 \text{ lb}) \cdot (159,095 \text{ in})$$

$$M = 808906,277 \text{ lb}\cdot\text{in}$$

Con lo cual, el momento a la altura analizada tendrá un valor de:

$$M_{\text{exp}} = (808906,277 \text{ lb}\cdot\text{in}) - (377,244 \text{ in}) \cdot [(5084,423 \text{ lb}) - 0,5 \cdot (0,058 \text{ psi}) \cdot (275,591 \text{ in}) \cdot (377,244 \text{ in})]$$

$$M_{\text{exp}} = 28233,768 \text{ lb}\cdot\text{in}$$

Tras todos estos cálculos, ya es posible obtener el valor del espesor requerido para resistir la carga del viento. Esta magnitud se determina mediante la siguiente expresión:

$$t_{\text{viento}} = \frac{M_{\text{exp}}}{r_i^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} \quad \mathbf{A.4.10}$$

Luego sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{viento}} = \frac{28233,768 \text{ lb}\cdot\text{in}}{(137,796 \text{ in})^2 \cdot \pi \cdot 17100 \text{ psi} \cdot 0,85}$$

$$t_{\text{viento}} = 3,255 \cdot 10^{-5} \text{ in}$$

Comparando este espesor con el que se obtuvo para las cargas de presión interna (0,414 in) se concluye q las cargas de viento son despreciables. Además, el espesor del material se seleccionará mediante catálogos comerciales, y cubrirá las necesidades del espesor requerido por ambas cargas.

En este sentido, el espesor que se seleccionará será el inmediatamente superior al requerido por la carga de presión interna (0,489 in). El espesor seleccionado comercialmente será el inmediatamente superior al calculado, en este caso:

$$t_{\text{comercial}} = 0,551 \text{ in} = 1,4 \text{ cm}$$

### **3. CÚPULA**

El digester acidogénico estará provisto de una cúpula de tipo toriesférica, ya que son las más utilizadas industrialmente. Dentro de las tapas toriesféricas, las de mayor aceptación industrial son las de tipo Klopper y las de tipo Korbbogen. El hecho de seleccionar un tipo u otro depende de las condiciones de operación, siendo las Korbbogen más adecuadas para procesos con:

- a) Presión de diseño superior a 3 kg/cm<sup>2</sup>
- b) Temperatura de diseño superior a 350 °C
- c) Recipientes verticales con relación altura/diámetro superior a 10

Dado que ninguna de estas es característica del digestor acidogénico de este Proyecto, se selecciona una tapa toriesférica tipo Klopper.

Es importante señalar que el fondo de la cúpula estará construido en base a una sección cilíndrica denominada pestaña o faldilla, por la cual se realizará la soldadura que unirá el fondo con la carcasa. La colocación de esta pestaña tiene por objetivo evitar que la soldadura se realice por la línea de tangencia (línea de transición de la figura bombeada del fondo a la carcasa cilíndrica), ya que dicha línea estará sometida a grandes tensiones axiales que lo convierten en el punto más débil de todo el recipiente.

### **Volumen**

La especificación CEPESA ESP-1101-01 indica la siguiente expresión para el cálculo del volumen de una tapa toriesférica tipo Klopper:

$$V = 0,1 \cdot D_i^3 \quad \mathbf{A.4.11}$$

donde

$D_i$ : diámetro interior del a faldilla de la tapa (m). En este caso este diámetro se corresponde con el diámetro del reactor, es decir, 7 m. Luego sustituyendo en la ecuación se tiene un volumen de:

$$V = 0,1 \cdot (7 \text{ m})^3$$

$$V = 34,3 \text{ m}^3$$

Este valor obtenido no tiene en cuenta el volumen debido a la altura de la faldilla, por tanto no es el volumen completo de la tapa, éste se obtendrá más adelante.

### **Presión de diseño**

La cúpula del reactor acidogénico tan sólo contiene una fracción del gas generado en el digestor, luego para hallar su presión de diseño no es necesario tener en cuenta la presión ejercida por la columna de líquido. Por lo tanto, la presión de diseño toma el valor inicial, es decir, 30 psi.

### **Altura y espesor**

Nuevamente recurrimos a la Especificación CEPESA ESP-1101-01 para desarrollar el diseño mecánico de esta sección del digestor.

$$L = D_0 \quad \mathbf{A.4.12}$$

$$R = D_0/10 \quad \mathbf{A.4.13}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 \quad \mathbf{A.4.14}$$

donde

L: radio interior de curvatura de la cubierta

$D_0$ : diámetro exterior de la faldilla de la tapa

R: radio interior del abombado (codillo)

h: altura de la cúpula sin incluir la altura de la faldilla pero incluyendo el espesor

Para el cálculo de estas dimensiones es necesario obtener el valor del diámetro externo de la faldilla, para lo cual se calculará previamente el espesor de la misma. Los datos necesarios para llevar a cabo el cálculo se resumen en la siguiente tabla:

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	30
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO [°F]</b>	131
<b>CORROSIÓN MÁXIMA [in]</b>	0,075
<b>EFICIENCIA DE SOLDADURA</b>	1
<b>TENSIÓN MÁXIMA ADMISIBLE [psi]</b>	17100
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	275,591

**Tabla 4.7.** Datos para determinar el espesor del digestor

Es necesario resaltar que, según el código ASME, en el cual estamos basando el dimensionamiento del digestor acidogénico de este Proyecto, concretamente la sección UW-13.1, el espesor de la faldilla se calcula como el de una envolvente cilíndrica sin soldaduras, lo cual implica que el valor de la eficiencia de soldadura es la unidad.

Las expresiones necesarias para obtener el espesor de la faldilla son las mismas que las empleadas para el cálculo del espesor de la zona central del digestor. Únicamente se ha de sustituir el valor de la eficiencia de soldadura correspondiente a esta región el recipiente.

#### Tensiones circunferenciales

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.4.15}$$

$$t_{\text{circ}} = \frac{(30 \text{ psi}) \cdot (137,796 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot (30 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,242 \text{ in}$$

### **Tensiones longitudinales**

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \mathbf{A.4.16}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = \frac{(30 \text{ psi}) \cdot (137,796 \text{ in})}{[2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 0,85 + 0,4 \cdot (30 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,142 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,242 + 0,075$$

$$t = 0,317 \text{ in} = 0,805 \text{ cm}$$

Al igual que en el caso de la zona central, el espesor de la faldilla se seleccionará comercialmente como el valor inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{comercial}} = 0,394 \text{ in} = 1 \text{ cm}$$

Una vez obtenido el espesor de la faldilla, aplicamos las **expresiones A.4.12, A.4.13 y A.4.14** para obtener el diámetro exterior de la misma y, por consiguiente, las dimensiones características de la cúpula.

$$D_0 = 7 + 2 \cdot 0,01 = 7,010 \text{ m} = 275,984 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 7,010 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,701 \text{ m} = 27,598 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 1,402 \text{ m}$$

Por último, el código ASME facilita una expresión que permite calcular el espesor de una tapa toriesférica, a partir de sus dimensiones características, halladas anteriormente:

$$t_{\text{tor}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D} \quad \mathbf{A.4.17}$$

donde M es un factor que depende de relación L/D<sub>0</sub> de la tapa según la ecuación:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] \quad \mathbf{A.4.18}$$

Luego sustituyendo los valores conocidos, se tiene que:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{275,984 \text{ in}}{27,598 \text{ in}}} \right]$$

$$M = 1,54$$

Con esto ya es posible hallar el espesor de la cúpula:

$$t_{\text{tor}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{psi} \cdot 275,984 \text{in}}{2 \cdot 17100 \text{psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 30 \text{psi}}$$

$$t_{\text{tor}} = 0,373 \text{ in}$$

Sumándole el sobreespesor necesario debido a la corrosión:

$$t_{\text{p int}} = 0,373 + 0,075$$

$$t_{\text{p int}} = 0,448 \text{ in} = 1,138 \text{ cm}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior se tiene que:

$$t_{\text{comercial}} = 0,472 \text{ in} = 1,2 \text{ cm}$$

#### **4. SOLERA**

Al igual que en el caso de la cúpula del digestor, se ha seleccionado una geometría toriesférica, concretamente tipo Klopper, para el fondo del mismo. Las razones por tanto son las mismas que aquéllas en que se basó la selección de la tapa.

A su vez, es importante recordar que el fondo estará constituido por una parte cilíndrica, denominada pestaña o faldilla, cuya función se especificó ya en el apartado anterior.

#### **Volumen**

La expresión que permite calcular el volumen de una tapa tipo Klopper viene dada por la especificación CEPSE ESP-1101-01.

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.4.11**, se obtiene un volumen de:

$$V = 0,1 \cdot (7 \text{ m})^3$$

$$V = 34,3 \text{ m}^3$$

Es de destacar que este valor no corresponde con el volumen total del fondo del digestor, ya que omite el volumen debido a la altura de la faldilla, el cual se obtendrá más adelante.

### Presión de diseño

La presión de diseño de la solera corresponderá a la inicial más la debida a la columna de líquido que alberga tanto la zona central del digestor como la propia solera.

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{inicial}} + P_{\text{líquido}} \quad \mathbf{A.4.19}$$

donde

$$P_{\text{líquido}} = \frac{(V_{\text{líquido}} + V_{\text{solera}}) \cdot \rho_{\text{melazas}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$

donde

$V_{\text{solera}}$  es el volumen completo de la solera, incluyendo el de la faldilla. Dado que aún no se tienen datos suficientes para calcular la altura de la faldilla, se le asignará el valor máximo que puede tomar, 100 mm, suponiendo el caso más desfavorable. Luego el volumen de la faldilla, sabiendo que tiene geometría cilíndrica, vendrá dado por:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot r^2 \cdot h \quad \mathbf{A.4.20}$$

Con lo cual, sustituyendo:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot (7 \text{ m})^2 \cdot 0,1 \text{ m} = 15,394 \text{ m}^3$$

Luego

$$V_{\text{solera}} = 34,3 \text{ m}^3 + 15,394 \text{ m}^3$$

Luego, sustituyendo los datos conocidos:

$$P_{\text{líquido}} = \frac{(282,752 \text{ m}^3 + 49,694 \text{ m}^3) \cdot (1300 \text{ kg/m}^3) \cdot (9,81 \text{ N/kg})}{\pi \cdot \frac{(7 \text{ m})^2}{4}}$$

$$P_{\text{líquido}} = 110165,982 \text{ Pa} = 15,978 \text{ psi}$$

Luego

$$P_{\text{diseño}} = 30 \text{ psi} + 15,978 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 45,978 \text{ psi}$$

### **Altura y espesor**

Nuevamente se aplica la Especificación CEPSA ESP-1101-01 para llevar a cabo el diseño mecánico de la solera del digestor, al igual que se hizo con la cubierta.

Las dimensiones que se han de calcular dependen del espesor de la faldilla, por lo que, previamente, se hallará dicho espesor.

Se facilita una tabla resumen con todos los datos necesarios para el cálculo:

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	45,978
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO [°F]</b>	131
<b>CORROSIÓN MÁXIMA [in]</b>	0,075
<b>EFICIENCIA DE SOLDADURA</b>	1
<b>TENSIÓN MÁXIMA ADMISIBLE [psi]</b>	17100
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	275,591

**Tabla 4.8:** Parámetros para el cálculo del espesor de la solera

Al igual que para la faldilla de la tapa del reactor, según el código ASME, concretamente la sección UW-13.1, el espesor de la faldilla se calcula como el de una envolvente cilíndrica sin soldaduras, lo cual implica que el valor de la eficiencia de soldadura es la unidad.

Aplicando la **ecuación A.4.20** y los datos de **tabla 4.8**, con los datos conocidos se obtiene lo siguiente:

#### Tensiones circunferenciales

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.4.21}$$

$$t_{\text{circ}} = \frac{(45,978 \text{ psi}) \cdot (137,796 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot (45,978 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,371 \text{ in}$$

#### Tensiones longitudinales

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \mathbf{A.4.22}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = \frac{(45,978 \text{ psi}) \cdot (137,796 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 0,85 + 0,4 \cdot (45,978 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,185 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,371 + 0,075$$

$$t = 0,446 \text{ in} = 1,133 \text{ cm}$$

Al igual que en el caso de la cúpula, el espesor de la faldilla se seleccionará comercialmente como el valor inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{comercial}} = 0,472 \text{ in} = 1,2 \text{ cm}$$

Una vez obtenido el espesor de la faldilla, aplicamos las **expresiones A.4.12, A.4.13 y A.4.14**, para obtener el diámetro exterior de la misma y, por consiguiente, las dimensiones características de la cúpula.

$$D_0 = 7 + 2 \cdot 0,012 = 7,024 \text{ m} = 276,535 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 7,024 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,702 \text{ m} = 27,654 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 1,405 \text{ m}$$

Por último, el código ASME facilita una expresión que permite calcular el espesor de una tapa toriesférica, a partir de sus dimensiones características, halladas anteriormente:

$$t_{\text{tor}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D} \quad \mathbf{A.4.23}$$

donde M es un factor que depende de relación  $L/D_0$  de la tapa según la ecuación:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{L}{D_0}} \right] \quad \mathbf{A.4.24}$$

Luego sustituyendo los valores conocidos, se tiene que:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{276,535 \text{ in}}{27,654 \text{ in}}} \right]$$

$$M = 1,54$$

Con esto ya es posible hallar el espesor de la cúpula:

$$t_{\text{tor}} = \frac{1,54 \cdot 45,978 \text{ psi} \cdot 276,535 \text{ in}}{2 \cdot 17100 \text{ psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 45,978 \text{ psi}}$$

$$t_{\text{tor}} = 0,572 \text{ in}$$

Sumándole el sobreespesor necesario debido a la corrosión:

$$t_{\text{tor}} = 0,572 + 0,075$$

$$t_{\text{tor}} = 0,647 \text{ in} = 1,643 \text{ cm}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior se tiene que:

$$t_{\text{comercial}} = 0,709 \text{ in} = 1,8 \text{ cm}$$

### **DIMENSIONES DEFINITIVAS**

Al llevar a cabo el diseño de las tres zonas del digestor, se han obtenido distintos valores para el espesor de pared necesario para resistir las tensiones bajo las cuales estará sometido el recipiente. Llegados a este punto es posible optar por tres alternativas diferentes:

- a) Construir todo el reactor con el mismo espesor de pared, que correspondería con el mayor de los tres valores obtenidos;
- b) Construir todo el reactor con el menor de los espesores obtenidos y se disponen anillos de tensión en las zonas que requieran de un espesor mayor;
- c) Construir cada región del reactor con el espesor obtenido para cada una de ellas y se emplean soldaduras “especiales” para llevar a cabo las uniones

Por razones de se opta por la primera de las alternativas. Según esto, el espesor con el que se construiría todo el reactor sería el obtenido para la solera, es decir, 0,709 in (1,8 cm).

Será necesario por tanto recalcular las dimensiones de la cúpula, aplicando este nuevo valor del espesor de pared. Una vez halladas dichas dimensiones, habrá que comprobar que el espesor de la cúpula y la zona central del digestor es menor que el seleccionado para construir toda la unidad.

Haciendo uso de las **expresiones A.4.12, A.4.13 y A.4.14** se obtienen las dimensiones características tanto para la cúpula como para la solera:

$$D_0 = 7 + 2 \cdot 0,018 = 7,036 \text{ m} = 277,008 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 7,036 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,704 \text{ m} = 27,70 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 1,407 \text{ m}$$

El siguiente paso consiste en aplicar la **ecuación A.4.2.3** para obtener el espesor de la cúpula:

El factor M tendrá el mismo valor que antes puesto que la relación L/r sigue siendo la misma, es decir,  $M = 1,54$ .

- Cúpula:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{ psi} \cdot 277,008 \text{ in}}{2 \cdot 17100 \text{ psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 30 \text{ psi}}$$

$$t_{p \text{ int}} = 0,374 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,374 + 0,075$$

$$t = 0,448 \text{ in} = 1,140 \text{ cm}$$

### **COMPROBACIÓN**

$$t_{\text{zona central}} = 0,551 \text{ in}$$

$$t_{\text{cúpula}} = 0,448 \text{ in}$$

$$t_{\text{solera}} = 0,709 \text{ in}$$

Obviamente, el espesor seleccionado es mayor que los espesores mínimos de pared hallados para cada una de las zonas del digestor.

### **COMPROBACIÓN DEL ESPESOR MÍNIMO**

$$t_{\text{obtenido}} = 0,709 \text{ in} = 1,8 \text{ cm}$$

$$t_{\text{mínimo}} = 0,272 \text{ in} = 0,691 \text{ cm}$$

El espesor seleccionado para construir todo el digester es mayor que el mínimo exigido que se calculó al inicio del dimensionamiento. Por tanto, se construirá todo el digester con este espesor obtenido.

Una vez halladas las dimensiones definitivas del recipiente, es posible calcular la altura de la faldilla. En general, esta altura no debe ser menor que el mayor de los siguientes valores:

$$h \geq 0,3\sqrt{D_0 t_f}$$

$$h \geq 0,3 \cdot t_f$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Con un valor máximo de 100 mm y siendo  $D_0$  el diámetro exterior de la carcasa (medido en mm) y  $t_f$  el espesor de la pared del fondo (medido en mm). Sustituyendo los valores conocidos se tiene que

$$h \geq 106,763 \text{ mm}$$

$$h \geq 5,4 \text{ mm}$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

El valor máximo obtenido corresponde con una altura de la faldilla igual a 106,763 mm, con lo cual, dado que no se pueden sobrepasar los 100 mm de altura, se considerará este valor.

Finalmente, es posible determinar ya la altura definitiva de la cúpula y la solera, conociendo la altura de la faldilla:

$$h_{\text{cúpula}} = 1,407 \text{ m} + 0,1 \text{ m} = 1,507 \text{ m}$$

$$h_{\text{solera}} = 1,407 \text{ m} + 0,1 \text{ m} = 1,507 \text{ m}$$

Luego aplicando la ecuación del volumen de un cilindro, se puede hallar el volumen de la faldilla:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot r^2 \cdot h = \pi \cdot (7 \text{ m})^2 \cdot (0,1 \text{ m}) = 15,394 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, los volúmenes definitivos de la cúpula y de la solera serán:

$$V_{\text{cúpula}} = 34,3 \text{ m}^3 + 15,3938 \text{ m}^3 = 49,694 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{solera}} = 34,3 \text{ m}^3 + 15,3938 \text{ m}^3 = 49,694 \text{ m}^3$$

## ANEXO 5: DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN GAS – LÍQUIDO

El objetivo de la columna de absorción es eliminar las impurezas del hidrógeno generado en el reactor biológico, que, en este caso, son el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico.

Para ello, se pondrán contacto en contracorriente con un disolvente, la dietanolamina (DEA), que los arrastrará purificando la corriente de hidrógeno, tal y como se comentó en el **apartado 10.3.7** del presente Proyecto.

Para ambos componentes ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) se va a considerar un tanto por ciento de eliminación del 99%.

### A.5.1. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

La determinación del diámetro de la columna de absorción requiere de un cierto número de cálculos que dependen fundamentalmente del relleno elegido y de la caída de presión a lo largo de la columna. Este tipo de cálculos permitirán saber si la sección de la columna es la adecuada para el buen funcionamiento y garantiza el buen contacto entre el líquido y el gas.

El cálculo de la sección de la columna, y por tanto del diámetro de la misma se determina para el punto de inundación, tal y como se describió en el **apartado 10.3.10** de la presente memoria.

Los datos de partida para determinar la sección de la columna son los que se muestran en la siguiente tabla:

$L'$ [lb/h]	1237,268
$G'$ [lb/h]	83,16
$G'$ [m <sup>3</sup> /h]	46,688
$G'$ [ft <sup>3</sup> /s]	0,458

**Tabla A.5.1:** Datos de partida para el diseño de la columna de absorción G – L

Con respecto a las propiedades físico-químicas de las sustancias que participan en el proceso, la siguiente tabla muestra algunas de ellas:

$\rho_G$ [lb/ft <sup>3</sup> ]	0,0504
$\rho_L$ [lb/ft <sup>3</sup> ]	68,483
$\mu_L$ [mPas] (dinámica)	0,3002
$\mu_L$ [cS] (cinemática)	0,274

**Tabla A.5.2:** Propiedades de las corrientes implicadas en la columna de absorción G – L

**Fuentes:** Perry et al., 1999; FDS de la DEA (ver Anexo 12)

El factor del relleno,  $F_p$ , se determina empíricamente para cada tipo y tamaño de relleno. La **tabla A.5.3** presenta valores de  $F_p$  junto con datos de las dimensiones generales de distintos rellenos.

Tipo relleno	Material	Tamaño, mm , \$/ft <sup>3</sup>				Área m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>				Factor de relleno $F_p$ , m <sup>-1</sup>		
		25	38	50	75	25	38	50	75	25	50	75
Anillos Raschig	Porcelana	12,8	10,3	9,4	7,8	190	-	92	62	587	213	121
	Acero al carbono	36,5	23,9	20,5	16,8	185	-	95	66	472	187	105
Sillas Berl	Porcelana química	33,5	21,5	15,6	-	250	150	105	-	360	150	-
Anillos Pall	Acero al carbono	29,3	19,9	18,2	-	205	130	115	92	351	141	-
	Polipropileno	21,2	14,4	13,1	-	206		102		180	85	-

**Tabla A.5.3:** Precios, área y  $F_p$  para diferentes tipos de relleno.

**Fuente:** Perry et al., 2001

En el caso del presente Proyecto, se ha escogido un relleno compuesto por anillos Raschig de 25 mm, puesto que en relación al precio, poseen una amplia área de superficie. Otro tipo de relleno como por ejemplo, las sillas Berl o anillos Parl, presentan un área mayor pero, sin embargo, como se puede apreciar en la **tabla A.5.3** su precio es muy superior.

Una vez detalladas las disposiciones iniciales, se entrará en el diseño de la columna de absorción. Para ello se recurre a la Correlación de Eckert – Leva modificada por Stringle, un método gráfico que permitirá conocer el área transversal de la torre y, por tanto, su diámetro.

En la escala de ordenadas se presenta un parámetro de capacidad,  $C_s$ :

$$C_s = U_t \left[ \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,50} F_p^{0,50} v^{0,05} \quad \mathbf{A.5.1}$$

donde

$U_t$ : velocidad superficial del gas [ft/s]

$\rho_G, \rho_L$ : densidades del gas y del líquido [lb/ft<sup>3</sup>] o [kg/m<sup>3</sup>]

$F_p$ : factor del relleno [ft<sup>-1</sup>]

$v$ : viscosidad cinemática del líquido, cS

En la escala de abscisas se representa el parámetro de flujo  $F_{LG}$  (adimensional):

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad \mathbf{A.5.2}$$

El procedimiento de cálculo consiste en hallar el valor del parámetro de flujo,  $F_{LG}$ , para las condiciones de operación del proceso y, haciendo uso de la **figura A.12.2** presente en el Anexo 12, determinar el parámetro de capacidad,  $C_s$ . A partir de  $C_s$  es posible conocer la velocidad superficial del gas,  $U_t$ , mediante la **ecuación A.5.1**, la cual está directamente relacionada con el caudal de dicho gas por medio del área transversal de la torre, lo que conduce directamente a la obtención del diámetro de la misma.

Sustituyendo en la **ecuación A.5.2** todos los datos y valores, obtenemos:

$$F_{LG} = \frac{1237,268 \frac{lb}{h}}{83,161 \frac{lb}{h}} \left( \frac{0,050 \frac{lb}{m^3}}{68,483 \frac{lb}{ft^3}} \right)^{0,5} = 0,402$$

Ajustando este valor obtenido de  $F_{LG}$  en el eje de abscisas y considerando la pérdida de carga para el punto de inundación, de 1,5 in  $H_2O/ft$ , obtenemos un valor en el eje de ordenadas de 1,1.

Con este valor, determinamos el valor del parámetro  $C_s$ , con la expresión existente en dicho eje de abscisas.

$$C_s F_p^{0,50} v^{0,05} = 1,1$$

de donde  $C_s$ , por tanto, será igual a 0,0877

Finalmente, sustituyendo en la **ecuación A.5.1** se obtiene la velocidad superficial del gas:

$$U_t = \frac{0,0877}{\left[ \frac{0,050}{68,483 - 0,050} \right]^{0,50} 178,918^{0,50} 0,274^{0,05}} = 0,258 \text{ ft/s}$$

A continuación, estableciendo la relación entre la velocidad lineal y el caudal volumétrico, es posible determinar el área transversal de la columna:

$$A \cdot U_t = G \quad \mathbf{A.5.3}$$

de donde

$$A = \frac{0,458 \frac{ft^3}{s}}{0,258 \frac{ft}{s}} = 1,777 ft^2$$

Siendo el área de un círculo igual a:

$$A = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \quad \mathbf{A.5.4}$$

Donde D es el diámetro de la columna, luego, despejando se tiene que:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad \mathbf{A.5.5}$$

Por lo que el diámetro de la misma es:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,777 ft^2)}{\pi}} = 1,504 ft \approx 0,458 m$$

## **A.5.2. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA**

### **Número de unidades de transferencia**

La ecuación de diseño para el cálculo del número de unidades de transferencia, tal y como se comentó en el **apartado 10.3.6** es: [McCabe et al., 2007]

$$NUT = Y_1 - Y_2 + \ln \frac{Y_1}{Y_2} \quad \mathbf{A.5.6.}$$

donde

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad \mathbf{A.5.7.}$$

Los coeficientes implicados en las expresiones anteriores hacen referencia a la fase gaseosa y su significado es:

NUT: número de unidades de transferencia

Y: razón molar del soluto en el gas

y: fracción molar del soluto en el gas

1: corriente gaseosa a la entrada

2: corriente gaseosa a la salida

Los datos necesarios para llevar a cabo los cálculos proceden del balance de materia (Anexo 1), y se resumen en la siguiente tabla:

Caudal total de entrada [mol/h]	1849,8
Caudal total de salida [mol/h]	1035,4
Caudal de entrada y salida de H <sub>2</sub> [mol/h]	1027,18
Caudal de entrada de H <sub>2</sub> S [mol/h]	55,46
Caudal de salida de H <sub>2</sub> S [mol/h]	0,5546
Caudal de entrada de CO <sub>2</sub> [mol/h]	767,16
Caudal de salida de CO <sub>2</sub> [mol/h]	7,6716

**Tabla A.5.4:** Datos de partida para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia

A partir de estos datos y aplicando las **ecuaciones A.5.6 y A.5.7**, se tiene que:

H<sub>2</sub>S:  $Y_1 = 0,0309$

$Y_2 = 0,00053$

NUT = 4,096

CO<sub>2</sub>:  $Y_1 = 0,6949$

$Y_2 = 0,00746$

NUT = 5,22

### Altura de la unidad de transferencia

Como se describió en el **apartado 10.3.6** del presente Proyecto, la ecuación de diseño para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia viene dada por:

$$AUT = \frac{\left(\frac{G'}{S}\right)}{K_{Ga}} \quad \mathbf{A.5.8}$$

donde

AUT: altura de la unidad de transferencia [m]

G': caudal molar de inerte en la fase gaseosa [mol/h]

S: sección de la columna de relleno [m<sup>2</sup>]

K<sub>Ga</sub>: coeficiente global de transferencia de materia [mol/m<sup>3</sup>h]

El dato de K<sub>Ga</sub> se tomará de la **tabla A.12.10** del Anexo 12, mientras que el resto han sido ya calculados, luego:

$$\text{H}_2\text{S: } NUT = 4,096$$

$$K_{Ga} = 96000 \text{ mol/m}^3\text{h}$$

$$AUT = 0,057$$

### Altura de la torre

Tal y como se explicó en el **apartado 10.3.6** del capítulo 10 de la Memoria Descriptiva, la altura de la columna de absorción, viene dada por la expresión:

$$Z_t = NUT \cdot AUT \quad \mathbf{A.5.9}$$

Aplicando la **ecuación A.5.9** se tiene que

$$z = 4,096 \cdot 0,057 = 0,233 \text{ m}$$

$$\text{CO}_2: NUT = 5,22$$

$$K_{Ga} = 38000 \text{ mol/m}^3\text{h}$$

$$AUT = 0,14$$

Aplicando la **ecuación A.5.9** se tiene que

$$z = 5,22 \cdot 0,14 = 0,731 \text{ m}$$

Luego la altura global de la columna será la suma de ambas, es decir

$$Z_{\text{total}} = 0,964 \text{ m}$$

### **A.5.3. SOPORTE DE LA TORRE**

Siempre que se cumpla alguna de las siguientes condiciones se podrán utilizar faldones como soporte en lugar de patas, silletas o consolas:

- a) El diámetro de la envolvente sea superior a 1,5 m
- b) La relación altura/diámetro sea mayor que 5
- c) Puedan esperarse vibraciones
- d) El peso del recipiente lleno de agua es mayor de 15000 kg

Se cumple el punto c), ya que se trabaja a alta presión y con un lecho de relleno, luego está justificado el uso del faldón.

## **ANEXO 6: DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN**

### **A.6.1. INTRODUCCIÓN**

El objetivo del dimensionamiento de la torre de absorción consiste en el cálculo del volumen, la altura y el espesor de cada una de las zonas de que consta la misma:

- Cuerpo
- Fondo superior
- Fondo inferior

La unidad a dimensionar es una columna de absorción gas – líquido con lecho de relleno.

A la hora de seleccionar los materiales de construcción de la torre es necesario recordar que en esta unidad entran en contacto dos corrientes: una corriente gaseosa compuesta por hidrógeno, ácido sulfhídrico y dióxido de carbono; y otra corriente líquida compuesta por dietiletanolamina (DEA). El ácido sulfhídrico es especialmente corrosivo y además provoca el denominado “Sulfide Stress Cracking” [Portela. J.M, 2006]. Por otra parte la DEA es una sustancia de carácter básico, cuya presencia también es recomendable tener en cuenta. Es por ello que será necesario un material de construcción adecuado para ambos ataques.

Se seleccionará un acero al carbono, especificación SA-516, grado 70, ya que es el que suele emplearse en procesos similares, como por ejemplo, en procesos de endulzamiento de gas natural.

**I. Eficiencia de junta (E)**

Para tomar el valor de la eficiencia de junta se ha considerado una junta a tope con doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material depositado, y siendo una junta examinada completamente. Según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, el valor que le corresponde a este tipo de junta es de  $E = 1$ .

**J. Margen de corrosión**

Al igual que en el dimensionamiento del reactor acidogénico, se va a considerar que el desgaste del material es función del tiempo de vida deseado para el equipo, y el desgaste anual esperado.

Por razones de seguridad se opta un tiempo de vida de servicio de 15 años.

En procesos de endulzamiento de gas natural, suele considerarse un desgaste de aproximadamente 1,3 mm por año [Córdova.V, 2003]. Dado que nuestro proceso es similar, tomaremos esa misma referencia. Luego el desgaste total durante la vida de servicio de la unidad será:

$$15 \text{ años} \cdot 1,3 \text{ mm/año} = 19,5 \text{ mm} = 1,95 \text{ cm} = 0,7677 \text{ in}$$

El margen de corrosión se considerará igual a este desgaste, luego:

$$c = 0,7677 \text{ in} = 1,95 \text{ cm}$$

**K. Presión de diseño**

Para torres de este tipo, la presión de diseño se fija como mayor de:

$$1,1 \cdot P_{\text{máx operación}}$$

$$P_{\text{máx operación}} + 2 \text{ kg/cm}^2$$

$$3,5 \text{ kg/cm}^2$$

La presión de trabajo se tomará de  $84 \text{ kg/cm}^2$ , que está dentro del rango de valores que suele tomarse en procesos de endulzamiento de gas natural [Córdova. V, 2003].

Además también hay que tener en cuenta la presión debida a la columna de líquido, que dependerá de la altura del punto que se considere. Por este motivo, la presión de diseño se calculará para cada región de la columna por separado.

**L. Temperatura de diseño**

Como se describió en el diseño de la torre, es conveniente que se opere a baja temperatura y alta presión, ya que en esas condiciones mejora la solubilidad de los gases en el líquido, concretamente, la temperatura de operación se ha fijado en 22 °C. Nuevamente se admitirá que la temperatura de diseño se puede hallar como:

$$T = T_{\text{máxima de operación}} + 20 \text{ °C}$$

$$T = 22 + 20 = 42 \text{ °C} = 86 \text{ °F}$$

**M. Máxima tensión admisible a tracción (S)**

Según el código ASME para carcasas de SA-516-70 sometidas a una temperatura de hasta 150 °F, se tiene que:

$$S = 17100 \text{ psi}$$

**N. Espesor mínimo**

- Según el código ASME VIII – Div. 1, el espesor mínimo debe ser tal que:

$$t_{\text{min}} (\text{mm}) = 2,5 + c$$

donde

t: espesor mínimo requerido corroído de la envolvente cilíndrica;

c: margen de corrosión

$$t_{\text{min}} (\text{mm}) = 2,5 + 19,5 = 22$$

$$t_{\text{min}} = 2,2 \text{ cm} = 0,8661 \text{ in}$$

- Según la expresión para aceros al carbono:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + c$$

Con lo que se tiene que:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + 19,5 = 24,5$$

$$t_{\min} = 2,45 \text{ cm} = 0,964 \text{ in}$$

Por razones de seguridad se toma el valor mayor, es decir, 0,964 in, para el espesor mínimo de pared. De todas maneras, una vez calculadas las dimensiones de la torre, se comprobará que el espesor de pared obtenido es mayor que el espesor mínimo de pared.

#### **A.6.2. CUERPO DE LA TORRE**

El cuerpo de la torre es de forma cilíndrica y va a albergar el relleno, la corriente líquida de Dietanolamina y la corriente gaseosa compuesta por hidrógeno, ácido sulfhídrico y dióxido de carbono.

##### **Altura y volumen**

El diámetro y la altura de la torre han sido ya obtenidos en el diseño de la columna (ver Anexo 5), concretamente toman los valores que se indican en la siguiente tabla:

<b>D [m]</b>	0,458
<b>D [in]</b>	18,031
<b>h [m]</b>	0,964
<b>h [in]</b>	375,953

**Tabla A.6.1:** Datos del diseño de la columna

El volumen de un cilindro viene dado por la expresión

$$V = \pi \cdot r_i^2 \cdot h \quad \mathbf{A.6.1}$$

donde

$r_i$ : radio interior del cilindro

$h$ : altura del cilindro

A partir de esta expresión y, es posible calcular el volumen del cuerpo de la torre:

$$V = \pi \cdot (0,458 \text{ m}/2)^2 \cdot (0,964 \text{ m})$$

$$V = 0,159 \text{ m}^3$$

### **Presión de diseño**

La zona central la torre contiene tres fases; el relleno (sólido), la corriente gaseosa generada en el digester acidogénico (gaseoso), y la corriente de disolvente, DEA, (líquido).

La presión de diseño es la presión que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente y sus componentes para una presión mayor a la de operación. Para ello se utilizará el mayor de los siguientes valores, sabiendo que, como ya se ha comentado, la columna trabaja a una presión de 84 kg/cm<sup>2</sup>:

$$1,1 \cdot P_{\text{máx operación}} = 1,1 \cdot 84 \text{ kg/cm}^2 = 92,4 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{\text{máx operación}} + 2 \text{ kg/cm}^2 = 84 \text{ kg/cm}^2 + 2 \text{ kg/cm}^2 = 86 \text{ kg/cm}^2$$

$$3,5 \text{ kg/cm}^2$$

El valor mayor corresponde con una presión de 92,4 kg/cm<sup>2</sup>, luego dicho valores se considerará como la presión de diseño.

$$P_{\text{diseño}} = 92,4 \text{ kg/cm}^2 = 1314,205 \text{ psi}$$

Como se indicaba anteriormente, además de la presión de operación, a la hora de seleccionar la presión de diseño de la unidad, habrá que tomar en consideración la presión del fluido y de cualquier otra sustancia contenida en el recipiente.

Se hallará, por tanto, la presión debida a la columna de líquido y al relleno. Para ello, la siguiente tabla muestra las características del relleno de anillos raschig de la columna.

Diámetro exterior [mm]	25
Diámetro interior [mm]	18,6
Longitud [mm]	25
Densidad [g/cm <sup>3</sup> ]	0,67
Peso específico a granel [kg/m <sup>3</sup> ]	670
Fabricado con material	Porcelana
Superficie específica [m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	190

**Tabla A.6.2:** Características del relleno de la torre

1) Se calculará el volumen ocupado por una partícula de relleno, mediante la ecuación A.6.2:

$$V_{\text{anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \quad \mathbf{A.6.2}$$

$$V_{\text{anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot (25 \text{ mm}) \cdot ((25 \text{ mm})^2 - (18,6 \text{ mm})^2)$$

$$V_{\text{anillo}} = 5478,9376 \text{ mm}^3$$

$$V_{\text{anillo}} = 5,478 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3$$

2) A continuación, se calculará el volumen exterior del anillo:

$$V_{\text{exterior anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{\text{ext}}^2) \quad \mathbf{A.6.3}$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot (25 \text{ mm}) \cdot (25 \text{ mm})^2$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = 12271,846 \text{ mm}^3$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = 1,227 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$$

3) Ahora ya es posible hallar el número de partículas de relleno que habrá en la torre:

$$n_{\text{anillos}} = \frac{V_{\text{relleno}}}{V_{\text{exterior anillo}}}$$

$$n_{\text{anillos}} = \frac{0,159 \text{ m}^3}{1,227 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3}$$

$$n_{\text{anillos}} = 1,3 \cdot 10^4 \text{ anillos}$$

4) Se calcula el volumen real ocupado por el relleno:

$$V_{\text{real relleno}} = n_{\text{anillos}} \cdot V_{\text{anillo}} = (1,3 \cdot 10^4 \text{ anillos}) \cdot (5,478 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3)$$

$$V_{\text{real relleno}} = 0,071 \text{ m}^3$$

5) A partir de la densidad del relleno se puede obtener la masa del mismo:

$$m_{\text{relleno}} = \rho \cdot V_{\text{real relleno}}$$

$$m_{\text{relleno}} = (0,67 \text{ g/cm}^3) \cdot \left(\frac{100^3 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3}\right) \cdot (0,071 \text{ m}^3)$$

$$m_{\text{relleno}} = 47557 \text{ g}$$

$$m_{\text{relleno}} = 47,6 \text{ kg}$$

6) Luego la presión debida a la columna de líquido y al relleno será:

$$P_{\text{relleno - fluido}} = \frac{P_{\text{relleno}}}{A_{\text{columna}}} + \frac{P_{\text{líquido}}}{A_{\text{columna}}} \quad \mathbf{A.6.4}$$

$$P_{\text{relleno - fluido}} = \frac{m_{\text{relleno}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}} + \frac{(V_{\text{relleno}} - V_{\text{real relleno}}) \cdot \rho_{\text{DEA}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}}$$

donde

$D_0$ : diámetro interno de la columna

Sustituyendo los datos conocidos:

$$P_{\text{relleno - fluido}} = \frac{(47,557 \text{ kg}) \cdot (9,81 \text{ m/s}^2)}{\pi \cdot 0,458^2 \text{ m}^2 / 4} + \frac{(0,159 \text{ m}^3 - 0,071 \text{ m}^3) \cdot (1097 \text{ kg/m}^3) \cdot (9,81 \text{ m/s}^2)}{\pi \cdot 0,458^2 \text{ m}^2 / 4}$$

$$P_{\text{relleno - fluido}} = 8580,074 \text{ Pa} = 1,244 \text{ psi}$$

Con lo cual, la presión de diseño final será de:

$$P_{\text{diseño}} = 1314,205 \text{ psi} + 1,244 \text{ psi} = 1315,449 \text{ psi}$$

### Espesor

Para el cálculo del espesor de la zona central es necesario considerar las tensiones por las que posiblemente se verá afectado el recipiente.

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existen dos tipos de tensiones a los que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial, y la tensión longitudinal. Para llevar a cabo el cálculo definitivo, se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Los datos necesarios para realizar los cálculos se detallan en la siguiente tabla

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	1315,449
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	18,031
<b>MÁXIMA TENSIÓN ADMISIBLE [psi]</b>	17100
<b>EFICIENCIA DE JUNTA</b>	1
<b>MARGEN DE CORROSIÓN [in]</b>	0,7677

**Tabla A.6.3:** Datos para el cálculo del espesor

- **Tensiones circunferenciales**

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \text{A.6.5}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(1315,449 \text{ psi}) \cdot (9,016 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,6 \cdot (1315,449 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 7,027 \text{ in}$$

- **Tensiones longitudinales**

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \text{A.6.6}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = \frac{(1315,449 \text{ psi}) \cdot (9,016 \text{ in})}{[2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 + 0,4 \cdot (1315,449 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,341 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,727 + 0,7677$$

$$t = 1,495 \text{ in} = 3,797 \text{ cm}$$

### **Carga por viento**

Es importante recordar que no toda la estructura del recipiente se verá afectada del mismo modo por la carga del viento. Por ello tan solo se calculará la carga en el punto más alto de la torre.

La altura entre el suelo y el fondo será de 1,5 m, luego la altura expuesta a las cargas por viento será

$$h_{\text{exp}} = h_{\text{suelo-fondo}} + h_{\text{fondo}}$$

$$h_{\text{exp}} = 1,5 + 0,964$$

$$h_{\text{exp}} = 2,464 \text{ m} = 97,008 \text{ in}$$

La presión del viento en este caso, al igual que en el dimensionamiento de los digestores, viene dada por la expresión

$$P_w = q_s \cdot C_q \cdot C_e \quad \mathbf{A.6.7}$$

En cuanto a la presión de estancamiento del viento, ésta depende de la velocidad del viento tal y como indica en **tabla A.12.11** del Anexo 12.

El reactor estará situado en Jerez de la Frontera, tal y como se ha comentado ya, y en dicha población la velocidad del viento alcanza los siguientes rangos:

Velocidad media anual [km/h]	15
Ráfagas máximas [km/h]	50

**Tabla A.6.4.** Velocidades medias y máximas anuales en Jerez de la Frontera  
**Fuente:** página web de la AEMET

Con estos datos, la velocidad del viento seleccionada corresponde al dato de 70 millas/h, que equivale aproximadamente a 125 km/h, que cubre con bastante margen de seguridad las velocidades reales a las que estará expuesto el recipiente. A dicho valor le corresponde por tanto una presión de estancamiento de 13 lb/pie<sup>2</sup>.

Con respecto al coeficiente de presión, la **tabla A.12.12**, presente en el Anexo 12, muestra algunos de los valores que puede tomar en función de la forma del recipiente. Dado que la columna es cilíndrica, se toma un coeficiente de presión de 0,8.

Por último, el coeficiente del factor por ráfagas se determina mediante la **tabla A.12.13**, presente en el Anexo 12. Se considera la exposición tipo B, ya que la columna está ubicada en un terreno edificado (la planta azucarera) y la altura de posición que se está analizando es de 2,464 m (8,085 pies). Por tanto el coeficiente del factor por ráfagas tiene un valor de 0,7.

Tras este análisis de los parámetros que influyen en la carga por viento, sustituyendo los valores conocidos, se tiene que la presión ejercida por el viento es de:

$$P_w = (13 \text{ lb/pie}^2) \cdot 0,8 \cdot 0,7$$

$$P_w = 7,28 \text{ lb/pie}^2 = 0,053 \text{ psi}$$

A continuación, se procederá al cálculo del momento debido al viento en la posición analizada, que viene determinado por **la ecuación A.6.8:**

$$M_{\text{exp}} = M - h_{\text{exp}} \cdot (V - 0,5 \cdot P_W \cdot D_0 \cdot h_{\text{exp}}) \quad \mathbf{A.6.8}$$

Para hallar el momento cortante se emplea la expresión:

$$V = P_W \cdot D_0 \cdot H \quad \mathbf{A.6.9}$$

Sustituyendo los parámetros conocidos se tiene que

$$V = (0,053 \text{ psi}) \cdot (18,031 \text{ in}) \cdot (37,965 \text{ in})$$

$$V = 36,281 \text{ lb}$$

Con respecto al momento máximo, la expresión que se utilizará para determinarlo es la siguiente:

$$M = P_W \cdot D_0 \cdot H \cdot h_1 = V \cdot h_1 \quad \mathbf{A.6.10}$$

donde

$$h_1 = H/2 = 37,965 \text{ in}/2 = 18,983 \text{ in}$$

Luego, sustituyendo los datos conocidos

$$M = (36,281 \text{ lb}) \cdot (18,983 \text{ in})$$

$$M = 688,722 \text{ lb}\cdot\text{in}$$

Con lo cual, el momento a la altura analizada tendrá un valor de:

$$M_{exp} = (688,722 \text{ lb}\cdot\text{in}) - (97,008 \text{ in}) \cdot [(36,281 \text{ lb}) - 0,5 \cdot (0,053 \text{ psi}) \cdot (18,031 \text{ in}) \cdot (97,008 \text{ in})]$$

$$M_{exp} = 1665,739 \text{ lb}\cdot\text{in}$$

Tras todos estos cálculos, ya es posible obtener el valor del espesor requerido para resistir la carga del viento. Esta magnitud se determina mediante la siguiente expresión:

$$t_{viento} = \frac{M_{exp}}{r_i^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} \quad \mathbf{A.6.11}$$

Luego sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{viento} = \frac{1665,739 \text{ lb}\cdot\text{in}}{(9,016 \text{ in})^2 \cdot \pi \cdot 17100 \text{ psi} \cdot 1}$$

$$t_{viento} = 3,814 \cdot 10^{-4} \text{ in}$$

Comparando este espesor con el que se obtuvo para las cargas de presión interna (0,727 in) se concluye q las cargas de viento son despreciables. Además, el espesor del material se seleccionará mediante catálogos comerciales, y cubrirá las necesidades del espesor requerido por ambas cargas.

En este sentido, el espesor que se seleccionará será el inmediatamente superior al requerido por la carga de presión interna (1,495 in).

$$t_{comercial} = 1,575 \text{ in} = 4 \text{ cm}$$

### **A.6.3. FONDO SUPERIOR**

El fondo superior estará provisto de una cúpula de tipo toriesférica, ya que son las más utilizadas industrialmente. Dentro de las tapas toriesféricas, las de mayor aceptación industrial son las de tipo Klopper y las de tipo Korbbogen. En este caso, es más adecuado seleccionar la tapa de tipo Korbbogen, ya que esta unidad opera a muy alta presión.

#### **Volumen**

La expresión que permite calcular el volumen de una tapa tipo Korbbogen viene dada por la especificación CEPSE ESP-1101-01.

$$V = 0,1 \cdot D_i^3 \quad \mathbf{A.6.12}$$

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.6.12**, se obtiene un volumen de:

$$V = 0,1 \cdot (0,458 \text{ m})^3$$

$$V = 0,0096 \text{ m}^3$$

Es de destacar que este valor no corresponde con el volumen total del fondo superior, ya que omite el volumen debido a la altura de la faldilla, el cual se obtendrá más adelante.

#### **Presión de diseño**

El fondo superior de la torre de absorción tan sólo contiene una fracción del gas generado en el digestor y una fracción pequeña del disolvente que se está introduciendo en la columna, luego para hallar su presión de diseño no es necesario tener en cuenta la presión ejercida por la columna de líquido. Por lo tanto, la presión de diseño toma el valor inicial, es decir, 1314,205psi.

### Altura y espesor

Nuevamente recurrimos a la Especificación CEPESA ESP-1101-01 para desarrollar el diseño mecánico de esta sección de la columna.

$$L = D_0 \quad \mathbf{A.6.13}$$

$$R = D_0/10 \quad \mathbf{A.6.14}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 \quad \mathbf{A.6.15}$$

donde

L: radio interior de curvatura de la cubierta

D<sub>0</sub>: diámetro exterior de la faldilla de la tapa

R: radio interior del abombado (codillo)

h: altura de la cúpula sin incluir la altura de la faldilla pero incluyendo el espesor

Para el cálculo de estas dimensiones es necesario obtener el valor del diámetro externo de la faldilla, para lo cual se calculará previamente el espesor de la misma. Los datos necesarios para llevar a cabo el cálculo se resumen en la siguiente tabla:

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	1314,205
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO [°F]</b>	86
<b>CORROSIÓN MÁXIMA [in]</b>	0,7677
<b>EFICIENCIA DE SOLDADURA</b>	1
<b>TENSIÓN MÁXIMA ADMISIBLE [psi]</b>	17100
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	18,031

**Tabla A.6.5:** Datos para el cálculo del espesor

Es necesario resaltar que, según el código ASME, en el cual estamos basando el dimensionamiento de la columna de absorción de este Proyecto, concretamente la sección UW-13.1, el espesor de la faldilla se calcula como el de una envolvente cilíndrica sin soldaduras, lo cual implica que el valor de la eficiencia de soldadura es la unidad.

Las expresiones necesarias para obtener el espesor de la faldilla son las mismas que las empleadas para el cálculo del espesor de la zona central de la torre. Únicamente se ha de sustituir el valor de la eficiencia de soldadura correspondiente a esta región el recipiente.

### **Tensiones circunferenciales**

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \text{A.6.16}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(1314,205 \text{ psi}) \cdot (9,016 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,6 \cdot (1314,205 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,726 \text{ in}$$

### **Tensiones longitudinales**

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \text{A.6.17}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = \frac{(1314,205 \text{ psi}) \cdot (9,016 \text{ in})}{[2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 + 0,4 \cdot (1314,205 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,341 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,726 + 0,7677$$

$$t = 1,494 \text{ in} = 3,795 \text{ cm}$$

Al igual que en el caso de la zona central, el espesor de la faldilla se seleccionará comercialmente como el valor inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{comercial}} = 1,575 \text{ in} = 4 \text{ cm}$$

Una vez obtenido el espesor de la faldilla, se aplican las **expresiones A.6.13, A.6.14 y A.6.15** para obtener el diámetro exterior de la misma y, por consiguiente, las dimensiones características de la cúpula.

$$D_0 = 0,458 + 2 \cdot 0,04 = 0,538 \text{ m} = 21,181 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 0,538 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,054 \text{ m} = 2,118 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 0,108 \text{ m}$$

El código ASME – VIII, Div 1 indica la siguiente expresión para el cálculo del espesor de una tapa toriesférica tipo Korboggen:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2S \cdot E - 0,2P} \quad \mathbf{A.6.18}$$

donde

$$M = \frac{1}{4 \cdot (3 + \sqrt{\frac{L}{r}})} \quad \mathbf{A.6.19}$$

siendo

P: presión de diseño

L: radio interior corroído de la parte central del fondo. Según el código ASME VIII – Div.1, este radio se calcula como  $L = 0,8 \cdot D_0$

S: máxima tensión admisible a tracción

E: eficiencia de soldadura

r: radio interior corroído de la parte de radio de acuerdo con el fondo. Según el código ASME VIII – Div.1, este radio se calcula como  $r = D_0/6,5$

Luego, sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.6.19**, se tiene que:

$$M = \frac{1}{4 \cdot (3 + \sqrt{\frac{0,8 \cdot D_0}{D_0 / 6,5}})} = \frac{1}{4 \cdot (3 + \sqrt{\frac{0,8 \cdot 21,181 \text{ in}}{2,118 \text{ in} / 6,5}})}$$

$$M = 0,047$$

Ahora ya es posible hallar el valor del espesor del fondo superior, sustituyendo los datos en la **ecuación A.6.18**:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2S \cdot E - 0,2P} = \frac{(1314,205 \text{ psi}) \cdot (0,8 \cdot 21,181 \text{ in}) \cdot (0,047)}{2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,2 \cdot (1314,205 \text{ psi})}$$

$$t = 0,031 \text{ in} = 0,079 \text{ cm}$$

Para obtener el espesor definitivo del fondo superior, es necesario sumarle al calculado el sobreespesor debido a la corrosión:

$$t = 0,031 \text{ in} + 0,7677 \text{ in}$$

$$t = 0,799 \text{ in} = 2,029 \text{ cm}$$

Una vez calculado el espesor del fondo superior de la columna de absorción, el espesor real se seleccionará comercialmente como el inmediatamente superior al obtenido.

$$t_{\text{comercial}} = 0,984 \text{ in} = 2,5 \text{ cm}$$

#### A.6.4. FONDO INFERIOR

Al igual que para el fondo superior de la columna de absorción, para el fondo inferior, se ha seleccionado una geometría toriesférica, concretamente tipo Korboggen. Las razones por tanto son las mismas que aquéllas en que se basó la selección del fondo superior.

##### Volumen

Se emplea la **ecuación A.6.12**, la misma que se utilizó para el caso del fondo superior, dado que ambos son de la misma geometría, obteniéndose un volumen de:

$$V = 0,1 \cdot (0,458 \text{ m})^3$$

$$V = 0,0096 \text{ m}^3$$

Es de destacar que este valor no corresponde con el volumen total del fondo de la columna, ya que omite el volumen debido a la altura de la faldilla, el cual se obtendrá más adelante.

##### Presión de diseño

La presión de diseño del fondo inferior corresponderá a la inicial más la debida a la columna de líquido. Esto ya se calculó anteriormente, en el dimensionamiento del cuerpo de la torre, luego:

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{inicial}} + P_{\text{líquido}}$$

Donde

$$P_{\text{líquido}} = \frac{m_{\text{líquido}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}} = \frac{(V_{\text{relleno}} - V_{\text{real relleno}} + V_{\text{fondo inferior}}) \cdot \rho_{\text{DEA}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}} \quad \text{A.6.20}$$

Donde

$V_{\text{fondo inferior}}$  es el volumen completo del fondo interior, incluyendo el de la faldilla. Dado que aún no se tienen datos suficientes para calcular la altura de la faldilla, se le asignará el valor máximo que puede tomar, 100 mm, suponiendo el caso más desfavorable. Luego, el volumen de la faldilla, sabiendo que tiene geometría cilíndrica, vendrá dada por:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot r^2 \cdot h \quad \mathbf{A.6.21}$$

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot (0,229 \text{ m})^2 \cdot (0,1 \text{ m})$$

$$V_{\text{faldilla}} = 0,016 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{fondo inferior}} = 0,0096 \text{ m}^3 + 0,016 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{fondo inferior}} = 0,026 \text{ m}^3$$

Al sustituir en la **ecuación A.6.20**, se obtiene una presión del líquido igual a:

$$P_{\text{líquido}} = \frac{(0,159 \text{ m}^3 - 0,071 \text{ m}^3 + 0,026 \text{ m}^3) \cdot (1097 \text{ kg/m}^3) \cdot (9,81 \text{ m/s}^2)}{\pi \cdot 0,458^2 \text{ m}^2 / 4}$$

$$P_{\text{líquido}} = 7446,628 \text{ Pa} = 1,080 \text{ psi}$$

Con lo cual, la presión de diseño final será de:

$$P_{\text{diseño}} = 1314,205 \text{ psi} + 1,080 \text{ psi} = 1315,285 \text{ psi}$$

### Altura y espesor

Nuevamente recurrimos a la Especificación CEPESA ESP-1101-01 para desarrollar el diseño mecánico de esta sección de la columna.

Previamente es necesario obtener el valor del diámetro externo de la faldilla, para lo cual se calculará previamente el espesor de la misma. Las expresiones empleadas para ello son las mismas que las aplicadas en el caso del fondo superior.

Los datos necesarios para llevar a cabo el cálculo se resumen en la siguiente tabla:

PRESIÓN DE DISEÑO [psi]	1315,285
TEMPERATURA DE DISEÑO [°F]	86
CORROSIÓN MÁXIMA [in]	0,7677
EFICIENCIA DE SOLDADURA	1
TENSIÓN MÁXIMA ADMISIBLE [psi]	17100
DIÁMETRO INTERIOR [in]	18,031

### Tensiones circunferenciales

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.6.22}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(1315,285 \text{ psi}) \cdot (9,016 \text{ in})}{[(17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,6 \cdot (1315,285 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,727 \text{ in}$$

### **Tensiones longitudinales**

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \text{A.6.23}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(1315,285 \text{ psi}) \cdot (9,016 \text{ in})}{[2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 + 0,4 \cdot (1315,285 \text{ psi})]}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = 0,341 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,727 + 0,7677$$

$$t = 1,495 \text{ in} = 3,797 \text{ cm}$$

Al igual que en el caso de la zona central, el espesor de la faldilla se seleccionará comercialmente como el valor inmediatamente superior al calculado

$$t_{\text{comercial}} = 1,575 \text{ in} = 4 \text{ cm}$$

Una vez obtenido el espesor de la faldilla, se aplican las **expresiones A.6.13, A.6.14 y A.6.15** para obtener el diámetro exterior de la misma y, por consiguiente, las dimensiones características de la cúpula.

$$D_0 = 0,458 + 2 \cdot 0,04 = 0,538 \text{ m} = 21,181 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 0,538 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,054 \text{ m} = 2,118 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 0,108 \text{ m}$$

Luego, sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.6.19**, se tiene que:

$$M = \frac{1}{4 \cdot (3 + \sqrt{\frac{0,8 \cdot D_0}{D_0/6,5}})} = \frac{1}{4 \cdot (3 + \sqrt{\frac{0,8 \cdot 18,031 \text{ in}}{18,031 \text{ in}/6,5}})}$$

$$M = 0,047$$

Ahora ya es posible hallar el valor del espesor del fondo superior, sustituyendo los datos en la ecuación A.6.12:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2S \cdot E - 0,2P} = \frac{(1315,285 \text{ psi}) \cdot (0,8 \cdot 21,181 \text{ in}) \cdot (0,047 \text{ in})}{2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,2 \cdot (1315,285 \text{ psi})}$$

$$t = 0,031 \text{ in} = 0,079 \text{ cm}$$

Para obtener el espesor definitivo del fondo superior, es necesario sumarle al calculado el sobreespesor debido a la corrosión:

$$t = 0,031 \text{ in} + 0,7677 \text{ in}$$

$$t = 0,847 \text{ in} = 2,151 \text{ cm}$$

Una vez calculado el espesor del fondo superior de la columna de absorción, el espesor real se seleccionará comercialmente como el inmediatamente superior al obtenido.

$$t_{\text{comercial}} = 0,984 \text{ in} = 2,5 \text{ cm}$$

### **DIMENSIONES DEFINITIVAS**

El dimensionamiento de cada región de la torre ha dado lugar a tres espesores de pared distintos. Llegados a este punto es posible optar por tres alternativas diferentes:

- d) Construir toda la columna con el mismo espesor de pared, que correspondería con el mayor de los tres valores obtenidos;
- e) Construir toda la columna con el menor de los espesores obtenidos y se disponen anillos de tensión en las zonas que requieran de un espesor mayor;
- f) Construir cada región de la torre con el espesor obtenido para cada una de ellas y se emplean soldaduras “especiales” para llevar a cabo las uniones

Por razones de seguridad se opta por la primera de las alternativas, mucho más conservadora. Según esto, el espesor con el que se construiría toda la torre sería el obtenido para la región central de la misma, es decir, 1,575 in (4 cm)

Será necesario por tanto recalcular las dimensiones del fondo inferior y superior, aplicando este nuevo valor del espesor de pared. Una vez halladas dichas dimensiones, habrá que comprobar que el espesor de ambos fondos es menor que el seleccionado para construir toda la unidad.

Se aplican las **expresiones A.6.13, A.6.14 y A.6.15** para obtener el diámetro exterior de la misma y, por consiguiente, las dimensiones características del fondo inferior y superior.

$$D_0 = 0,458 + 2 \cdot 0,04 = 0,538 \text{ m} = 21,181 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 0,538 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,054 \text{ m} = 2,181 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 0,108 \text{ m}$$

El siguiente paso consiste en aplicar la **ecuación A.6.18** para obtener el espesor de los fondos:

El factor M tendrá el mismo valor que antes puesto que la relación L/r sigue siendo la misma, es decir,  $M = 0,047$ .

- Fondo superior:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{(1314,205 \text{ psi}) \cdot (0,8 \cdot 21,181 \text{ in}) \cdot (0,047 \text{ in})}{2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,2 \cdot (1314,205 \text{ psi})}$$

$$t_{p \text{ int}} = 0,031 \text{ in} = 0,071 \text{ cm}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,031 + 0,7677$$

$$t = 0,847 \text{ in} = 2,151 \text{ cm}$$

- Fondo inferior:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{(1315,285 \text{ psi}) \cdot (0,8 \cdot 21,181 \text{ in}) \cdot (0,047 \text{ in})}{2 \cdot (17100 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,2 \cdot (1315,285 \text{ psi})}$$

$$t_{p \text{ int}} = 0,031 \text{ in} = 0,071 \text{ cm}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,031 + 0,7677$$

$$t = 0,847 \text{ in} = 2,151 \text{ cm}$$

### **COMPROBACIÓN**

$$t_{\text{zona central}} = 1,575 \text{ in}$$

$$t_{\text{fondo inferior}} = 0,847 \text{ in}$$

$$t_{\text{fondo superior}} = 0,847 \text{ in}$$

Se comprueba que el espesor seleccionado para construir toda la unidad es superior al requerido para el fondo inferior y superior.

### **COMPROBACIÓN DEL ESPESOR MÍNIMO**

$$t_{\text{obtenido}} = 1,575 \text{ in}$$

$$t_{\text{mínimo}} = 0,964 \text{ in}$$

Obviamente, el espesor seleccionado es mayor que el espesor mínimo de pared hallado al inicio del dimensionamiento.

Una vez halladas las dimensiones definitivas del recipiente, es posible calcular la altura de la faldilla. En general, esta altura no debe ser menor que el mayor de los siguientes valores:

$$h \geq 0,3\sqrt{D_0 t_f}$$

$$h \geq 0,3 \cdot t_f$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Con un valor máximo de 100 mm y siendo  $D_0$  el diámetro exterior de la carcasa (medido en mm) y  $t_f$  el espesor de la pared del fondo (medido en mm). Sustituyendo los valores conocidos se tiene que

$$h \geq 44,009 \text{ mm}$$

$$h \geq 12 \text{ mm}$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

El valor máximo obtenido corresponde con una altura de la faldilla igual a 44,009 mm, con lo cual, dado que no se pueden sobrepasar los 100 mm de altura, se considerará este valor.

Finalmente, es posible determinar ya la altura definitiva de la cúpula y la solera, conociendo la altura de la faldilla:

$$h_{\text{cúpula}} = 0,108 \text{ m} + 0,044 \text{ m} = 0,152 \text{ m}$$

$$h_{\text{solera}} = 0,108 \text{ m} + 0,044 \text{ m} = 0,152 \text{ m}$$

Luego aplicando la ecuación del volumen de un cilindro, se puede hallar el volumen de la faldilla:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot r^2 \cdot h = \pi \cdot (0,458/2 \text{ m})^2 \cdot (0,044 \text{ m}) = 0,007 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, los volúmenes definitivos de la cúpula y de la solera serán:

$$V_{\text{fondo superior}} = 0,0096 \text{ m}^3 + 0,007 \text{ m}^3 = 0,017 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{fondo inferior}} = 0,0096 \text{ m}^3 + 0,007 \text{ m}^3 = 0,017 \text{ m}^3$$

## **ANEXO 7: DISEÑO DEL DIGESTOR METANOGENICO**

Para el diseño del reactor anaerobio metanogénico se han considerado los mismos parámetros y el mismo procedimiento de cálculo que para el diseño del reactor acidogénico. Dado que el proceso es continuo, se considerará el mismo caudal de trabajo que en el reactor acidogénico, además de considerarse la concentración de sustrato a la salida del primer digestor semejante a la concentración de entrada al segundo reactor.

### **A.7.1. VELOCIDAD DE CARGA ORGÁNICA**

Como se ha comentado en el **apartado 3.1.** del Anexo 3, la velocidad de carga orgánica o carga orgánica suministrada, se define como la cantidad de materia orgánica que se introduce por unidad de tiempo y de volumen en el digestor.

$$L = \frac{S_i \cdot Q}{V} \quad \text{A.7.1}$$

donde:

L: velocidad de carga orgánica [kgDQO/m<sup>3</sup>·d]

S<sub>i</sub>: concentración de sustrato en el influente [kg/m<sup>3</sup>]

Q: caudal volúmetrico de melazas [m<sup>3</sup>/h]

V: volumen de reacción [m<sup>3</sup>]

Tomar un valor elevado de carga orgánica supone un incremento de la DQO del efluente, una disminución de la eficacia depurativa y un incremento de los sólidos en suspensión en el efluente. A su vez, un valor más bajo de carga orgánica supone un incremento en el THR, y por tanto, un mayor volumen de digestor.

En general, la velocidad de carga orgánica típica de los filtros anaerobios se sitúa entre 1 y 12 kgDQO/m<sup>3</sup>·d [Fdez-Polanco y García, 1993], de modo que se tomará el mayor valor, 12 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, para así hacer el diseño lo más sobredimensionado posible.

### A.7.2. VOLUMEN DE REACCIÓN Y THR

Una vez impuesta la carga orgánica de trabajo, es posible determinar el volumen de reacción, de igual manera que en el **apartado 3.2** del Anexo 3.

En este caso, el caudal y concentración de las melazas a la entrada del filtro metanogénico son:

<b>ENTRADA MELAZAS AL DIGESTOR</b>
$Q = 63,224 \text{ m}^3 / \text{día}$
$S_i = 11,716 \text{ Kg/m}^3$

**Tabla A.7.1:** Características de las melazas a la entrada del digestor metanogénico

Sustituyendo los valores de la **tabla A.7.1.** en la **ecuación A.7.1** se tiene el volumen de reacción:

$$V_{\text{reacción}} = \frac{11,716 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} \cdot 63,224 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{12 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}} = 61,728 \text{ m}^3$$

El Tiempo Hidráulico de Residencia (TRH), se define como el cociente entre el volumen de reacción y el caudal a tratar:

$$\text{TRH} = \frac{V}{Q} \quad \text{A.7.2}$$

Utilizando la **ecuación A.7.2** y sustituyendo los valores conocidos:

$$\text{THR} = \frac{61,728 \text{ m}^3}{63,224 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}} = 0,976 \text{ días}$$

Los THR en los filtros anaerobios oscilan entre 12 y 96 horas [Young. J.C, 1991], así que el TRH del reactor está dentro de los valores de trabajo normalmente utilizados.

### **A.7.3. CONCENTRACIÓN DE SUSTRATO EN EL EFLUENTE**

Como en el caso del diseño del reactor acidogénico, la cinética de las melazas de remolacha es un proceso poco estudiado o es una información a la que no se tiene acceso fácilmente.

En la bibliografía se halla un artículo [Borja et al., 1996] en el que se tratan vinazas de melaza de caña de azúcar en un reactor con relleno sometido a constante agitación. Debido a que no se dispone de otra referencia que se asemeje más al sustrato tratado en el presente Proyecto, se aplicarán los parámetros cinéticos para los cálculos que se muestran a continuación, teniendo en cuenta que en ambos casos:

- La temperatura de operación es de 35°C (rango mesofílico).
- Los microorganismos responsables de la degradación de ambos residuos, se encuentran adheridos en a un soporte inerte sobre el que se formará la biopelícula.
- Va a existir un elevado grado de agitación, en el artículo debido a una agitación mecánica y en este caso, al biogás generado y recirculado para el correcto mezclado.

Los parámetros considerados en este caso son los siguientes:

Parámetros	Valores
$k \left( \frac{\text{kg DQOelim}}{\text{kg SSV} \cdot \text{día}} \right)$	1,26
$K_L \left( \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV} \cdot \text{día}} \right)$	0,26
$K_d \left( \frac{1}{\text{día}} \right)$	0,05
$Y_{x/s} \left( \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQO}} \right)$	0,06

**Tabla A.7.2:** Parámetros cinéticos  
**Fuente:** [Borja et al., 1996]

Se ha usado de nuevo, una ecuación similar a la desarrollada por Monod, cuyo modelo se explica en el **apartado 9.3** de la Memoria Descriptiva. En ese mismo apartado el modelo se desarrolla para un reactor de mezcla completa, que opera en continuo y sin recirculación de sólidos obteniéndose así la ecuación de diseño para la concentración de sustrato residual.

Ecuación de diseño para el sustrato:

$$S_e = S_i - \left[ \frac{k \cdot S_i}{K_L + L_x} \right] \quad \text{A.7.3}$$

donde:

$S_e$ : concentración de sustrato en el efluente [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$S_i$ : concentración de sustrato en el influente [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$L_x$ : carga orgánica por biomasa  $\left[ \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}} \right]$

$k$ : velocidad de consumo de sustrato específica máxima  $\left[ \frac{\text{kg DQOelim}}{\text{kg SSV} \cdot \text{día}} \right]$

$K_L$ : es la velocidad de carga orgánica a  $R=k/2$  siendo  $R$  la velocidad de consumo de sustrato.  $\left[ \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}} \right]$

Para poder obtener la concentración de sustrato en el efluente a través de la **ecuación A.7.3**, se necesita calcular la carga orgánica por biomasa ( $L_x$ ) ya que el resto de las variables son conocidas.

$$L_x = \frac{L}{X_a} \quad \text{A.7.4}$$

donde:

L: carga orgánica suministrada [ $\text{kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ]

$X_a$ : concentración de biomasa activa en el reactor [ $\text{kgDQO}/\text{m}^3$ ]

En los experimentos llevados a cabo por Borja, et al. [2006], se considera una concentración de biomasa activa  $9,5 \text{ KgSSV}/\text{m}^3$ , para un tiempo de residencia de 2 días. Al ser la referencia más similar al proceso desarrollado en el presente Proyecto, se admitirá este dato como válido.

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.7.4** se obtiene:

$$L_x = \frac{12 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}}{9,5 \frac{\text{kg SSV}}{\text{m}^3}} = 1,263 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}}$$

Por lo que el valor de la concentración de sustrato en el efluente se puede terminar mediante la **ecuación A.7.3**, ya que se conocen todas las variables necesarias:

$$S_e = 11,716 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - \left[ \frac{1,263 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}} \cdot 11,716 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3}}{0,26 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}} + 1,263 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV día}}} \right] = 2,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Por tanto,

$$S_e = 2,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Este valor de la concentración de sustrato en el efluente se considerará válido para el vertido de las melazas a un colector y ser conducidas a una EDAR pública. Los valores de DQO a los que se permite verter agua residual a un colector son fijados por cada municipio, quedando reflejados en la ordenanza municipal de protección medioambiental. Concretamente la ordenanza municipal de medioambiente de Jerez de la Frontera especifica un límite de vertido de 1,500 kg/m<sup>3</sup> para residuos domésticos. Sin embargo, al no tratarse en este caso de un residuo doméstico, es posible solicitar autorización a AJEMSA para poder realizar el vertido del residuo a la red de alcantarilla municipal. Todo esto se comentó de forma más detallada en el **apartado 9.8** de la Memoria Descriptiva.

No obstante, según la bibliografía [Hdez. Muñoz, 2001] para establecer los índices admisibles en los vertidos industriales a colectores públicos, será necesario tener en cuenta las condiciones de dichos vertidos que pueden afectar a la biomasa de los procesos biológicos, y del poder de aclimatación de esta. Así, pueden establecerse condiciones para algunos parámetros como la DQO, cuyo valor no superará los 2857 mg DQO/l [Hdez. Muñoz, 2001]. El valor obtenido es inferior a lo establecido, por tanto, se asegura la compatibilidad del vertido de melazas con el tratamiento que recibirá en la EDAR pública.

#### **A.7.4. TIEMPO DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS**

Tal y como se describe en el **apartado 3.3** del Anexo 3, de la ecuación de velocidad de consumo de sustrato se obtiene la **ecuación A.7.5.**, dando como resultado la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{q} = \frac{K_L}{k} \cdot \frac{1}{L_x} + \frac{1}{k} \quad \mathbf{A.7.5}$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y_{x/s} q - K_d \quad \mathbf{A.7.6}$$

Sustituyendo los valores conocidos de la **tabla A.7.2** y el parámetro  $L_x$  en la **ecuación A.7.5**:

$$\frac{1}{q} = \left( \frac{0,26 \frac{kg DQO}{kgSSVdía}}{1,26 \frac{kg DQOelim}{kgSSVdía}} \right) \cdot \left( \frac{1}{1,263 \frac{kg DQO}{kgSSVdía}} \right) + \frac{1}{1,26 \frac{kg DQOelim}{kgSSVdía}}$$

$$q = 1,045 \frac{kg DQO}{kgSSVdía}$$

A continuación mediante la **ecuación A.7.6**, los parámetros de la **tabla A.7.2** y la velocidad de consumo de sustrato específica, se determinará el tiempo de retención de sólidos.

$$\frac{1}{\theta_c} = 0,06 \frac{kg SSV}{kgDQO} \cdot 1,045 \frac{kg DQO}{kgSSVdía} - 0,05 \text{ día}$$

$$\theta_c = 78,740 \text{ días}$$

#### A.7.5. PRODUCCIÓN DE BIOMASA

El cálculo de la biomasa producida se hará conociendo la cantidad de DQO consumida en el proceso y el coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato. El coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato, indica la fracción de sustrato (DQO) destinada al crecimiento de los microorganismos.

La producción de biomasa vendrá dada por:

$$M_{XG} = Y_{X/S} \cdot M_{Sc} \quad \mathbf{A.7.7}$$

donde,

$M_{XG}$ : cantidad de biomasa producida por hora  $\left[ \frac{kg SSV}{h} \right]$

$Y_{X/S}$ : coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato  $\left[\frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQOelim}}\right]$

$M_{SC}$ : cantidad de DQO que se consume por hora  $\left[\frac{\text{kg DQO}}{h}\right]$

El coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato tiene un valor  $Y_{X/S} = 0,06 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQOelim}}$  (tabla A.7.2).

El valor de  $M_{SC}$  es el producto de la  $DQO_{\text{consumida}}$  (determinada en el **Anexo 1**) y el caudal de operación.

$$M_{SC} = Q \cdot DQO_{\text{consumida}} \quad \mathbf{A.7.8}$$

$$M_{SC} = 63,224 \frac{m^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \cdot 9,716 \frac{\text{kg DQO}}{m^3} = 25,595 \frac{\text{kg DQO}}{h}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.7.7**:

$$M_s = Y_{X/S} \cdot M_{SC} = 0,06 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DQO}} \cdot 25,595 \frac{\text{kg DQO}}{h} = 1,536 \frac{\text{kg SSV}}{h}$$

Una vez se tiene el caudal másico, se obtiene la concentración de SS generados mediante la siguiente ecuación:

$$S = \frac{M_s}{Q} \quad \mathbf{A.7.9}$$

$$S = \frac{1,536 \frac{\text{kg SSV}}{h}}{2,634 \frac{m^3}{h}} = 0,583 \frac{\text{kg SSV}}{m^3}$$

$$S = 0,583 \frac{\text{mg SSV}}{l}$$

#### A.7.6. PRODUCCIÓN DE GASES

En el desarrollo de la etapa metanogénica de la digestión anaerobia y como consecuencia del metabolismo de los microorganismos implicados, se obtiene un subproducto de interés denominado biogás. Este subproducto va a ser reutilizado, para mejorar el grado de mezcla del reactor, por lo tanto es conveniente conocer la cantidad que se produce durante el proceso ya que este valor será necesario para cálculos posteriores.

El cálculo del gas producido se realizará conociendo la cantidad de DQO consumida en el proceso y el coeficiente estequiométrico metano/sustrato. Este coeficiente indica la cantidad de ese sustrato consumido que es destinada a la producción de metano.

En el presente Proyecto se considerará el valor  $0,3321 \text{ l CH}_4/\text{g DQO}_{\text{eliminada}}$  [Borja et al, 1996]

La producción de metano viene dada por la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{CH}_4} = Y_{\text{CH}_4/\text{S}} \cdot M_{\text{SC}} \quad \mathbf{A.7.11}$$

Donde,

$Y_{\text{CH}_4/\text{S}}$  es el coeficiente estequiométrico metano/sustrato =  $0,3321 \text{ l CH}_4/\text{g DQO}_{\text{eliminada}}$ .

$M_{\text{SC}}$  es la cantidad de DQO que se consume por hora =  $M_{\text{SC}} = 25,60 \text{ kg DQO / h}$

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.7.11**:

$$P_{\text{CH}_4} = 0,3321 \frac{\text{l CH}_4}{\text{g biomasa consumida}} \cdot 25595 \frac{\text{g DQO}}{\text{h}}$$

$$P_{\text{CH}_4} = 8501,76 \frac{\text{l CH}_4}{\text{h}} = 8,502 \frac{\text{m}^3_{\text{CH}_4}}{\text{h}}$$

Se ha determinado la cantidad de metano generado para a continuación determinar la cantidad de biogás generado. De nuevo se tendrán en cuenta las experiencias realizadas por Borja et al. [1996] donde el porcentaje de metano en el biogás es de 65%. El resto corresponderá a CO<sub>2</sub>, puesto que si otro gas estuviera presente (H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O...) sería en menos de un 1%, en forma de trazas.

Por tanto, el caudal de biogás generado será:

$$P_{\text{total}} = \frac{P_{\text{CH}_4}}{0,65}$$

$$P_{\text{total}} = \frac{8,502 \frac{\text{m}^3_{\text{H}_2}}{\text{h}}}{0,65}$$

$$P_{\text{total}} = 13,08 \frac{\text{m}^3_{\text{biogás}}}{\text{h}}$$

Con lo cual ya se puede calcular la producción de dióxido de carbono generado:

- Dióxido de Carbono

$$P_{\text{CO}_2} = P_{\text{total}} \cdot 0,35$$

$$P_{\text{CO}_2} = 13,08 \frac{\text{m}^3_{\text{gases}}}{\text{h}} \cdot 0,35$$

$$P_{\text{CO}_2} = 4,578 \frac{\text{m}^3_{\text{CO}_2}}{\text{h}}$$

### A.7.7. SISTEMA DE MEZCLADO DEL DIGESTOR

El parámetro caudal de gas unitario (caudal de gas suministrado por los sistemas de inyección dividido por el volumen del digestor) para un sistema no confinado de inyección de gas tiene como valores típicos 0,0045-0,0050 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>·min [Metcalf & Eddy, 1995]. Para este sistema se elige el mayor valor del rango 0,0050 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>·min, puesto que así se conseguirá una mayor agitación del sistema. Este valor se multiplicará por el volumen a agitar (el correspondiente al volumen de reacción más el volumen de la solera):

$$Q_{mz} = 0,0050 \frac{m^3}{m^3 \cdot min} \cdot (61,728 m^3 - 16,378 m^3 + 24,427 m^3) = 0,349 \frac{m^3}{min} = 20,933 \frac{m^3}{h}$$

El sistema de inyección de gas está constituido por 8 difusores tipo difusor de orificio con válvula (difusores no porosos) situados en la solera del digestor. Por tanto, el caudal de gas inyectado por cada difusor será:

$$Q_{difusor} = \left( 20,933 \frac{m^3}{h} \right) / 8 = 2,617 \frac{m^3}{h}$$

### A.7.8. SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DEL DIGESTOR

Como ya se justificó en el **apartado 10.4.1** de la Memoria Descriptiva, el digestor posee en la cúpula un sistema de distribución de la alimentación rotatorio que está constituido por 4 brazos giratorios. El caudal que suministra cada uno de los brazos será el resultado de dividir el caudal total entre los 4 brazos:

$$Q_{brazos} = \frac{2,634 \frac{m^3}{h}}{4}$$

$$Q_{brazos} = 0,659 \frac{m^3}{h}$$

#### **A.7.9. SOPORTE DEL REACTOR**

Siempre que se cumpla alguna de las siguientes condiciones se podrán utilizar faldones como soporte en lugar de patas, silletas o consolas:

- e) El diámetro de la envolvente sea superior a 1,5 m
- f) La relación altura/diámetro sea mayor que 5
- g) Puedan esperarse vibraciones
- h) El peso del recipiente lleno de agua es mayor de 15000 kg

Se cumple el punto a), luego está justificado el uso del faldón.

## **ANEXO 8: DIMENSIONAMIENTO DEL DIGESTOR METANOGÉNICO**

### **A.8.1. INTRODUCCIÓN**

Al igual que para el digestor acidogénico, el dimensionamiento del digestor metanogénico se divide en tres partes diferenciadas:

- Cubierta
- Zona central
- Solera

El objetivo es hallar el volumen, la altura y el espesor de cada una de estas zonas.

En este caso, la unidad a dimensionar es un filtro anaerobio, que a escala industrial, pueden ser cilíndricos o rectangulares. La tipología más común es en forma de cilindro vertical. Además, los reactores suelen ser fabricados de acero en un rango de diámetros de 6 a 26 metros y de alturas de 3 a 13 metros [Young. J.C, 1991].

A continuación se detallan una serie de especificaciones técnicas a tener en cuenta durante el diseño del reactor:

#### **A. Código de diseño y construcción**

El código de diseño y construcción será el Código ASME, y, concretamente, la Sección VIII, División I.

**B. Material de construcción**

Se ha seleccionado un acero al carbono, especificación SA-285. Se ha elegido este material puesto es uno de los aceros más económicos y de los más utilizados para la fabricación de recipientes a presión. Además, en este segundo reactor ya no se produce ácido sulfhídrico, con lo cual no es necesario seleccionar materiales resistentes al ataque de dicho ácido.

**C. Eficiencia de junta**

Al igual que en el dimensionamiento del reactor acidogénico, se considera que el tipo de junta es una junta a tope hecha por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la misma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies interior y exterior de la pieza, y que es una junta examinada por zonas, a la que le corresponde un valor para la eficiencia de la soldadura de  $E = 0,85$ .

**D. Margen de corrosión**

Tal y como se hizo para el reactor acidogénico, la corrosión máxima prevista se asumirá como una función del desgaste esperado y el tiempo de vida útil deseado para la unidad.

Un desgaste de 5 milésimas de pulgada anuales es suficiente, y suponiendo un tiempo de vida de 15 años, se tiene que el desgaste corresponde a un valor de:

$$15 \text{ años} \cdot 0,005 \text{ in/año} = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm}$$

Luego el margen de corrosión que se tomará será de 0,075 in.

**E. Presión de diseño**

La presión de diseño se fijará como mayor de dos valores; 30 psi o un 10% más de la presión de trabajo. Además también se debe tomar en consideración la presión ejercida por el líquido contenido por el recipiente.

La magnitud de la presión de diseño se calculará para cada zona del digestor por separado.

**F. Temperatura de diseño**

Se admite la misma expresión que se empleó en el dimensionamiento del digestor acidogénico para la temperatura de diseño

$$T = T_{\text{máxima de operación}} + 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

En el caso del digestor metanogénico, la temperatura máxima de operación en el interior del equipo es de 35 °C, luego

$$T = 35 + 20 = 55 \text{ } ^\circ\text{C} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**G. Máxima tensión admisible a tracción**

Según el código ASME, para carcasas de SA-285 sometidas a una temperatura de hasta 150 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 131 °F), se tiene que:

$$S = 15700 \text{ psi}$$

**H. Espesor mínimo**

- Según el código ASME VIII – Div. 1, el espesor mínimo debe ser tal que

$$t_{\text{min}} \text{ (mm)} = 2,5 + c$$

donde t: espesor mínimo requerido corroído de la envolvente cilíndrica; c: margen de corrosión

$$t_{\text{min}} \text{ (mm)} = 2,5 + 1,905 = 4,405$$

$$t_{\text{min}} = 0,4405 \text{ cm} = 0,173 \text{ in}$$

- Según la expresión para aceros al carbono:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + c$$

Con lo que se tiene que:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + 1,905$$

$$t_{\min} = 6,905 \text{ mm} = 0,272 \text{ in}$$

Por razones de seguridad se toma el valor mayor, es decir, 0,272 in, para el espesor mínimo de pared. Sin embargo, una vez calculadas las dimensiones del digestor, se comprobará que el espesor de pared obtenido es mayor que el espesor mínimo de pared.

### **A.8.2. ZONA CENTRAL**

La zona central del reactor es de forma cilíndrica y contendrá la mayor parte de los ácidos grasos, la totalidad del relleno del reactor y una fracción de biogás.

Como ya se ha indicado, el diámetro de los digestores convencionales varía entre 6 y 36 m. Para el digestor objeto de este Proyecto se ha optado por un diámetro de 6 m, ya que el volumen de reacción necesario es bastante pequeño.

#### **Altura y Volumen**

La ecuación del volumen de un cilindro permitirá calcular la altura del recipiente

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot r_i^2 \cdot h \quad \mathbf{A.8.1}$$

donde,

$r_i$ : el radio interior del cilindro

$h$ : altura del cilindro

Sustituyendo los datos conocidos, sabiendo que el volumen del digestor es de 61,728 m<sup>3</sup> se tiene una altura para el digestor de:

$$h = 2,183 \text{ m.}$$

En este segundo reactor se considerará también una zona en la parte superior para almacenar pequeñas fracciones de gas, con el objetivo de evitar entradas de aire al sistema en caso de que se produzcan variaciones en el volumen de líquido. Se asumirá un 10% de la altura calculada.

Con lo cual la altura total de la zona central del digestor es de:

$$h = 2,183 \text{ m} + 0,218 \text{ m}$$

$$h_{\text{zona central}} = 2,401 \text{ m}$$

Recalculando el volumen total de la zona central con este nuevo valor de la altura se tiene que:

$$V_{\text{zona central}} = \pi \cdot (3 \text{ m})^2 \cdot (2,401 \text{ m})$$

$$V_{\text{zona central}} = 67,887 \text{ m}^3$$

### **Presión de diseño**

La zona central contiene tres fases (el biogás (gaseoso), los ácidos grasos (líquido) y el material de relleno (sólido)). Para calcular la presión de diseño se considera un sistema bifásico (se desprecia el gas). Por tanto, el punto más desfavorable del sistema está situado en la parrilla que soporta el material de relleno, y éste está situado en la base del cuerpo central, es decir, separa el cuerpo central de la solera.

Para seleccionar la presión de diseño, se utilizará el mayor de dos valores; o bien una presión de diseño de 30 psi o un 10% más de la presión de trabajo.

Como el reactor está sometido a una sobrepresión de  $0,02 \text{ kg/cm}^2$  la presión de operación es:

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{atm}} + 0,02 \text{ kg/cm}^2 = 1,053 \text{ kg/cm}^2$$

Por tanto, la presión de diseño será:

- 30 psi
- 10% más que la presión de trabajo =  $1,053 \cdot (1 + 0,1) = 1,158 \text{ kg/cm}^2 = 16,480 \text{ psi}$

De las dos presiones se escogerá la que sea mayor, en este caso, se tomará 30 psi.

Como se indicaba anteriormente, además de la presión de operación, a la hora de seleccionar la presión de diseño de la unidad, habrá que tomar en consideración la presión del fluido y de cualquier otra sustancia contenida en el recipiente. En este caso, se va a tener en cuenta la presión del fluido y del relleno puesto que existe una columna de líquido continua de una altura considerable y un relleno sólido que ejercerán una presión que no se puede despreciar.

Se hallará, por tanto, la presión debida a la columna de líquido y al relleno. Para ello, la siguiente tabla muestra las características del relleno tipo FLOCOR-R del reactor.

Diámetro exterior [mm]	35
Diámetro interior [mm]	30
Longitud [mm]	30
Densidad [ $\text{g/cm}^3$ ]	1,5
Peso específico a granel [ $\text{kg/m}^3$ ]	50
Fabricado con material	PVC
Resistencia al aplastamiento [N]	8
Superficie específica [ $\text{m}^2/\text{m}^3$ ]	320

**Tabla A.8.1.** Características del relleno del reactor

1) Se calculará el volumen ocupado por una partícula de relleno:

$$V_{\text{anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \quad \mathbf{A.8.2}$$

donde

L: longitud de la partícula de relleno

D<sub>ext</sub>: diámetro exterior de la partícula de relleno

D<sub>int</sub>: diámetro interior de la partícula de relleno

Sustituyendo los correspondientes valores se obtiene:

$$V_{\text{anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot (30 \text{ mm}) \cdot ((35 \text{ mm})^2 - (30 \text{ mm})^2)$$

$$V_{\text{anillo}} = 7657,632 \text{ mm}^3$$

$$V_{\text{anillo}} = 7,657 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3$$

2) Se calcula el volumen exterior del anillo:

$$V_{\text{exterior anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{\text{ext}}^2)$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot (30 \text{ mm}) \cdot (35 \text{ mm})^2$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = 28863,382 \text{ mm}^3$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = 2,886 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$$

3) Ahora ya es posible hallar el número de partículas de relleno que albergadas en el digestor:

$$n_{\text{anillos}} = \frac{V_{\text{relleno}}}{V_{\text{exterior anillo}}}$$

$$n_{\text{anillos}} = \frac{61,728 \text{ m}^3}{2,886 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3}$$

$$n_{\text{anillos}} = 2,139 \cdot 10^6 \text{ anillos}$$

4) Se calcula el volumen real ocupado por el relleno:

$$V_{\text{real relleno}} = n_{\text{anillos}} \cdot V_{\text{anillo}}$$

$$V_{\text{real relleno}} = (2,139 \cdot 10^6 \text{ anillos}) \cdot (7,657 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3)$$

$$V_{\text{real relleno}} = 16,378 \text{ m}^3$$

5) Seguidamente, se halla la masa del relleno a partir de su densidad:

$$m_{\text{relleno}} = \rho \cdot V_{\text{real relleno}}$$

$$m_{\text{relleno}} = (1,5 \text{ g/cm}^3) \cdot \left(\frac{100^3 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3}\right) \cdot (16,378 \text{ m}^3)$$

$$m_{\text{relleno}} = 24567000 \text{ g}$$

$$m_{\text{relleno}} = 24,567 \text{ t}$$

6) Luego la presión ejercida por la columna de líquido y el relleno vendrá dada por:

$$P_{\text{relleno - fluido}} = \frac{P_{\text{relleno}}}{A_{\text{digestor}}} + \frac{P_{\text{líquido}}}{A_{\text{digestor}}} \quad \mathbf{A.8.3}$$

$$P_{\text{relleno - fluido}} = \frac{m_{\text{relleno}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}} + \frac{(V_{\text{relleno}} - V_{\text{real relleno}}) \cdot \rho_{\text{melazas}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}}$$

donde

$D_0$ : diámetro interno del reactor

Sustituyendo los datos conocidos:

$$P_{\text{relleno - fluido}} = \frac{(24567 \text{ kg}) \cdot (9,81 \text{ m/s}^2)}{\pi \cdot 6^2 \text{ m}^2 / 4} + \frac{(61,728 \text{ m}^3 - 16,378 \text{ m}^3) \cdot (1300 \text{ kg/m}^3) \cdot (9,81 \text{ m/s}^2)}{\pi \cdot 6^2 \text{ m}^2 / 4}$$

$$P_{\text{relleno - fluido}} = 28978,607 \text{ Pa} = 4,203 \text{ psi}$$

Finalmente, la Presión de diseño será:

$$P_{\text{diseño}} = 30 \text{ psi} + 4,203 \text{ psi} = 34,203 \text{ psi}$$

### Espesor

Para el cálculo del espesor de la zona central es necesario considerar las tensiones por las que posiblemente se verá afectado el recipiente.

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existen dos tipos de tensiones a los que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial, y la tensión longitudinal. Para llevar a cabo el cálculo definitivo, se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Los datos necesarios para realizar los cálculos se detallan en la siguiente tabla:

<b>PRESIÓN DE DISEÑO [psi]</b>	34,203
<b>DIÁMETRO INTERIOR [in]</b>	236,2205
<b>MÁXIMA TENSIÓN ADMISIBLE [psi]</b>	15700
<b>EFICIENCIA DE JUNTA</b>	0,85
<b>MARGEN DE CORROSIÓN [in]</b>	0,075

Tabla A.8.2: Parámetros para determinar el espesor

### Tensiones circunferenciales

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.8.4}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(34,203 \text{ psi}) \cdot (118,110 \text{ in})}{[(15700 \text{ psi}) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot (34,203 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,606 \text{ in}$$

### Tensiones longitudinales

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \mathbf{A.8.5}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = \frac{(34,203 \text{ psi}) \cdot (118,110 \text{ in})}{[2 \cdot (15700 \text{ psi}) \cdot 0,85 + 0,4 \cdot (34,203 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,151 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,606 + 0,075$$

$$t = 0,681 \text{ in} = 1,73 \text{ cm}$$

### **Carga por viento**

Conviene recordar que no toda la estructura del recipiente se verá afectada del mismo modo por la carga del viento, motivo por el cual solo se calculará la carga en el punto más alto del digestor.

La altura entre el suelo y el fondo será de 1,5 m, luego la altura expuesta a las cargas por viento será:

$$h_{\text{exp}} = h_{\text{suelo-fondo}} + h_{\text{fondo}} \quad \mathbf{A.8.6}$$

$$h_{\text{exp}} = 1,5 + 2,401$$

$$h_{\text{exp}} = 3,901 \text{ m} = 153,583 \text{ in}$$

La presión del viento en este caso, al igual que en el dimensionamiento del digestor acidogénico, viene dada por la expresión

$$P_W = q_s \cdot C_q \cdot C_e \quad \mathbf{A.8.7}$$

Dado que el digestor metanogénico estará situado en la misma zona que el acidogénico, los datos referentes al viento son los mismos. Luego el valor de la presión de estancamiento del viento será de 13 lb/pie<sup>2</sup>.

Con respecto al coeficiente de presión, el reactor es de geometría cilíndrica, luego le corresponde un coeficiente de presión de 0,8.

Por último, el coeficiente del factor por ráfagas se determina mediante la **tabla A.12.13**.

El terreno edificado en el que se ubica la columna condiciona una exposición tipo B, y la altura que se está analizando es de 3,901 m (12,799 ft). Por tanto el coeficiente del factor por ráfagas tiene un valor de 0,7.

Tras este análisis de los parámetros que influyen en la carga por viento, sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A.8.7**, se tiene que la presión ejercida por el viento es de:

$$P_w = (13 \text{ lb/pie}^2) \cdot 0,8 \cdot 0,7$$

$$P_w = 7,28 \text{ lb/pie}^2 = 0,053 \text{ psi}$$

A continuación, se procederá al cálculo del momento debido al viento en la posición analizada, que viene determinado por la **expresión A.8.8**:

$$M_{\text{exp}} = M - h_{\text{exp}} \cdot (V - 0,5 \cdot P_w \cdot D_0 \cdot h_{\text{exp}}) \quad \mathbf{A.8.8.}$$

Para hallar el momento cortante se emplea la siguiente expresión:

$$V = P_w \cdot D_0 \cdot H \quad \mathbf{A.8.9}$$

Sustituyendo los parámetros conocidos en la **ecuación A.8.9** se tiene que

$$V = (0,053 \text{ psi}) \cdot (236,2205 \text{ in}) \cdot (94,528 \text{ in})$$

$$V = 1183,461 \text{ lb}$$

Con respecto al momento máximo, se utilizará la siguiente expresión:

$$M = P_w \cdot D_0 \cdot H \cdot h_1 = V \cdot h_1 \quad \mathbf{A.8.10}$$

donde

$$h_1 = H/2 = 94,528 \text{ in}/2 = 47,264 \text{ in}$$

Luego, sustituyendo los datos conocidos

$$M = (1183,461 \text{ lb}) \cdot (47,264 \text{ in})$$

$$M = 55935,101 \text{ lb}\cdot\text{in}$$

Con lo cual, el momento a la altura analizada tendrá un valor de:

$$M_{\text{exp}} = (55935,101 \text{ lb}\cdot\text{in}) - (153,583 \text{ in}) \cdot [(1183,461 \text{ lb}) - 0,5 \cdot (0,053 \text{ psi}) \cdot (236,2205 \text{ in}) \cdot (153,583 \text{ in})]$$

$$M_{\text{exp}} = 22144,617 \text{ lb}\cdot\text{in}$$

Tras todos estos cálculos, ya es posible obtener el valor del espesor requerido para resistir la carga del viento. Esta magnitud se determina mediante la expresión:

$$t_{\text{viento}} = \frac{M_{\text{exp}}}{r_i^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} \quad \mathbf{A.8.11}$$

Luego sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{viento}} = \frac{22144,617 \text{ lb}\cdot\text{in}}{(118,1102 \text{ in})^2 \cdot \pi \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85}$$

$$t_{\text{viento}} = 3,786 \cdot 10^{-5} \text{ in}$$

Comparando este espesor con el que se obtuvo para las cargas de presión interna (0,606 in) se concluye q las cargas de viento son despreciables. Además, el espesor del material se seleccionará mediante catálogos comerciales, y cubrirá las necesidades del espesor requerido por ambas cargas.

En este sentido, el espesor que se seleccionará será el inmediatamente superior al requerido por la carga de presión interna (0,681 in).

$$t_{\text{comercial}} = 0,709 \text{ in} = 1,8 \text{ cm}$$

### **A.8.3. CÚPULA**

El fondo superior estará provisto de una cúpula de tipo toriesférica, ya que son las más utilizadas industrialmente. En este caso, es más adecuado seleccionar la tapa de tipo Klopper, ya que no se cumple ninguna de las condiciones que harían necesaria la utilización de la tapa de tipo Korboggen, que son:

- d) Presión de diseño superior a  $3 \text{ kg/cm}^2$
- e) Temperatura de diseño superior a  $350 \text{ }^\circ\text{C}$
- f) Recipientes verticales con relación altura/diámetro superior a 10

Hay que mencionar que el fondo estará construido en base a una pestaña o faldilla, similar a la empleada en el caso del digestor acidogénico, cuya función, al igual que lo fuera la de aquélla, es evitar que la soldadura cuerpo central – cúpula se realice por la línea de tangencia.

### **Volumen**

Para hallar el volumen de una tapa toriesférica tipo Klopper, recurrimos a la **ecuación A.4.11**, presente en el **Anexo 4**, sabiendo que el diámetro del digestor es de 6 m.

$$V = 0,1 \cdot (6 \text{ m})^3$$

$$V = 21,6 \text{ m}^3$$

Este volumen hallado no incluye el volumen debido a la faldilla, por tanto no es el volumen completo de la tapa, este será calculado más adelante.

### **Presión de diseño**

Puesto que la cúpula no contiene una columna de líquido ni el relleno sólido la presión de diseño será igual a la inicial, 30 psi.

### **Altura y espesor**

Para abordar el diseño mecánico es necesario calcular las dimensiones características de la cúpula, lo cual se hará mediante las **ecuaciones A.4.12, A.4.13 y A.4.14** del Anexo 4:

Para determinar estas dimensiones, se necesita el diámetro exterior de la faldilla. Por ello, hay que calcular el espesor de la faldilla.

Se facilita una tabla resumen con los datos necesarios para el cálculo del espesor.

PRESIÓN DE DISEÑO [psi]	30
TEMPERATURA DE DISEÑO [°F]	131
CORROSIÓN MÁXIMA [in]	0,075
EFICIENCIA DE SOLDADURA	1
TENSIÓN MÁXIMA ADMISIBLE [psi]	15700
DIÁMETRO INTERIOR [in]	236,2205

**Tabla A.8.3:** Datos necesarios para determinar el espesor

Según el Código Asme (UW-13.1), el espesor de la faldilla se calculará como el de una envolvente cilíndrica sin costuras, esto significa que el valor de la eficiencia de la soldadura (E) valdrá la unidad.

Por tanto, las fórmulas a aplicar para hallar el espesor de la faldilla serán las mismas que las empleadas para hallar el espesor de la zona central. Únicamente se ha de sustituir el valor de la eficiencia de soldadura correspondiente a esta región el recipiente Luego, sustituyendo los datos conocidos:

- **Tensiones circunferenciales**

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \mathbf{A.8.12}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(30 \text{ psi}) \cdot (118,110 \text{ in})}{[(15700 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,6 \cdot (30 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,226 \text{ in}$$

- **Tensiones longitudinales**

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \mathbf{A.8.13}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{long}} = \frac{(30 \text{ psi}) \cdot (118,110 \text{ in})}{[2 \cdot (15700 \text{ psi}) \cdot 1 + 0,4 \cdot (30 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{long}} = 0,113 \text{ in}$$

Se tomará el mayor valor (0,226 in) para agregarle el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,226 \text{ in} + 0,075 \text{ in} = 0,301 \text{ in} = 0,765 \text{ cm}$$

El espesor que se seleccionará comercialmente será el disponible inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{comercial}} = 0,314 \text{ in} = 0,8 \text{ cm}$$

Conocido el espesor de la faldilla, se está en disposición de calcular las dimensiones características de la cúpula mediante las ecuaciones **ecuaciones A.4.12, A.4.13 y A.4.14** del Anexo 4:

$$D_o = 6 \text{ m} + 2 \cdot (0,016) = 6,016 \text{ m}$$

$$L = D_o = 6,016 \text{ m} = 236,850 \text{ in}$$

$$r = D_o/10 = (6,016 \text{ m})/10 = 0,602 \text{ m} = 23,685 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o = 0,2 \cdot (6,016 \text{ m}) = 1,203 \text{ m}$$

Ahora que ya se dispone de las dimensiones características de la cúpula, se hallará el espesor de la misma. Para ello, se utilizará la siguiente ecuación:

$$t_{\text{tor}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D} \quad \mathbf{A.8.14}$$

donde M es un factor que depende de relación L/D<sub>0</sub> de la tapa según la ecuación **A.8.15**:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] \quad \mathbf{A.8.15}$$

Luego sustituyendo los valores conocidos, se tiene que:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{236,850 \text{ in}}{23,685 \text{ in}}} \right]$$

$$M = 1,54$$

Con lo cual ya es posible hallar el espesor de la cúpula:

$$t_{\text{tor}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{ psi} \cdot 236,850 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} - 0,2 \cdot 30 \text{ psi}}$$

$$t_{\text{tor}} = 0,349 \text{ in}$$

Sumándole el sobreespesor necesario debido a la corrosión:

$$t_{\text{tor}} = 0,349 + 0,075$$

$$t_{\text{tor}} = 0,424 \text{ in} = 1,077 \text{ cm}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior queda:

$$t_{\text{comercial}} = 0,472 \text{ in} = 1,2 \text{ cm}$$

#### **A.8.4. SOLERA**

El fondo del tanque de digestión será toriesférico, las razones de esta elección son las mismas que para el caso de la cubierta del reactor. Será también de tipo Klopper, por los mismos motivos mencionados en el apartado sobre el diseño de la cúpula.

Asimismo se recuerda que el fondo estará construido con una parte cilíndrica, denominada pestaña o faldilla, por la cual se realizará la soldadura de unión fondo-carcasa.

#### **Volumen**

Nuevamente, se empleará la ecuación **ecuación A.4.11**, presente en el Anexo 4:

$$V = 0,1 \cdot (6 \text{ m})^3 = 21,6 \text{ m}^3$$

Se recuerda que este volumen no es el volumen total de la tapa pues no incluye la altura de la faldilla.

#### **Presión de diseño**

La presión de diseño de la solera corresponderá a la inicial más la debida a la columna de líquido que alberga tanto la zona central del digestor como la propia solera.

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{inicial}} + P_{\text{líquido}}$$

donde

$$P_{\text{líquido}} = \frac{(V_{\text{relleno}} - V_{\text{real relleno}} + V_{\text{solera}}) \cdot \rho_{\text{ácidos grasos}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$

donde

$V_{\text{solera}}$  es el volumen completo de la solera, incluyendo el de la faldilla. Dado que aún no se tienen datos suficientes para calcular la altura de la faldilla, se le asignará el valor máximo que puede tomar, 100 mm, suponiendo el caso más desfavorable. Luego el volumen de la faldilla, sabiendo que tiene geometría cilíndrica, vendrá dado por:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot r^2 \cdot h \quad \mathbf{A.8.16}$$

Con lo cual, sustituyendo:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot (6 \text{ m})^2 \cdot 0,1 \text{ m} = 11,310 \text{ m}^3$$

Por lo que:

$$V_{\text{solera}} = 21,6 \text{ m}^3 + 11,310 \text{ m}^3 = 32,910 \text{ m}^3$$

Luego, sustituyendo los datos conocidos:

$$P_{\text{líquido}} = \frac{(61,728 \text{ m}^3 - 16,378 \text{ m}^3 + 32,910 \text{ m}^3) \cdot (1300 \text{ kg/m}^3) \cdot (9,81 \text{ N/kg})}{\pi \cdot \frac{(6 \text{ m})^2}{4}}$$

$$P_{\text{líquido}} = 35304,203 \text{ Pa} = 5,12 \text{ psi}$$

Luego

$$P_{\text{diseño}} = 30 \text{ psi} + 5,12 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 35,12 \text{ psi}$$

### Altura y Espesor

De la misma manera que se hizo en el caso de la cúpula, para realizar el diseño mecánico es necesario calcular las dimensiones de la solera, esto se hará mediante las expresiones **A.4.12**, **A.4.13** y **A.4.14**, presentes en el Anexo 4.

Asimismo, para determinar estas dimensiones características, se necesita el diámetro exterior de la faldilla, por lo que hay que determinar el espesor de la faldilla.

Se facilita una tabla resumen con los datos necesarios para el cálculo del espesor.

PRESIÓN DE DISEÑO [psi]	35,12
TEMPERATURA DE DISEÑO [°F]	131
CORROSIÓN MÁXIMA [in]	0,075
EFICIENCIA DE SOLDADURA	1
TENSIÓN MÁXIMA ADMISIBLE [psi]	15700
DIÁMETRO INTERIOR [in]	236,2205

**Tabla A.8.4.** Parámetros para el cálculo del espesor de la solera

Al igual que para la faldilla de la tapa del reactor, según el código ASME, concretamente la sección UW-13.1, el espesor de la faldilla se calcula como el de una envolvente cilíndrica sin soldaduras, lo cual implica que el valor de la eficiencia de soldadura es la unidad.

Aplicando los datos de **tabla A.8.4**, se obtiene lo siguiente:

- **Tensiones circunferenciales**

$$t_{\text{circ}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad \text{A.8.17}$$

Sustituyendo los datos conocidos:

$$t_{\text{circ}} = \frac{(35,12 \text{ psi}) \cdot (118,110 \text{ in})}{[(15700 \text{ psi}) \cdot 1 - 0,6 \cdot (35,12 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,265 \text{ in}$$

- **Tensiones longitudinales**

$$t_{\text{long}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P} \quad \mathbf{A.8.18}$$

Sustituyendo los datos conocidos se tiene que

$$t_{\text{circ}} = \frac{(35,12 \text{ psi}) \cdot (118,110 \text{ in})}{[2 \cdot (15700 \text{ psi}) \cdot 1 + 0,4 \cdot (35,12 \text{ psi})]}$$

$$t_{\text{circ}} = 0,132 \text{ in}$$

Vistos los resultados, se toma el mayor valor obtenido, es decir, el espesor necesario para soportar las tensiones circunferenciales, y se le suma el desgaste por corrosión

$$t = 0,265 \text{ in} + 0,075 \text{ in}$$

$$t = 0,34 \text{ in} = 0,864 \text{ cm}$$

Al igual que en el caso de la cúpula, el espesor de la faldilla se seleccionará comercialmente como el valor inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{comercial}} = 0,394 \text{ in} = 1 \text{ cm}$$

Ahora se está en disposición de calcular las dimensiones características de la cúpula mediante las **expresiones A.4.12, A.4.13 y A.4.14:**

$$D_o = 6 \text{ m} + 2 \cdot (0,01 \text{ m}) = 6,02 \text{ m}$$

$$L = D_o = 6,02 \text{ m} = 237,008 \text{ in}$$

$$r = D_o/10 = 0,602 \text{ m} = 23,701 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o = 1,204 \text{ m}$$

A partir de las dimensiones características de la solera se hallará el espesor de la misma. Se toma de nuevo la expresión que se encuentra en el código ASME para tapas toriesféricas

$$t_{\text{tor}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D} \quad \mathbf{A.8.19}$$

donde M es un factor que depende de relación L/D<sub>0</sub> de la tapa según la ecuación:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{L}{D_0}} \right]$$

Luego sustituyendo los valores conocidos, se tiene que:

$$M = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{237,008 \text{ in}}{23,701 \text{ in}}} \right]$$

$$M = 1,54$$

Con esto ya es posible hallar el espesor de la solera:

$$t_{\text{tor}} = \frac{1,54 \cdot 35,12 \text{ psi} \cdot 237,008 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 35,12 \text{ psi}}$$

$$t_{\text{tor}} = 0,408 \text{ in}$$

Sumándole el sobreespesor necesario debido a la corrosión:

$$t_{\text{tor}} = 0,408 \text{ in} + 0,075 \text{ in}$$

$$t_{\text{tor}} = 0,483 \text{ in} = 1,228 \text{ cm}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior se tiene que:

$$t_{\text{comercial}} = 0,551 \text{ in} = 1,4 \text{ cm}$$

### **DIMENSIONES DEFINITIVAS**

Al llevar a cabo el diseño de las tres zonas del digester, se han obtenido distintos valores para el espesor de pared necesario para resistir las tensiones bajo las cuales estará sometido el recipiente. Llegados a este punto es posible optar por tres alternativas diferentes:

- a) Construir todo el reactor con el mismo espesor de pared, que correspondería con el mayor de los tres valores obtenidos;
- b) Construir todo el reactor con el menor de los espesores obtenidos y se disponen anillos de tensión en las zonas que requieran de un espesor mayor;
- c) Construir cada región del reactor con el espesor obtenido para cada una de ellas y se emplean soldaduras “especiales” para llevar a cabo las uniones

Por razones de seguridad se opta por la primera de las alternativas. Según esto, el espesor con el que se construiría todo el reactor sería el obtenido para la parte central, es decir, 0,709 in (1,8 cm).

Será necesario por tanto recalcular las dimensiones de la cúpula y la solera, aplicando este nuevo valor del espesor de pared. Una vez halladas dichas dimensiones, habrá que comprobar que el espesor de la cúpula es menor que el seleccionado para construir toda la unidad.

Haciendo uso de las **expresiones A.4.12, A.4.13 y A.4.14**, presentes en el **Anexo 4**, se obtienen las dimensiones características de la cúpula y la solera:

$$D_0 = 7 + 2 \cdot 0,018 = 7,036 \text{ m} = 277,008 \text{ in}$$

$$L = D_0 = 7,036 \text{ m}$$

$$r = D_0/10 = 0,704 \text{ m} = 27,70 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_0 = 1,407 \text{ m}$$

El siguiente paso consiste en aplicar la **ecuación A.8.19** para obtener el espesor de la cúpula:

El factor M tendrá el mismo valor que antes puesto que la relación L/r sigue siendo la misma, es decir,  $M = 1,54$ .

- Cúpula

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{ psi} \cdot 277,008 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 30 \text{ psi}}$$

$$t_{p \text{ int}} = 0,408 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,408 \text{ in} + 0,075 \text{ in}$$

$$t = 0,483 \text{ in} = 1,226 \text{ cm}$$

- Solera

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 35,12 \text{ psi} \cdot 277,008 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 1 - 0,2 \cdot 35,12 \text{ psi}}$$

$$t_{p \text{ int}} = 0,447 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,447 \text{ in} + 0,075 \text{ in}$$

$$t = 0,552 \text{ in} = 1,402 \text{ cm}$$

### **COMPROBACIÓN**

$$t_{\text{zona central}} = 0,709 \text{ in}$$

$$t_{\text{cúpula}} = 0,483 \text{ in}$$

$$t_{\text{solera}} = 0,552 \text{ in}$$

Se verifica que el espesor seleccionado es mayor que el obtenido para la cúpula y solera del digestor.

### **COMPROBACIÓN DEL ESPESOR MÍNIMO**

$$t_{\text{obtenido}} = 0,709 \text{ in} = 1,8 \text{ cm}$$

$$t_{\text{mínimo}} = 0,271 \text{ in} = 0,691 \text{ cm}$$

El espesor seleccionado para construir todo el digestor es mayor que el mínimo exigido que se calculó al inicio del dimensionamiento.

Una vez halladas las dimensiones definitivas del recipiente, es posible calcular la altura de la faldilla. En general, esta altura no debe ser menor que el mayor de los siguientes valores:

$$h \geq 0,3\sqrt{D_0 t_f}$$

$$h \geq 0,3 \cdot t_f$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Con un valor máximo de 100 mm y siendo  $D_0$  el diámetro exterior de la carcasa (medido en mm) y  $t_f$  el espesor de la pared del fondo (medido en mm). Sustituyendo los valores conocidos se tiene que

$$h \geq 106,763 \text{ mm}$$

$$h \geq 5,4 \text{ mm}$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

El valor máximo obtenido corresponde con una altura de la faldilla igual a 106,763 mm. Dado que el valor máximo que puede tomar la altura de la faldilla es 100 mm, se considerará este valor.

Finalmente, es posible determinar ya la altura definitiva de la cúpula y la solera, conociendo la altura de la faldilla:

$$h_{\text{cúpula}} = 1,407 \text{ m} + 0,1 \text{ m} = 1,507 \text{ m}$$

$$h_{\text{solera}} = 1,407 \text{ m} + 0,1 \text{ m} = 1,507 \text{ m}$$

Luego aplicando la ecuación del volumen de un cilindro, se puede hallar el volumen de la faldilla:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot r^2 \cdot h = \pi \cdot (3 \text{ m})^2 \cdot (0,1 \text{ m}) = 2,827 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, los volúmenes definitivos de la cúpula y de la solera serán:

$$V_{\text{cúpula}} = 21,6 \text{ m}^3 + 2,827 \text{ m}^3 = 24,427 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{solera}} = 21,6 \text{ m}^3 + 2,827 \text{ m}^3 = 24,427 \text{ m}^3$$

## **ANEXO 9 – GASÓMETROS**

### **A.9.1. GASÓMETRO – 1 (Almacenamiento de Hidrógeno)**

En el digestor acidogénico se produce una corriente gaseosa compuesta por H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, la cual se hace pasar a través de una columna de absorción con el objetivo de purificar el hidrógeno. Dicho hidrógeno se almacenará en el gasómetro 1 para posteriormente proceder a su venta.

Dado que el hidrógeno procede de una unidad en la que se trabaja a altas presiones, la columna de absorción, se trabajará con altas presiones también en el gasómetro, para así reducir el volumen de la unidad y, por consiguiente, su coste.

Considerando que el gasómetro se descargará una vez al día para proceder a la venta del hidrógeno, a la hora del dimensionamiento se deberá prever una capacidad de almacenamiento para 24 horas de producción, es decir, del 100% de la producción diaria, lo cual supone

$$(A)_{\text{total}} = 26,10 \text{ m}^3/\text{h} = 626,4 \text{ m}^3/\text{día}$$

Entonces, el volumen del gasómetro será igual a

$$PV = P'V' \quad (T = \text{cte})$$

$$V' = (626,4 \text{ m}^3) \cdot (80 \text{ atm}) / (80 \text{ atm})$$

$$V' = 626,4 \text{ m}^3$$

El volumen definitivo del gasómetro se selecciona comercialmente como el inmediatamente superior al calculado. En este caso, el volumen que corresponde es igual a 780 m<sup>3</sup> (ver catálogos en el Anexo 13).

### **A.9.2. GASÓMETRO – 2 (Almacenamiento de biogás)**

En el reactor metanogénico se produce una corriente gaseosa compuesta por CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>, principalmente, la cual se destina a mejorar la agitación del sistema.

Dado que el biogás procede de una unidad en la que se trabaja a baja presión, el filtro anaerobio, se trabajará con bajas presiones también en el gasómetro, para así evitar problemas de funcionamiento de la unidad debido a los cambios de presión.

Según la bibliografía [Hdez. Muñoz, 2001], el gasómetro debe permitir almacenar del 25 al 100% de la producción media diaria de gas. Teniendo esto en cuenta, se dimensionará la unidad para almacenar la producción de biogás durante 6 horas, es decir, con una capacidad de almacenamiento del 25% de la producción diaria.

Entonces, el volumen del gasómetro será

$$P_{\text{biogás}} = 13,08 \text{ m}^3/\text{h} = 313,92 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$V = 313,92 \text{ m}^3/\text{día} \cdot 0,25$$

$$V = 78,48 \text{ m}^3$$

El volumen definitivo del gasómetro se selecciona comercialmente como el inmediatamente superior al calculado. En este caso, el volumen que corresponde es igual a 100 m<sup>3</sup>(ver catálogos en el Anexo 12).

## ANEXO 10. DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS DEL PROCESO

### A.10.1. DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS

El sistema de tuberías de la planta está estructurado en diversas líneas de trasvase de fluidos, cada una de las cuales está formada por tramos de conducción que conectan los equipos con los dispositivos de impulsión, así como con los accesorios y demás equipos.

Las líneas consideradas se enumeran en la siguiente tabla:

LÍNEA	DESCRIPCIÓN	CONDUCCIÓN	DESCRIPCIÓN
1	Transporte de agua corriente desde su origen en planta hasta el intercambiador de calor	1	Tramo que va desde la conexión de agua de red hasta la entrada al intercambiador de calor
2	Transporte de agua desde la salida del intercambiador hasta su salida de la planta	2	Tramo que va desde la salida del intercambiador de calor hasta su salida de la planta
3	Transporte de melazas desde la planta al intercambiador de calor	3	Tramo que va desde la planta de producción de azúcar hasta el intercambiador
4	Transporte de melazas desde el intercambiador hasta el digestor acidogénico	4	Tramo que va desde el intercambiador de calor hasta la bomba nº 1
		5	Tramo que va desde la bomba nº 1 hasta el digestor acidogénico
5	Transporte de gases producidos en el digestor acidogénico hasta la columna de absorción	6	Tramo que va desde el digestor hasta el turbocompresor
		7	Tramo que va desde el turbocompresor hasta la columna de absorción
6	Transporte de las melazas parcialmente digeridas del digestor acidogénico al metanogénico	8	Tramo que va desde el digestor acidogénico hasta la bomba nº2
		9	Tramo que va desde la bomba nº2 hasta el

			digestor metanogénico
7	Trasvase de la DEA pobre del tanque de almacenamiento a la columna de absorción	10	Tramo que va desde el tanque de almacenamiento hasta la bomba nº3
		11	Tramo que va desde la bomba nº3 hasta la columna de absorción
8	Salida de la DEA rica de la columna de absorción	12	Tramo que conduce a la DEA rica a la columna recuperadora
9	Conducción del hidrógeno purificado desde la columna de absorción al gasómetro nº1	13	Tramo que va desde la columna de absorción hasta el gasómetro nº1
10	Trasvase del biogás del digestor metanogénico al gasómetro nº2	14	Tramo que va desde el digestor metanogénico hasta el gasómetro nº2
11	Salida del residuo del digestor metanogénico al colector de la red de saneamiento	15	Tramo que corresponde a la salida del residuo digerido de la planta hacia la red de saneamiento
12	Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores del digestor metanogénico	16	Tramo que va desde el gasómetro hasta la soplante
		17	Tramo que va desde la soplante hasta la tubería de distribución del biogás en el interior del reactor

**Tabla A.10.1:** Descripción de las líneas de trasvase de fluidos y las conducciones que integran el proceso

El diseño del sistema de tuberías se divide en las siguientes fases:

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

Para ello se impone una velocidad de circulación al fluido, tomada de la **tabla A.12.14**, del **Anexo 12**, donde se recogen velocidades medias de circulación recomendadas para distintos fluidos.

En función del caudal del fluido y la velocidad de circulación impuesta, se obtiene el diámetro interior de la tubería, mediante la siguiente ecuación:

$$Q = v \cdot S = v \cdot \pi \cdot r^2 = v \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4} \quad \mathbf{A.10.1}$$

donde

Q: caudal volumétrico del fluido (m<sup>3</sup>/s)

v: velocidad de circulación (m/s)

S: sección de paso de la conducción (m<sup>2</sup>)

D: diámetro interno de la conducción

de donde

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad \mathbf{A.10.2}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Para ello se hace uso de la **tabla A.12.17**, del Anexo 12, que recoge los distintos diámetros nominales existentes para las conducciones comerciales, de forma que a cada uno de ellos le corresponde únicamente un diámetro exterior.

Se selecciona como diámetro exterior el inmediatamente superior al que le corresponda al diámetro interior calculado en la fase – 1. Éste será el diámetro exterior definitivo de la tubería.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El código ASME B31.3 facilita la siguiente expresión para la obtención del espesor mínimo de la tubería que se requiere por presión:

$$t = \frac{P_D \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} \quad \mathbf{A.10.3}$$

Teniendo en cuenta el sobreespesor por corrosión y la tolerancia de fabricación, la ecuación queda tal que:

$$t = \left( \frac{P_D \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{M}{100}} \quad \mathbf{A.10.4}$$

donde

$P_D$ : presión de diseño

$D_0$ : diámetro externo de la tubería

$S$ : máxima tensión admisible del material a la temperatura de trabajo

$E$ : eficiencia de soldadura

$Y$ : coeficiente que depende del material de la conducción y de la temperatura de diseño

$C$ : margen por corrosión

$M$ : tolerancia de fabricación

Para calcular el espesor mínimo requerido, es necesario conocer las variables que componen la ecuación  $Y$ , las cuales se enumeran a continuación:

#### **Presión de diseño**

Para cada línea de circulación de fluido, se establece la presión diseño como un 10% más de la presión máxima de operación a la que encontrará sometido dicho fluido.

#### **Máxima tensión admisible (S)**

Esta variable depende del material y de la temperatura de operación de la línea, con lo cual se especificará en cada caso. En cuanto a la temperatura de diseño se considera siempre la temperatura de operación de las dos unidades de reacción, ya que es la temperatura más alta que tendrán las melazas durante el proceso (35 °C), por tanto, 308 K.

#### **Eficiencia de soldadura (E)**

Se considera que las conducciones son tuberías sin costura, a las que les corresponde una eficiencia de soldadura igual a la unidad.

### **Coeficiente Y**

El valor del factor Y viene determinado en función del tipo de material y la temperatura de operación en la **tabla A.12.15**, presente en el Anexo 12. En el caso del presente Proyecto, las tuberías que integran el proceso están construidas en acero, y la máxima temperatura a la que están expuestas es de 308 K, tal y como ya se ha mencionado anteriormente. Por lo tanto, al coeficiente Y le corresponde un valor de 0,4.

### **Margen por corrosión (C)**

Al igual que se consideró a la hora del dimensionamiento de las unidades principales del proceso, en el diseño del sistema de tuberías la determinación del margen por corrosión se estimará asumiendo que es función tanto del tiempo de vida de servicio deseado, así como del desgaste anual previsto.

Se impondrá un tiempo de vida deseado de 15 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in. Por lo tanto, C será igual a 0,075 in.

### **Tolerancia de fabricación (M)**

Para el espesor de todas las tuberías de la planta, fabricadas sin costura, se admite una tolerancia de fabricación de -12,5%, lo cual quiere decir que en realidad la tubería puede tener un 12,5% menos de espesor. Luego  $M = 12,5$ .

### **Fase – 4: Cálculo del espesor comercial.**

Una vez obtenido el espesor mínimo requerido por presión, se acude a la **tabla A.12.17**, en la cual se muestra que cada diámetro exterior tiene asociado una serie de espesores y diámetros interiores. Se admitirá como válido el valor inmediatamente superior al obtenido para el espesor.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

Fijados el diámetro exterior y el espesor de la tubería, queda asignado el diámetro interior, lo cual permite hallar la velocidad real que lleva el fluido a su paso por la conducción. Para ello, se recurre a la **ecuación A.10.1:**

$$Q = v \cdot S = v \cdot \pi \cdot r^2 = v \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}$$

de donde

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2} \quad \text{A.10.5}$$

donde todas las variables han sido concretadas anteriormente.

Una vez establecida la mecánica de cálculo, procederemos a aplicarla para cada línea de transporte de fluidos, no sin antes aclarar que, en una misma línea, cuando dos o más conducciones están construidas del mismo material y trabajan en las mismas condiciones, se admitirán los mismos valores característicos para dichas conducciones, es decir, tendrán iguales diámetros exterior e interior e igual espesor.

La siguiente tabla muestra algunos datos de partida del proceso, que serán necesarios para llevar a cabo los cálculos:

LÍNEA	CONDUCCIÓN	SUSTANCIA	MATERIAL	S [psi]	CAUDAL [m <sup>3</sup> /s]	P <sub>D</sub> [psi]
1	1	Agua fría	SA-53B	17100	$9,51 \cdot 10^{-4}$	31,181
2	2	Agua caliente	SA-53B	17100	$9,51 \cdot 10^{-4}$	31,181
3	3	Melazas calientes	SA-53B	17100	$7,32 \cdot 10^{-4}$	31,181
4	4 y 5	Melazas frías	SA-53B	17100	$7,32 \cdot 10^{-4}$	31,181
5	6 y 7	Hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrido (g)	SA-372G	34300	0,013	1320,606
6	8 y 9	Melazas parcialmente digeridas	SA-268	20600	$7,32 \cdot 10^{-4}$	39,923
7	10 y 11	DEA pobre	SA-304	20000	$1,28 \cdot 10^{-4}$	1320,606
8	12	DEA rica	SA-304	20000	$1,28 \cdot 10^{-4}$	1320,606
9	13	Hidrógeno(g)	SA-372G	34300	$7,2 \cdot 10^{-3}$	1320,606
10	14	Biogás (g)	AISI 316	20000	$3,63 \cdot 10^{-3}$	39,923
11	15	Residuo final	SA-53B	17100	$7,32 \cdot 10^{-4}$	39,923
12	16 y 17	Biogás (g)	AISI 316	20000	$5,81 \cdot 10^{-3}$	39,923

**Tabla A.10.2:** Datos de partida para el diseño del sistema de tuberías

**LÍNEA 1: Tramo de entrada de agua a la planta hasta el intercambiador de calor (conducción 1)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

El primer paso para estimar el diámetro interior de la conducción en estudio consiste en imponer una velocidad de circulación al fluido. Asumiendo como válida la aproximación del fluido al agua en servicios normales, se tiene que la velocidad de flujo está dentro del rango comprendido entre 1,2 y 1,8 m/s. Puesto que en esta conducción circula agua, se ha supuesto una velocidad de circulación de la misma de 1,8 m/s por razones económicas (ver **tabla A.12.14**).

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que:

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (9,51 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (1,8 \frac{m}{s})}}$$
$$D_{int} = 0,0259 \text{ m} = 1,021 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,315 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-53B, con un S = 17100 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(31,181 \text{ psi}) \cdot (1,315 \text{ in})}{2 \cdot (17100 \text{ psi} \cdot 1 + 31,181 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{\min} = 0,0864 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 10S, es de 0,109 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 1,097 in (0,0279 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$V = \frac{4 \cdot (9,51 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0279 \text{ m})^2}$$

$$v = 1,556 \text{ m/s}$$

## **LÍNEA 2: Transporte de agua desde la salida del intercambiador hasta su salida de la planta (conducción 2)**

El fluido, material de construcción y caudal que circula por esta conducción es semejante que en el caso de la línea 1, por lo que los cálculos y dimensiones de ambas conducciones son idénticas.

$$D_{\text{ext}} = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$t_{\text{comercial}} = 0,109 \text{ in} = 0,0028 \text{ m}$$

$$D_{\text{int}} = 1,097 \text{ in} = 0,0279 \text{ m}$$

$$V = 1,556 \frac{m}{s}$$

**LÍNEA 3: Transporte de melazas desde la planta al intercambiador de calor (conducción 3)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

En este caso, el valor de la velocidad de circulación de las melazas por la tubería se ha considerado 1,2 m/s, el valor inferior del intervalo puesto que las melazas contienen sólidos en suspensión.

El caudal de melazas es semejante al caudal de agua supuesto para el diseño del intercambiador de calor, es decir un caudal volumétrico de  $7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s}$ .

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que:

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (1,2 \frac{m}{s})}}$$
$$D_{int} = 0,0279 \text{ m} = 1,097 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,315 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-53B, con un S = 17100 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(31,181 \text{ psi}) \cdot (1,315 \text{ in})}{2 \cdot (17100 \text{ psi} \cdot 1 + 31,181 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$
$$t_{min} = 0,0871 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 10S, es de 0,109 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 1,097 in (0,027864 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$V = \frac{4 \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0279 \text{ m})^2}$$

$$v = 1,20 \text{ m/s}$$

**LÍNEA 4: Transporte de melazas desde la salida del intercambiador de calor hasta su entrada al reactor acidogénico (conducciones 4 y 5)**

El fluido, material de construcción y caudal que circula por esta conducción es semejante que en el caso de la línea 3, por lo que las dimensiones de las conducciones 4 y 5 son idénticas.

$$D_{\text{ext}} = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$t_{\text{comercial}} = 0,109 \text{ in} = 0,0277 \text{ m}$$

$$D_{\text{int}} = 1,097 \text{ in} = 0,0279 \text{ m}$$

$$V = 1,20 \frac{m}{s}$$

**LÍNEA 5: Transporte de gases producidos en el digestor acidogénico hasta la columna de absorción (conducciones 6 y 7)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

En este caso, el fluido que fluye por las conducciones es el gas generado en el reactor, el cual se compone de hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico. El caudal de gases en este caso es de  $0,013 \frac{m^3}{s}$ .

Se ha considerado que el fluido que circula por la conducción es hidrógeno, puesto que es el gas que existe en mayor proporción. La velocidad de circulación para el hidrógeno, según la **tabla A.12.14** es de  $20 \frac{m}{s}$ , por lo que inicialmente se considera esa velocidad.

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que:

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (0,013 \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (20 \frac{m}{s})}}$$

$$D_{int} = 0,0288 \text{ m} = 1,334 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,660 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-372G, con un  $S = 34300$  psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(1320,606 \text{ psi}) \cdot (1,66 \text{ in})}{2 \cdot (34300 \text{ psi} \cdot 1 + 1320,606 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,164 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 80S, es de 0,191 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 1,278 in (0,0325 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$v = \frac{4 \cdot (0,013 \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0325 \text{ m})^2}$$

$$v = 15,71 \text{ m/s}$$

**LÍNEA 6: Transporte de las melazas parcialmente digeridas del digestor acidogénico al metanogénico (conducciones 8 y 9)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

Se recurre a la **tabla A.12.14**, que como se ha comentado anteriormente, aconseja un intervalo de velocidad de circulación comprendido entre 1,2 y 1,8 para el agua en servicios normales. Dado que se trata de un líquido con sólidos en suspensión, se considera más adecuado tomar el límite inferior del intervalo por razones de seguridad y fiabilidad en el diseño. Luego  $v = 1,2 \text{ m/s}$ .

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que:

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (1,2 \frac{m}{s})}}$$
$$D_{int} = 0,279 \text{ m} = 1,098 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,66 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-268, con un  $S = 20600 \text{ psi}$ , luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(39,923 \text{ psi}) \cdot (1,66 \text{ in})}{2 \cdot (20600 \text{ psi} \cdot 1 + 39,923 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,0876 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 10S, es de 0,109 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 1,097 in (0,0279 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$V = \frac{4 \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0279 \text{ m})^2}$$

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

**LÍNEA 7: Tránsito de la DEA pobre del tanque de almacenamiento a la columna de absorción (conducciones 10 y 11)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

En el caso de la DEA también se asume una aproximación al comportamiento del agua en servicios normales, pero en esta ocasión, al no contener sólidos en suspensión, se tomará el mayor del intervalo por razones económicas.

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,28 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (1,8 \frac{m}{s})}}$$
$$D_{int} = 0,0095 \text{ m} = 0,374 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 0,675 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-304, con un S = 20000 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(1320,606 \text{ psi}) \cdot (0,675 \text{ in})}{2 \cdot (20000 \text{ psi} \cdot 1 + 1320,606 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,110 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 80S, es de 0,126 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 0,423 in (0,0107 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$V = \frac{4 \cdot (1,28 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0107 \text{ m})^2}$$

$$v = 1,423 \text{ m/s}$$

#### **LÍNEA 8: Salida de la DEA rica de la columna de absorción (conducción 12)**

El fluido, material de construcción y caudal que circula por esta conducción es semejante que en el caso de la línea 7, por lo que las dimensiones de las conducciones 10 y 11 son idénticas.

$$D_{\text{ext}} = 0,675 \text{ in} = 0,017 \text{ m}$$

$$t_{\text{comercial}} = 0,126 \text{ in} = 0,0032 \text{ m}$$

$$D_{\text{int}} = 0,423 \text{ in} = 0,0107 \text{ m}$$

$$V = 1,423 \frac{m}{s}$$

**LÍNEA 9: Conducción del hidrógeno purificado desde la columna de absorción al gasómetro nº1 (conducción 13)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

En este caso se toma de la **tabla A.12.14**, presente en el Anexo 12, el valor de velocidad recomendada para el hidrógeno.

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (7,2 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (21 \frac{m}{s})}}$$
$$D_{int} = 0,0209 \text{ m} = 0,823 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,05 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-372G, con un S = 34300 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(1320,606 \text{ psi}) \cdot (1,05 \text{ in})}{2 \cdot (34300 \text{ psi} \cdot 1 + 1320,606 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,109 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 40S, es de 0,113 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 0,824 in (0,0209 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$v = \frac{4 \cdot (7,2 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0209 \text{ m})^2}$$

$$v = 20,987 \text{ m/s}$$

**LÍNEA 10: Traslase del biogás del digestor metanogénico al gasómetro nº2 (conducción 14)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

En este caso se asume la aproximación del biogás al gas natural y se toma de la **tabla A.12.14**, presente en el **Anexo 12**, el valor de velocidad recomendada para tal sustancia.

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (3,63 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (30 \frac{m}{s})}}$$
$$D_{int} = 0,0124 \text{ m} = 0,489 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 0,675 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero AISI-316, con un S = 20000 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(39,922 \text{ psi}) \cdot (0,675 \text{ in})}{2 \cdot (20000 \text{ psi} \cdot 1 + 39,922 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,086 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 40S, es de 0,091 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 0,493 in (0,013 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$v = \frac{4 \cdot (3,63 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,013 \text{ m})^2}$$

$$v = 29,476 \text{ m/s}$$

**LÍNEA 11: Salida del residuo del digester metanogénico al colector de la red de saneamiento (conducción 15)**

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

El primer paso para estimar el diámetro interior de la conducción en estudio consiste en imponer una velocidad de circulación al fluido. Para ello se recurre a la **tabla A.12.14**. Se considerará el valor mayor del intervalo de dicha tabla (1,2-1,8) por razones económicas. Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (1,8 \frac{m}{s})}}$$

$$D_{int} = 0,0227 \text{ m} = 0,894 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,315 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero SA-53B, con un S = 17100 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(39,922 \text{ psi}) \cdot (1,315 \text{ in})}{2 \cdot (17100 \text{ psi} \cdot 1 + 39,922 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,0875 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 10S, es de 0,109 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 1,097 in (0,0279 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$v = \frac{4 \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0279 \text{ m})^2}$$

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

## LÍNEA 12: Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores del digester metanogénico (conducciones 16 y 17)

**Fase – 1:** Estimación del diámetro interior de la conducción.

Aproximando la naturaleza y comportamiento del biogás al gas natural, se toma de la **tabla A.12.14**, presente en el **Anexo 12**, el valor de velocidad de circulación recomendada para tal sustancia.

Sustituyendo en la **ecuación A.10.2** los datos proporcionados por la **tabla A.10.2** se tiene que

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot (5,81 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (30 \frac{m}{s})}}$$

$$D_{int} = 0,0163 \text{ m} = 0,642 \text{ in}$$

**Fase – 2:** Determinación del diámetro exterior de la tubería.

Según la **tabla A.12.17**, al diámetro interior obtenido le corresponde un diámetro exterior de 1,05 in.

**Fase – 3:** Cálculo del espesor.

El material seleccionado para esta línea es acero AISI-316, con un S = 20000 psi, luego sustituyendo en la **ecuación A.10.4**:

$$t_{min} = \left( \frac{(39,922 \text{ psi}) \cdot (1,05 \text{ in})}{2 \cdot (20000 \text{ psi} \cdot 1 + 39,922 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}}$$

$$t_{min} = 0,087 \text{ in}$$

**Fase – 4:** Cálculo del espesor comercial.

Según la **tabla A.12.17**, el espesor comercial correspondiente, considerando un Schedule 40S, es de 0,109 in.

**Fase – 5:** Obtención de la velocidad real del fluido.

El diámetro interior que corresponde según la **tabla A.12.17** es de 0,622 in (0,0158 m).

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.5**, se tiene que

$$v = \frac{4 \cdot (5,81 \frac{m^3}{s})}{\pi \cdot (0,0158 m)^2}$$

$$v = 29,63 \text{ m/s}$$

A continuación se muestra una tabla resumen en la que se incluyen los diámetros nominales para cada una de las conducciones de la instalación.

LÍNEA	Fluido	Ønom [in]	Ø ext [in]	Espesor [m]	Velocidad [m/s]
1	Agua fría	1	1,315	0,109	1,556
2	Agua caliente	1	1,315	0,109	1,556
3	Melazas frías	1	1,315	0,109	1,20
4	Melazas calientes	1	1,315	0,109	1,20
5	Hidrógeno, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico (g)	1 ¼	1,66	0,191	15,71
6	Melazas parcialmente digeridas	1 ¼	1,66	0,109	1,2
7	DEA pobre	3/8	0,675	0,126	1,423
8	DEA rica	3/8	0,675	0,126	1,423
9	Hidrógeno (g)	¾	1,05	0,113	20,987
10	Biogás (g)	3/8	0,675	0,091	29,476
11	Residuo final	1	1,315	0,109	1,2
12	Biogás (g)	¾	1,05	0,109	29,63

**Tabla A.10.3:** Resumen de los datos obtenidos en el diseño de las tuberías del proceso

### A.10.2. PÉRDIDAS DE CARGA

A continuación se procede a determinar la pérdida de carga que se produce en cada línea de proceso. Para determinarlas, se hace uso de la fórmula de Darcy-Weisbach para tramos de tuberías rectas:

$$h_{f-tubería} = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \text{A.10.6}$$

donde:

$h_f$  : pérdida de carga [m]

4f: factor de fricción de Darcy (adimensional)

L: longitud de la tubería [m]

D: diámetro interior de la tubería [m]

v: velocidad del fluido [m/s]

g: aceleración de la gravedad [m/s<sup>2</sup>]

La mecánica de cálculo seguida es la siguiente:

#### Fase 1 - Cálculo de la rugosidad relativa

Para ello se hace uso de la **figura A.12.3**, presente en el Anexo 12, a partir del diámetro y el material de la tubería por la que circula el fluido.

#### Fase 2 – Determinación del factor de Darcy

En este caso es necesario recurrir al diagrama de Moody, en la **figura A.12.4** presente en el Anexo 12, a partir del número de Reynolds,  $Re$ , y la rugosidad relativa,  $\epsilon/D$ , hallada en la etapa anterior.

La expresión del número de Reynolds es la siguiente:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad \mathbf{A.10.7}$$

donde:

$\mu$ : viscosidad del fluido [N·s/m<sup>2</sup>]

$\rho$ : densidad del fluido [kg/m<sup>3</sup>]

La velocidad,  $v$ , y el diámetro interior,  $D$ , ya fueron calculados al inicio del presente Anexo.

### Fase 3 – Pérdida de carga en accesorios

Para llevar a cabo el cálculo de las pérdidas de carga debida a los accesorios presentes en las tuberías, se hace uso del concepto de longitud equivalente. Se trata de encontrar la longitud de tramo recto de tubería de igual diámetro que el accesorio, que representa la misma pérdida de carga para el fluido que el propio accesorio. De esta manera se considera el accesorio como si fuera un tramo de tubería, siendo, por tanto, la expresión a utilizar la **Ecuación A.10.8**:

$$h_{f-\text{accesorio}} = (4f) \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \mathbf{A.10.8}$$

donde

$L_{eq}$ : longitud equivalente [m]

Este parámetro se determina mediante la **figura A.12.5** presente en el Anexo 12, o en caso de que el accesorio no apareciera en dicha figura, se emplearía la **tabla A.12.18**, del mismo anexo, y por supuesto con el diámetro de la tubería.

Por tanto, para hallar las pérdidas de carga globales, se pueden unificar las dos ecuaciones en una sola:

$$h_f = (4f) \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \text{A.10.9}$$

Una vez explicada la sistemática de cálculo a seguir, se aplicará a cada una de las líneas que conforman el sistema de depuración.

A continuación se presentan tablas que muestran los principales datos que serán necesarios para llevar a cabo el diseño:

Fluido	$\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]	$\mu$ [N·s/m <sup>2</sup> ]
Agua caliente	990,6	$5,5 \cdot 10^{-4}$
Agua fría	999	$8,5 \cdot 10^{-4}$
Melazas	1300	0,5
Hidrógeno	0,0838	$9 \cdot 10^{-6}$
Dióxido de carbono	1,99	$1,5 \cdot 10^{-5}$
Ácido sulfhídrico	1,43	$1,3 \cdot 10^{-5}$
Metano	0,6876	$10^{-5}$
Gas amargo	0,915259	0,000011
Biogás	1,14344	0,000012
DEA	1097	0,0003

**Tabla A.10.4:** Datos iniciales para el diseño de equipos de impulsión de fluidos

**Fuente:** Perry et al, 2001

LÍNEA	D [m]	L [m]	SUSTANCIA	CAUDAL [m <sup>3</sup> /s]	ACCESORIOS
1	0,0279	7	Agua fría	$9,51 \cdot 10^{-4}$	2 codos de 90° válvula de asiento
2	0,0279	5	Agua caliente	$9,51 \cdot 10^{-4}$	2 codos de 90°
3	0,0279	5	Melazas caliente	$7,32 \cdot 10^{-4}$	2 codos de 90°
4	0,0279	5	Melazas frías	$7,32 \cdot 10^{-4}$	3 codos de 90°
5	0,0325	13	H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S	0,013	4 codos de 90° válvula de mariposa
6	0,0279	9	Melazas parcialmente digeridas	$7,32 \cdot 10^{-4}$	3 codos de 90° válvula de asiento
7	0,0107	6	DEA pobre	$1,28 \cdot 10^{-4}$	3 codos de 90° válvula de asiento
8	0,0107	6	DEA rica	$1,28 \cdot 10^{-4}$	1 codo de 90° 1 válvula de asiento
9	0,0209	50	Hidrógeno (g)	$7,20 \cdot 10^{-3}$	4 codos de 90°
10	0,0158	30	Biogás (g)	$3,63 \cdot 10^{-3}$	4 codos de 90°
11	0,0279	7	Residuo final	$7,32 \cdot 10^{-4}$	1 válvula de retención
12	0,0158	28	Biogás (g)	$5,81 \cdot 10^{-3}$	2 codos de 90° válvula de mariposa

**Tabla A.10.5:** Datos iniciales para determinar las pérdidas de carga

### LÍNEA 1: Tramo de entrada de agua a la planta hasta el intercambiador de calor (conducción 1)

#### Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa

Como ya se detalló anteriormente, para calcular la rugosidad relativa es necesario conocer el diámetro de la tubería y el material del que está construida. Tal y como figura en la **tabla A.10.5**, el diámetro de la tubería es de aproximadamente 0,028 m, y al igual que todas las conducciones del sistema, está construida en acero comercial.

Según la **figura A.12.3** presente en el Anexo 12, para estas condiciones concretas, la rugosidad relativa adquiere un valor de 0,0018.

#### Fase – 2: Determinación del factor de Darcy

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , se requiere conocer tanto la rugosidad relativa como el valor del número de Reynolds,  $Re$ , para el caso en estudio. La rugosidad relativa se ha calculado en la fase 1, y el número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4** y **A.10.5** en la **ecuación A.10.7**:

$$Re = \frac{\left(999 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,556 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,028 m)}{8,5 \cdot 10^{-4} \frac{N \cdot s}{m^2}} = 51337$$

La **figura A.12.4** presente en el Anexo 12 muestra que para este  $Re$  y la rugosidad relativa hallada anteriormente, el factor de Darcy adquiere un valor de aproximadamente 0,024.

#### Fase – 3: Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 2 codos de 90° y una válvula de asiento completamente abierta. Según la **figura A.12.5** del **Anexo 12**, estos accesorios representan longitud equivalente de 1,4, 1,5 y 10 m respectivamente, luego la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 2 \cdot (0,7 \text{ m}) + 10 \text{ m}$$

$$L_{eq} = 11,4 \text{ m}$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,024) \cdot \frac{7 \text{ m} + 11,4 \text{ m}}{0,028 \text{ m}} \cdot \frac{(1,556 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 1,956 \text{ m}$$

## **LÍNEA 2: Transporte de agua desde la salida del intercambiador hasta su salida de la planta (conducción 2)**

### **Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa**

Tal y como figura en la **tabla A.10.5**, el diámetro de la tubería es de aproximadamente 0,028 m, y al igual que todas las conducciones del sistema, está construida en acero comercial.

Según la **figura A.12.3** presente en el Anexo 12, para estas condiciones concretas, la rugosidad relativa adquiere un valor de 0,0018.

### **Fase – 2: Determinación del factor de Darcy**

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , se requiere conocer tanto la rugosidad relativa como el valor del número de Reynolds,  $Re$ , para el caso en estudio. La rugosidad relativa se ha calculado en la fase 1, y el número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4** y **A.10.5** en la **ecuación A.10.7**:

$$Re = \frac{\left(990,6 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,556 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,028 m)}{5,5 \cdot 10^{-4} \frac{N \cdot s}{m^2}} = 78672$$

La **figura A.12.4** presente en el Anexo 12 muestra que para este  $Re$  y la rugosidad relativa hallada anteriormente, el factor de Darcy adquiere un valor de aproximadamente 0,016.

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 2 codos de 90°. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan longitud equivalente de 0,7 y 0,4 m respectivamente, luego la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 2 \cdot (0,7 \text{ m})$$

$$L_{eq} = 1,4 \text{ m}$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,026) \cdot \frac{5 \text{ m} + 1,4 \text{ m}}{0,028 \text{ m}} \cdot \frac{(1,556 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 0,737 \text{ m}$$

### LÍNEA 3: Transporte de melazas desde la planta al intercambiador de calor (conducción 3)

#### Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa

Tal y como figura en la **tabla A.10.5**, el diámetro de la tubería es de aproximadamente 0,028 m, y está construida en acero comercial.

Según la **figura A.12.3** presente en el Anexo 12, para estas condiciones concretas, la rugosidad relativa adquiere un valor de 0,0018.

#### Fase – 2: Determinación del factor de Darcy

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , se requiere conocer tanto la rugosidad relativa como el valor del número de Reynolds,  $Re$ , para el caso en estudio. La rugosidad relativa se ha calculado en la fase 1, y el número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4** y **A.10.5** en la **ecuación A.10.7**:

$$Re = \frac{\left(1300 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,20 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,028 m)}{0,5 \frac{N \cdot s}{m^2}} = 87,36$$

En este caso, el número de Reynolds corresponde a un régimen laminar. En estos casos, el factor de Darcy se determina mediante la siguiente expresión:

$$(4f) = \frac{64}{Re} \quad \mathbf{A.10.10}$$

$$(4f) = \frac{64}{87,36} = 0,7326$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 2 codos de 90°. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan longitud equivalente de 0,7 y 0,4 m respectivamente, luego la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 2 \cdot (0,7 \text{ m})$$

$$L_{eq} = 1,4 \text{ m}$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,733) \cdot \frac{5 \text{ m} + 1,4 \text{ m}}{0,028 \text{ m}} \cdot \frac{(1,20 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 12,297 \text{ m}$$

**LÍNEA 4: Transporte de melazas desde la salida del intercambiador de calor hasta su entrada al reactor acidogénico (conducciones 4 y 5)**

**Fase – 1:** Cálculo de la rugosidad relativa

Tal y como figura en la **tabla A.10.5**, el diámetro de la tubería es de aproximadamente 0,028 m y está construida en acero comercial.

Según la **figura A.12.3** presente en el Anexo 12, para estas condiciones concretas, la rugosidad relativa adquiere un valor de 0,0018.

**Fase – 2:** Determinación del factor de Darcy

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , se requiere conocer tanto la rugosidad relativa como el valor del número de Reynolds,  $Re$ , para el caso en estudio. La rugosidad relativa se ha calculado en la fase 1, y el número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4 y A.10.5** en la **ecuación A.10.7**:

$$Re = \frac{\left(1300 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,20 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,028 m)}{0,5 \frac{N \cdot s}{m^2}} = 87,36$$

En este caso, el número de Reynolds corresponde a un régimen laminar. En estos casos, el factor de Darcy se determina mediante la siguiente expresión:

$$(4f) = \frac{64}{Re} \quad \mathbf{A.10.10}$$

$$(4f) = \frac{64}{87,36} = 0,7326$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 3 codos de 90°. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan longitud equivalente de 0,7 y 0,4 m respectivamente, luego la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 3 \cdot (0,7 \text{ m})$$

$$L_{eq} = 2,1 \text{ m}$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,733) \cdot \frac{12 \text{ m} + 2,1 \text{ m}}{0,028 \text{ m}} \cdot \frac{(1,20 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 27,091 \text{ m}$$

**LÍNEA 5: Transporte de gases producidos en el digestor acidogénico hasta la columna de absorción (conducciones 6 y 7)**

Las pérdidas por fricción en las tuberías se pueden estimar utilizando la ecuación de Darcy-Weisbach, igual que para los fluidos líquidos, pero que en el caso de los gases se expresará de la siguiente forma:

$$h_f = (4f) \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \cdot h_i \quad \mathbf{A.10.11}$$

donde

$h_f$ : pérdida de carga [m.c.a]

$4f$ : coeficiente de fricción [adimensional]

$L$ : longitud de la tubería [m]

$L_{eq}$ : longitud equivalente de los accesorios [m]

$h_i$ : energía de la velocidad del aire [m.c.a]

El coeficiente de fricción se calcula de forma similar al apartado anterior, con el Diagrama de Moody, a partir del Re y la rugosidad relativa. El Re se calcula según la expresión:

$$Re = \frac{0,4245 \cdot Q}{D \cdot \mu} \quad \mathbf{A.10.12}$$

donde cada parámetro viene expresado en las siguientes unidades:

$Q$  [m<sup>3</sup>/min]

$D$  [m]

$\mu$  [centipoises]

La energía de velocidad del gas ( $h_i$ ), en m.c.a, se puede calcular mediante la **expresión A.10.13**, teniendo en cuenta la proporción de los gases generados:

$$h_i = \left(\frac{v}{140}\right)^2 \cdot \gamma_a \quad \text{A.10.13}$$

donde

$v$  [m/s]

$\gamma_a$ : peso específico  $\left(\frac{P \cdot P_m}{R \cdot T}\right)$  [kg/m<sup>3</sup>]

#### Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa

En este caso, tal y como se verá a continuación, el número de Reynolds es muy pequeño, tal que se establece un régimen laminar para la circulación del gas a través de la conducción. En el caso del régimen laminar, tan sólo es necesario conocer el Re para determinar el factor de Darcy, con lo cual no es necesario hallar la rugosidad relativa.

#### Fase – 2: Determinación del factor de Darcy

A la hora de hallar el factor de Darcy, (4f), como ya se ha dicho anteriormente, tan sólo se requiere conocer el valor del número de Reynolds, ya que en este caso se trata de circulación en régimen laminar, lo cual supone una excepción a la hora del cálculo del (4f). Con lo cual, sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.12**:

$$Re = \frac{0,4245 \cdot \left(0,013 \frac{m^3}{s} \cdot \frac{60 s}{1 min}\right)}{(0,033 m) \cdot (1,161 \cdot 10^{-2} \text{ cp})} = 864$$

Para casos de régimen laminar se admite que

$$4f = \frac{64}{Re}$$

Luego

$$4f = 0,074$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga debido a la energía de velocidad del gas.

El peso específico del gas a las condiciones estipuladas será:

$$\gamma_a = \frac{P \cdot P_m}{R \cdot T} \quad \mathbf{A.10.14}$$

R (atm·L/mol·K)	0,082
P <sub>gas</sub> [atm]	2,654
T <sub>gas</sub> [K]	308
P <sub>m-aire</sub> [kg/mol]	28,9

**Tabla A.10.6:** Datos para calcular el peso específico del aire  
**Fuente:** Perry et al., 1999

Luego sustituyendo los valores de la **tabla A.10.6**, se tiene que:

$$\gamma_a = \frac{(2,654 \text{ atm}) \cdot (28,9 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{0,082 \frac{\text{atmL}}{\text{molK}} \cdot 308 \text{ K}} = 3,037 \text{ g/L} = 3,037 \text{ kg/m}^3$$

Y para la determinación de la energía de velocidad del aire, basta con sustituir los datos conocidos en la **ecuación A.10.13**:

$$h_i = \left( \frac{15,71 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{140} \right)^2 \cdot (3,037 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) = 0,038 \text{ m.c.a}$$

**Fase – 4:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 4 codos de 90° y una válvula de mariposa completamente abierta. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan longitud equivalente de 0,7 y 2,4 m respectivamente, luego la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 4 \cdot (0,7 \text{ m}) + 2,4 \text{ m}$$

$$L_{eq} = 5,2 \text{ m}$$

Con esto ya es posible hallar las pérdidas de carga globales mediante la **ecuación A.10.11**

$$h_f = (0,074) \cdot \frac{50 \text{ m} + 5,2}{0,033 \text{ m}} \cdot 0,038 \text{ m.c.a}$$
$$h_f = 4,704 \text{ m.c.a.}$$

**LÍNEA 6: Transporte de los productos de reacción del digester acidogénico al metanogénico (conducciones 8 y 9)**

**Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa**

En este caso, tal y como se verá a continuación, el número de Reynolds es muy pequeño, tal que se establece un régimen laminar para la circulación de las melazas parcialmente digeridas a través de la conducción. En el caso del régimen laminar, tan sólo es necesario conocer el Re para determinar el factor de Darcy, con lo cual no es necesario hallar la rugosidad relativa.

**Fase – 2: Determinación del factor de Darcy**

El número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4 y A.10.5** en la **ecuación A.10.12**:

$$Re = \frac{\left(1300 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,2 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,028 m)}{0,5 \frac{N \cdot s}{m^2}} = 87,36$$

Para casos de régimen laminar se admite que

$$4f = \frac{64}{Re}$$

Luego

$$4f = \frac{64}{87,36} = 0,733$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 3 codos de 90° y una válvula de asiento. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan longitud equivalente de 0,7 y 10 m, respectivamente, luego, la longitud equivalente total será

$$L_{eq} = 3 \cdot (0,7 \text{ m}) + 10 \text{ m}$$

$$L_{eq} = 12,1 \text{ m}$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,733) \cdot \frac{9 \text{ m} + 12,1 \text{ m}}{0,028 \text{ m}} \cdot \frac{(1,2 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 40,541 \text{ m}$$

### LÍNEA 7: Tránsito de la DEA pobre del tanque de almacenamiento a la columna de absorción (conducciones 10 y 11)

#### Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa

Según la **tabla A.10.5** del presente Anexo, el diámetro de la tubería es de aproximadamente 0,0107 m, y al igual que todas las conducciones del sistema, está construida en acero comercial.

Según la **figura A.12.3** presente en el Anexo 12, para estas condiciones concretas, la rugosidad relativa adquiere un valor de 0,0018.

#### Fase – 2: Determinación del factor de Darcy

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , se requiere conocer tanto la rugosidad relativa como el valor del número de Reynolds. La rugosidad relativa se ha calculado en la fase 1, y el número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4 y A.10.5** en la **ecuación A.10.12**:

$$Re = \frac{\left(1097 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,423 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,0107 m)}{0,0003 \frac{N \cdot s}{m^2}} = 55677$$

La **figura A.12.4** presente en el Anexo 12 muestra que para este  $Re$  y la rugosidad relativa hallada anteriormente, el factor de Darcy adquiere un valor de aproximadamente 0,026.

#### Fase – 3: Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tienen 3 codos de 90° y una válvula de asiento. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan longitud equivalente de 0,3 y 5 m, respectivamente, luego, la longitud equivalente total será

$$L_{eq} = 3 \cdot (0,3 m) + 5 m$$

$$L_{eq} = 5,9 m$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5** en la **ecuación A.10.12**., así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,026) \cdot \frac{6 \text{ m} + 5,9 \text{ m}}{0,0107 \text{ m}} \cdot \frac{(1,423 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 2,984 \text{ m}$$

### **LÍNEA 8: Salida de la DEA rica de la columna de absorción (conducción 12)**

#### **Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa**

Según la **tabla A.10.5** del presente Anexo, el diámetro de la tubería es de aproximadamente 0,0107 m, y al igual que todas las conducciones del sistema, está construida en acero comercial.

Según la **figura A.12.3** presente en el Anexo 12, para estas condiciones concretas, la rugosidad relativa adquiere un valor de 0,0018.

#### **Fase – 2: Determinación del factor de Darcy**

Se calcula el número de Reynolds sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4 y A.10.5** en la **ecuación A.10.12**:

$$\text{Re} = \frac{\left(1097 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(1,423 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) \cdot (0,0107 \text{ m})}{0,0003 \frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}} = 55500$$

La **figura A.12.4** presente en el Anexo 12 muestra que para este Re y la rugosidad relativa hallada anteriormente, el factor de Darcy adquiere un valor de aproximadamente 0,026.

#### **Fase – 3: Cálculo de la pérdida de carga en accesorios**

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tiene un codo de 90° una válvula de asiento. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, estos accesorios representan una longitud equivalente de 0,25 y 4,5 m, respectivamente. Con esto, la longitud equivalente total será igual a:

$$L_{\text{eq}} = 0,25 + 4,5 = 4,75 \text{ m}$$

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.9** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acababan de hallar:

$$h_f = (0,026) \cdot \frac{6 \text{ m} + 4,75 \text{ m}}{0,0107 \text{ m}} \cdot \frac{(1,423 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 2,65 \text{ m}$$

### **LÍNEA 9: Conducción del hidrógeno purificado desde la columna de absorción al gasómetro nº1 (conducción 13)**

El hidrógeno generado en el digestor acidogénico y purificado en la columna de absorción, se almacena en el gasómetro 1 para su posterior venta.

Las pérdidas de carga en conducciones de gas se deben calcular para las máximas temperaturas estivales, que se considerarán iguales a 35°C [Metcalf & Eddy, 1995].

#### **Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa**

En este caso, tal y como se verá a continuación, el número de Reynolds es muy pequeño, tal que se establece un régimen laminar para la circulación del biogás a través de la conducción. En el caso del régimen laminar, tan sólo es necesario conocer el Re para determinar el factor de Darcy, con lo cual no es necesario hallar la rugosidad relativa.

#### **Fase – 2: Determinación del factor de Darcy**

A la hora de hallar el factor de Darcy, 4f, como ya se ha dicho anteriormente, tan sólo se requiere conocer el valor del número de Reynolds, ya que en este caso se trata de circulación en régimen laminar, lo cual supone una excepción a la hora del cálculo del 4f. Con lo cual, sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.12**:

$$Re = \frac{0,4245 \cdot \left(7,2 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s}\right) \cdot \frac{60 s}{1 m}}{(0,021 m) \cdot (0,0095 cp)} = 973$$

Para casos de régimen laminar se admite que

$$4f = \frac{64}{Re}$$

Luego

$$4f = \frac{64}{973} = 0,066$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga debido a la energía de velocidad del aire

R [atm·L/mol·K]	0,082
P <sub>hidrógeno</sub> [atm]	89,862
T <sub>hidrógeno</sub> [K]	308
P <sub>m-aire</sub> [kg/mol]	28,9

**Tabla A.10.7:** Datos para calcular el peso específico del aire  
Fuente: Perry et al, 2001

Luego sustituyendo los valores de la **tabla A.10.7**, se tiene que:

$$\gamma_a = \frac{(89,8619 \text{ atm}) \cdot (28,9 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{0,082 \frac{\text{atmL}}{\text{molK}} \cdot 308 \text{ K}} = 102,827 \text{ g/L} = 102,827 \text{ kg/m}^3$$

Y para la determinación de la energía de velocidad del aire, basta con sustituir los datos conocidos en la **ecuación A.10.13**:

$$h_i = \left( \frac{20,987 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{140} \right)^2 \cdot (102,827 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) = 2,29 \text{ m.c.a}$$

**Fase – 4:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5** del presente Anexo, en esta línea se tienen 4 codos de 90°, que representan una longitud equivalente de 0,5 m. La longitud equivalente total será por tanto:

$$L_{eq} = 4 \cdot 0,5 \text{ m} = 2 \text{ m}$$

Con esto ya es posible hallar las pérdidas de carga globales mediante la **ecuación A.10.11**

$$h_f = (0,066) \cdot \frac{50 \text{ m} + 2 \text{ m}}{0,02093 \text{ m}} \cdot 2,29 \text{ m.c.a}$$

$$h_f = 75,503 \text{ m.c.a}$$

### **LÍNEA 10: Trásvase del biogás del digestor metanogénico al gasómetro nº2 (conducción 14)**

El biogás generado en el digestor metanogénico se almacena en el gasómetro2.

Para el cálculo de las pérdidas de carga y la potencia de la soplante se tomarán nuevamente los datos del aire extraídos de la bibliografía.

Al igual que en casos anteriores, las pérdidas de carga en conducciones de gas se deben calcular para las máximas temperaturas estivales, que se considerarán iguales a 35°C [Metcalf & Eddy, 1995].

#### **Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa**

En este caso, tal y como se verá a continuación, el número de Reynolds es muy pequeño, tal que se establece un régimen laminar para la circulación del biogás a través de la conducción. En el caso del régimen laminar, tan sólo es necesario conocer el Re para determinar el factor de Darcy, con lo cual no es necesario hallar la rugosidad relativa.

#### **Fase – 2: Determinación del factor de Darcy**

A la hora de hallar el factor de Darcy, 4f, como ya se ha dicho anteriormente, tan sólo se requiere conocer el valor del número de Reynolds, ya que en este caso se trata de circulación en régimen laminar, lo cual supone una excepción a la hora del cálculo del 4f. Con lo cual, sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.12**:

$$Re = \frac{0,4245 \cdot \left(3,63 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s}\right) \cdot \frac{60 s}{1 m}}{(0,0125 m) \cdot (0,01175 cp)} = 629,49$$

Para casos de régimen laminar se admite que

$$4f = \frac{64}{Re}$$

Luego

$$4f = \frac{64}{629,49} = 0,102$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga debido a la energía de velocidad del aire

Sustituyendo los valores de la **tabla A.10.6**, se tiene que:

$$\gamma_a = \frac{(2,6538 \text{ atm}) \cdot (28,9 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{0,082 \frac{\text{atmL}}{\text{molK}} \cdot 308 \text{ K}} = 3,0367 \text{ g/L} = 3,0367 \text{ kg/m}^3$$

Y para la determinación de la energía de velocidad del aire, basta con sustituir los datos conocidos en la **ecuación A.10.13**:

$$h_i = \left( \frac{29,5 \text{ m}}{140 \text{ s}} \right)^2 \cdot (3,0367 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) = 0,135 \text{ m.c.a}$$

**Fase – 4:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5** del presente Anexo, en esta línea se han considerado 4 codos de 90°, que representan una longitud equivalente de 0,3 cada uno. En consecuencia, la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 4 \cdot 0,3 = 1,2 \text{ m}$$

Con esto ya es posible hallar las pérdidas de carga globales mediante la **ecuación A.10.11**

$$h_f = (0,102) \cdot \frac{30 \text{ m} + 1,2 \text{ m}}{0,0125 \text{ m}} \cdot 0,135 \text{ m.c.a}$$

$$h_f = 34,37 \text{ m.c.a}$$

**LÍNEA 11: Salida del residuo del digestor metanogénico al colector de la red de saneamiento (conducción 15)**

**Fase – 1:** Cálculo de la rugosidad relativa

Tal y como se detalla a continuación, el régimen de circulación en esta línea es de carácter laminar, con lo cual no es necesario conocer el valor del parámetro referente a la rugosidad relativa de la conducción.

**Fase – 2:** Determinación del factor de Darcy

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , se requiere conocer tanto la rugosidad relativa como el valor del número de Reynolds,  $Re$ , para el caso en estudio. La rugosidad relativa se ha calculado en la fase 1, y el número de Reynolds puede determinarse sustituyendo los valores de las **tablas A.10.4 y A.10.5** en la **ecuación A.10.12:**

$$Re = \frac{\left(1300 \frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(1,2 \frac{m}{s}\right) \cdot (0,028 m)}{0,5 \frac{N \cdot s}{m^2}} = 87,36$$

Para casos de régimen laminar se admite que

$$4f = \frac{64}{Re}$$

Luego

$$4f = \frac{64}{87,36} = 0,733$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5**, en esta línea se tiene una válvula de retención. Según la **figura A.12.5** del Anexo 12, este accesorio representa una longitud equivalente de 2,5 m.

Con esto, ya es posible hallar la pérdida de carga total, haciendo uso de la **ecuación A.10.11** y sustituyendo los valores proporcionados por las **tablas A.10.4** y **A.10.5**, así como los que se acaban de hallar:

$$h_f = (0,733) \cdot \frac{7 \text{ m} + 2,5 \text{ m}}{0,028 \text{ m}} \cdot \frac{(1,20 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 18,253 \text{ m}$$

## **LÍNEA 12: Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores del digester metanogénico (conducciones 16 y 17)**

Parte del biogás generado en el digester metanogénico se almacena en el gasómetro 2 y se recircula de nuevo al reactor con el objetivo de mejorar la agitación del mismo.

Para el cálculo de las pérdidas de carga y la potencia de la soplante se tomarán nuevamente los datos del aire extraídos de la bibliografía.

Al igual que en casos anteriores, las pérdidas de carga en conducciones de gas se deben calcular para las máximas temperaturas estivales, que se considerarán iguales a 35°C [Metcalf & Eddy, 1995].

### **Fase – 1: Cálculo de la rugosidad relativa**

En este caso, tal y como se verá a continuación, el número de Reynolds es muy pequeño, tal que se establece un régimen laminar para la circulación del biogás a través de la conducción. En el caso del régimen laminar, tan sólo es necesario conocer el Re para determinar el factor de Darcy, con lo cual no es necesario hallar la rugosidad relativa.

### **Fase – 2: Determinación del factor de Darcy**

A la hora de hallar el factor de Darcy,  $4f$ , como ya se ha dicho anteriormente, tan sólo se requiere conocer el valor del número de Reynolds, ya que en este caso se trata de circulación en régimen laminar, lo cual supone una excepción a la hora del cálculo del  $4f$ . Con lo cual, sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A.10.12**:

$$\text{Re} = \frac{0,4245 \cdot \left(5,81 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ m}}}{(0,016 \text{ m}) \cdot (0,01175 \text{ cp})} = 787$$

Para casos de régimen laminar se admite que

$$4f = \frac{64}{Re}$$

Luego

$$4f = \frac{64}{787} = 0,081$$

**Fase – 3:** Cálculo de la pérdida de carga debido a la energía de velocidad del aire

Sustituyendo los valores de la **tabla A.10.6**, se tiene que:

$$\gamma_a = \frac{(2,6538 \text{ atm}) \cdot (28,9 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{0,082 \frac{\text{atmL}}{\text{molK}} \cdot 308 \text{ K}} = 3,0367 \text{ g/L} = 3,0367 \text{ kg/m}^3$$

Y para la determinación de la energía de velocidad del aire, basta con sustituir los datos conocidos en la **ecuación A.10.13**:

$$h_i = \left( \frac{29,63 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{140} \right)^2 \cdot (3,0367 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) = 0,136 \text{ m.c.a}$$

**Fase – 4:** Cálculo de la pérdida de carga en accesorios

Tal y como se especifica en la **tabla A.10.5** del presente Anexo, en esta línea se han considerado 2 codos de 90° y una válvula de mariposa, que representan una longitud equivalente de 0,4 y 0,25 m, respectivamente. En consecuencia, la longitud equivalente total será:

$$L_{eq} = 4 \cdot 0,4 + 0,25 = 1,85 \text{ m}$$

Con esto ya es posible hallar las pérdidas de carga globales mediante la **ecuación A.10.11**

$$h_f = (0,081) \cdot \frac{28 \text{ m} + 1,85 \text{ m}}{0,016 \text{ m}} \cdot 0,136 \text{ m.c.a}$$

$$h_f = 20,552 \text{ m.c.a}$$

La pérdida de carga total (que deberá compensar la soplante) será la suma de las pérdidas de carga que se producen en las tuberías, codos, válvulas (halladas ya), la pérdida de carga que se produce en los difusores y por último la pérdida de carga que sufre el biogás al ascender por el digestor, a través de las melazas y el relleno. Esta última pérdida de carga será aproximadamente igual a la profundidad de melazas por encima de los difusores [Metcalf & Eddy, 1995], por tanto:

$$h_{f\text{-melazas}} = 2,401 \text{ m}$$

En cuanto a la pérdida de carga que se produce en los difusores, se evaluará mediante una gráfica proporcionada por el fabricante de los mismos (ver **figura A.12.6** del Anexo 12) en la que se contempla la pérdida de carga para los difusores no porosos del tipo orificio con válvula (incluyen una válvula de retención en su mecanismo).

Para cada difusor, que inyecta un caudal de gas de  $2,617 \text{ m}^3/\text{h}$ , y con una base de conexión de  $\frac{3}{4}$ " , la pérdida de carga resulta:

$$h_{f\text{-difusor}} = 0,05 \text{ m.c.a}$$

Puesto que hay 8 difusores, la pérdida de carga de todos será:

$$h_{f\text{-difusores}} = 0,05 \cdot 8 = 0,4 \text{ m}$$

Resultando la pérdida de carga total:

$$h_{f\text{-total}} = h_f + h_{f\text{-difusores}} + h_{f\text{-melazas}}$$

$$h_{f\text{-total}} = 20,552 + 2,401 + 0,4 = 23,353 \text{ m.c.a}$$

## **ANEXO 11: DISEÑO DE BOMBAS, SOPLANTES Y COMPRESORES**

En el presente Anexo se determinará la potencia necesaria que deben tener las bombas, soplantes y compresores que serán necesarias para impulsar los fluidos que intervienen en todo el proceso en estudio. Las bombas o soplantes que impulsan un fluido desde o hacia un punto fuera de la planta no serán objeto de este Proyecto, puesto que se ha considerado parte de otro proyecto que incluiría las unidades desde o a las cuales se impulsa dicho fluido.

En la planta diseñada en este Proyecto intervienen tres fluidos diferentes que circulan de una unidad a otra impulsados por estos equipos de cuyo diseño se ocupa el presente Anexo. Estos fluidos son: las melazas de remolacha, fluido principal de la instalación; el agua necesaria para el intercambiador; la mezcla de gases amargos generados en el primer digester; la dietanolamina utilizada como absorbente en la columna de absorción y el biogás generado en el segundo digester.

El Anexo se va a dividir en dos apartados, el primero en el que se presenta el cálculo de la potencia de las bombas, soplantes y compresores que será necesario instalar y el segundo en el que se determina la altura neta disponible.

### **A.11.1. CÁLCULO DE LA POTENCIA**

La altura útil es la presión efectiva o carga total que debe aportar la bomba para elevar el fluido desde su nivel más bajo hasta el punto de elevación más alto, venciendo el desnivel existente, las presiones y las resistencias que pueden existir, tales como codos, válvulas, etc. Aplicando la ecuación de Bernoulli, se calcula la altura útil (H) que debe aportar la bomba para transportar un fluido de un punto a otro de la planta:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} + h_f \quad \text{A.11.1}$$

Siendo el punto 1 el de aspiración de la bomba y el punto 2 el de descarga, y expresando cada uno de los términos en unidades del S.I.

$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g}$ : Carga debida a la diferencia de presiones entre los puntos considerados [m]

$(z_2 - z_1)$ : Carga debida a la diferencia de altura entre los puntos considerados [m]

$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g}$ : Carga debida a la diferencia de velocidad entre los puntos considerados [m]

$h_f$ : Carga debida a la fricción entre los puntos considerados [m]

La potencia hidráulica (W) es la potencia precisada por la bomba exclusivamente para bombear el fluido, es decir, es la potencia necesaria para impulsar el caudal requerido a la altura útil. Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$W = H \cdot Q \cdot \rho \cdot g \quad \mathbf{A.11.2}$$

donde

H: altura útil [m]

Q: caudal que suministra la bomba [m<sup>3</sup>/s]

$\rho$ : densidad del fluido [kg/m<sup>3</sup>]

g: aceleración de la gravedad [m/s<sup>2</sup>]

Una vez descrito el proceso de cálculo de la potencia mínima de las bombas, se procederá a su estimación en cada punto específico del sistema.

#### LÍNEA 4: Transporte de melazas desde la salida del intercambiador de calor hasta su entrada al reactor acidogénico

La ecuación de Bernoulli se aplica entre la salida del intercambiador de calor (punto de aspiración de la bomba) hasta la entrada en el reactor acidogénico (punto de descarga de la bomba).

La velocidad en el punto de aspiración es 1,20 m/s mientras que la velocidad en la superficie del digestor acidogénico se considera nula. Las alturas correspondientes a los puntos son  $z_1 = 0,5$  y  $z_2 = 8,1$  m. La presión en el punto de aspiración de la bomba se considera la presión atmosférica, mientras que en el punto de descarga de la bomba se considera la presión atmosférica más la presión debida a la columna de líquido existente en el reactor. Las pérdidas por fricción se han determinado anteriormente.

Por lo tanto, la altura útil resulta:

$$H = (8,1 \text{ m} - 0,5 \text{ m}) + \frac{-1,20^2 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 27,091 \text{ m} = 34,764 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A.11.2**, se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = 34,764 \text{ m} \cdot 7,32 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 1300 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$W = 324,532 \text{ W}$$

La potencia hidráulica de la bomba deberá multiplicarse por un factor de corrección  $c = 1,25$  [Hernandez Muñoz, 2001] siendo la potencia hidráulica:

$$W = 405,661 \text{ W}$$

### Línea 5: Transporte de gases producidos en el digestor acidogénico hasta la columna de absorción

Los gases generados a la salida del reactor acidogénico son conducidos a la columna de absorción. Puesto que dicha columna trabaja a una presión de 84 kg/cm<sup>2</sup>, se requiere la instalación de un compresor en esta línea.

La potencia requerida por el compresor para impulsar los gases desde el reactor acidogénico hasta la columna de absorción, viene dada por la expresión:

$$P = Q \cdot \frac{P_1}{4555 \cdot \eta} \cdot 2,302 \cdot \log \frac{P_2}{P_1} \quad \mathbf{A.11.3}$$

Donde:

Q: caudal de gases  $\left(\frac{m^3}{min}\right)$

P<sub>1</sub>: presión de aspiración  $\left(\frac{kg}{m^2}\right)$

P<sub>2</sub>: presión de descarga  $\left(\frac{kg}{m^2}\right)$

η: rendimiento global del turbocompresor. El rendimiento suele considerarse entre 0,6 y 0,7. En este caso se determinará por un valor medio.

Sustituyendo todos los datos en la **ecuación A.11.3**, se obtiene:

$$P = 0,435 \frac{m^3}{min} \cdot \frac{10332,27}{4555 \cdot 0,65} \cdot 2,302 \cdot \log \frac{840000}{10332,27}$$

$$P = 11,97 \text{ CV} \approx 8 \text{ Kw}$$

### LÍNEA 6: Transporte de los productos de reacción del digester acidogénico al metanogénico

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la tubería de descarga del digester acidogénico (punto de aspiración de la bomba) y la tubería de alimentación del digester metanogénico (punto de descarga de la bomba). Las alturas correspondientes a estos puntos son  $z_1 = 1,50$  m (el digester acidogénico está soportado a una altura de 1,5 m del suelo) y  $z_2 = 6,86$  m (el digester metanogénico estará soportado a una altura de 1,50 m del suelo). El término de las presiones se anula, la velocidad en la superficie del digester metanogénico se considera nula, y las pérdidas por fricción han sido calculados en apartados anteriores. Por tanto, la altura útil resulta:

$$H = (6,864 \text{ m} - 1,50 \text{ m}) + \frac{-1,2^2}{2 \cdot (9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2})} + 40,541 \text{ m} = 45,831 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A11.2** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = (45,831 \text{ m}) \cdot (7,32 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}) \cdot (1300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \cdot (9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2})$$

$$W = 427,841 \text{ W}$$

Puesto que el fluido a impulsar no es agua limpia sino un fluido residual industrial, la potencia hidráulica de la bomba deberá multiplicarse por un factor  $c = 1,25$  [Hdez. Muñoz, 2001], resultando la potencia hidráulica:

$$W = 540,802 \text{ W}$$

**LÍNEA 7: Traslase de la DEA pobre del tanque de almacenamiento a la columna de absorción**

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la tubería de descarga del tanque de almacenamiento de la DEA (cuyo diseño no es objeto de este Proyecto) (punto de aspiración de la bomba) y la tubería de alimentación de la columna de absorción (punto de descarga de la bomba). La diferencia de alturas entre estos dos puntos se estima en unos 1,5 m. El término de las velocidades se anula, la diferencia de presiones consiste en la diferencia entre la presión atmosférica (tanque almacenamiento) y la presión de trabajo de la columna (1320,606 psi), y las pérdidas por fricción han sido calculados en apartados anteriores. Por tanto, la altura útil resulta:

$$H = \frac{929 \text{ m} - 10 \text{ m}}{\left(1097 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} + (1,5 \text{ m}) + 2,984 \text{ m} = 4,569 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A11.2** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = (4,569 \text{ m}) \cdot \left(1,28 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) \cdot \left(1097 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)$$

$$W = 6,294 \text{ W}$$

Al igual que en el caso anterior, se multiplica por un factor  $c = 1,25$  [Hdez. Muñoz, 2001], resultando la potencia hidráulica:

$$W = 7,867 \text{ W}$$

## LÍNEA 12: Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores del digester metanogénico

La potencia de la soplante, como ya se comentó anteriormente, se calculará teniendo en cuenta los datos para el aire mediante la siguiente expresión extraída de la bibliografía [Metcalf & Eddy, 1995]:

$$P_w = \frac{W \cdot R \cdot T_1}{29,7 \cdot n \cdot e} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad \text{Ecuación A.11.4}$$

donde:

$P_w$ : potencia necesaria para cada soplante [kW]

$W$ : caudal de aire en peso [kg/s]

$R$ : constante universal de los gases = 8,314 kJ/kmolK

$T_1$ : temperatura absoluta a la entrada [K]

$P_1$ : presión absoluta a la entrada [atm]

$P_2$ : presión absoluta a la salida [atm]

$n = (k-1)/k = 0,283$  (para el aire)

$k = 1,395$  (para el aire)

$e$  = eficiencia (en soplantes, normalmente entre 0,70 y 0,90)

Los parámetros desconocidos de esta ecuación son  $W$  y  $P_2$ .

Para el cálculo de  $W$ , caudal de aire en peso, es necesario hacer uso de la ecuación de los gases ideales:

$$PV = nRT \quad \text{Ecuación A.11.5}$$

Esta expresión se puede transformar para la determinación de  $W$ , sabiendo que  $W$  es un caudal másico, la ecuación resulta:

$$M = \frac{P \cdot P_m \cdot Q}{R \cdot T} \quad \text{Ecuación A.11.6}$$

Sustituyendo en dicha ecuación:

$$M = \frac{(1,0194 \text{ atm}) \cdot \left(0,0289 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}\right) \cdot \left(5,81 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3}\right)}{\left(0,082 \frac{\text{atmL}}{\text{molK}}\right) \cdot (308 \text{ K})} = 0,00678 \text{ kg/s}$$

La presión absoluta a la salida ( $P_2$ ) se calculará teniendo en cuenta los requerimientos del digestor, es decir, será la presión a la que se debe descargar el gas en el sistema de agitación. Esta presión es igual a la presión que debe superar por las pérdidas de carga que tengan lugar  $h_f = 23,353 \text{ m} \approx 1,897 \text{ atm}$  (halladas en el **apartado 1** del presente Anexo), más la presión a la que entra en la soplante (1,02 atm). Por tanto,  $P_2$  será igual a:

$$P_2 = 1,897 + 1,02 = 2,917 \text{ atm}$$

Sustituyendo en la **ecuación A.11.4** se tiene la potencia de la soplante:

$$P_w = \frac{\left(0,00678 \frac{\text{kg}}{\text{s}}\right) \cdot \left(8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}}\right) \cdot (308 \text{ K})}{29,7 \cdot 0,283 \cdot 0,8} \left[ \left(\frac{2,917}{1,02}\right)^{0,283} - 1 \right]$$

$$P_w = 0,897 \text{ kW}$$

### A.11.2. CÁLCULO DE LA ALTURA DE ASPIRACIÓN NETA POSITIVA DISPONIBLE

La cavitación es el fenómeno por el cual la presión total a la entrada de la bomba (lugar de más baja presión en el sistema) alcanza la presión de vapor del líquido bombeado, a la temperatura de trabajo; el líquido hierve y forma burbujas. Conforme las burbujas se mueven del área de baja presión de la bomba hacia el área de alta presión, el vapor regresa nuevamente a la fase líquida. Esta condensación genera una poderosa onda de choque en el líquido que, incluso, puede llegar a retirar partículas en las superficies sólidas circundantes (la carcasa de la bomba) creando cavidades. Con el paso del tiempo, este fenómeno puede causar daños irreparables en los equipos.

La altura de aspiración neta positiva disponible ( $NPSH_d$ ) es la carga total, medida en la succión de la bomba, menos la presión de vapor del líquido. En palabras simples, es un análisis de las condiciones energéticas en el lado de succión de la bomba, para determinar si el líquido se evaporará en el punto de presión más bajo de la bomba. La expresión que permite el cálculo de la  $NPSH_d$  es la siguiente:

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\rho \cdot g} + \frac{v_a^2}{2 \cdot g} - h_{f_{a-e}} + (z_a - z_e) \quad \text{A.11.7}$$

donde:

$P_a$ : presión en el punto de aspiración [Pa]

$P_v$ : presión de vapor del líquido a la temperatura de trabajo [Pa]

$v_a$ : velocidad en el punto de aspiración [m/s]

$h_{f_{a-e}}$ : pérdidas de carga entre la superficie de aspiración y la entrada a la bomba [m]

$z_a$ : altura del punto de aspiración [m]

$z_e$ : altura de la entrada a la bomba [m]

La altura de aspiración neta positiva requerida (NPSH<sub>r</sub>) es la presión de succión mínima que necesita la bomba para mantener un funcionamiento estable sin que aparezca la cavitación. Su valor se define de forma experimental y es proporcionado por el fabricante de la bomba.

La única manera de impedir los efectos no deseados de la cavitación es asegurar que la NPSH disponible sea mayor que la NPSH requerida por la bomba.

Se hallará, por tanto, la NPSH disponible para las 3 bombas que hay en la instalación proyectada, teniendo en cuenta lo siguiente:

-En todas las líneas, la presión en el punto de aspiración ( $P_a$ ) es igual a la presión atmosférica.

-La presión de vapor de cada fluido ( $P_v$ ) será evaluada a la temperatura más desfavorable (la más alta puesto que así la presión de vapor será más alta);

-La altura de la entrada a todas las bombas ( $z_e$ ) será de 0,25 m.

-Las alturas de aspiración ( $z_a$ ) ya fueron debidamente definidas en el **apartado 1** del presente Anexo.

-Las pérdidas de carga entre la superficie de aspiración y la entrada de la bomba ( $h_{f_{a-e}}$ ) han sido calculadas con el mismo procedimiento utilizado en el **apartado 2** del Anexo 10; lógicamente estas pérdidas de carga serán menores que las calculadas anteriormente para toda la línea, ya que el número de accesorios y de tramos de tubería considerados son menores.

A continuación se muestran dos tablas con algunos datos que serán necesarios para llevar a cabo el cálculo:

LÍNEA	SUSTANCIA	VELOCIDAD [m/s]	$z_a$ [m]
4	Melazas frías	1,20	8,1
6	Melazas parcialmente digeridas	1,2	5,364
7	DEA pobre	1,423	1,5

**Tabla A.11.1:** Datos para el cálculo de la  $NPSH_d$  (I)

Fluido	$P_v$ [mmHg]	$P_v$ [Pa]
DEA	0,01	1,3332
Agua	42,175	5622,87

**Tabla A.11.2:** Datos para el cálculo de la  $NPSH_d$  (II)

**Fuente:** FDS (ver Anexo 12)  
Perry et al., 2001

**LÍNEA 4: Transporte de melazas desde la salida del intercambiador de calor hasta su entrada al reactor acidogénico**

La presión de vapor de las melazas, será considerada la presión de vapor del agua a la temperatura dada, en este caso a 35 °C.

$$NPSH_d = \frac{(101325 \text{ Pa} - 5622,87 \text{ Pa})}{\left(1300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} + \frac{\left(1,2 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} - (9,86 \text{ m}) + (8,1 \text{ m} - 0,25 \text{ m})$$

$$NPSH_d = 5,57 \text{ m}$$

**LÍNEA 6: Transporte de los productos de reacción del digester acidogénico al metanogénico**

La presión de vapor de las melazas, será considerada la presión de vapor del agua a la temperatura dada, en este caso a 35 °C.

$$NPSH_d = \frac{(101325 \text{ Pa} - 5622,87 \text{ Pa})}{\left(1300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} + \frac{\left(1,2 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} - (0,699 \text{ m}) + (5,364 \text{ m} - 0,25 \text{ m})$$

$$NPSH_d = 11,99 \text{ m}$$

**LÍNEA 7: Traspase de la DEA pobre del tanque de almacenamiento a la columna de absorción**

$$NPSH_d = \frac{(101325 \text{ Pa} - 1,3332 \text{ Pa})}{\left(1097 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} + \frac{\left(1,423 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} - (1,772 \text{ m}) + (1,5 \text{ m} - 0,25 \text{ m})$$

$$NPSH_d = 8,99 \text{ m}$$

## ANEXO 12: TABLAS Y FIGURAS

Colcha de fibra de vidrio (48 Kg/m <sup>3</sup> )													
Código NC-4 Clase I													
DIÁM. NOM. pulg/mm	Temperatura de Operación K [°C]												
	333	373	423	473	523	573	623	673	723	773	823	873	923
	60	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650
½ / 13													
¾ / 19											No aplica		
1 / 25													
1½ / 38													
2 / 51													
2½ / 64													
3 / 76													
4 / 102													
5 / 127													
6 / 152													
8 / 203	38	64	89	89	127	127	140	165	191				
10 / 254	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
12 / 305	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
14 / 358	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
16 / 406	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
18 / 457	38	64	89	114	127	140	152	178	191				
20 / 508	38	64	89	114	127	140	152	178	191				
22 / 559	38	64	89	114	127	140	165	191	191				
24 / 610	38	64	89	114	127	165	165	191	191				
26 / 660	38	64	89	114	140	165	165	191	191				
28 / 711	38	64	89	114	140	165	165	191	216				
30 / 762	38	64	89	114	140	165	165	191	216				
S.P.	38	76	89	114	140	165	178	303	216				

Notas:

- 1.- Espesor termoisolante en mm.
- 2.- El espesor del acabado no se incluye.
- 3.- SP = superficies planas o diámetros mayores a 762 mm (30 pulg).
- 4.- Temperatura ambiente = 298 K (25 °C).
- 5.- Velocidad de aire = 10 000 m/h
- 6.- Emisividad = 0,4.

**Tabla A.12.1:** Espesores económicos para aislamiento en equipos industriales

**Fuente:** Norma de referencia PEMEX

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Line No.	Nominal Composition	Product Form	Spec No.	Type/Grade	Alloy Desig./ UNS No.	Class/ Cond./ Temper	Size/ Thickness, in.	P-No.	Group No.
1	Carbon steel	Wld. pipe	SA-134	A283B	...	...	...	1	1
2	Carbon steel	Plate	SA-283	B	...	...	...	1	1
3	Carbon steel	Plate	SA-285	B	K02200	...	...	1	1
4	Carbon steel	Plate	SA-285	B	K02200	...	...	1	1
5	Carbon steel	Wld. pipe	SA-672	A50	K02200	...	...	1	1
6	Carbon steel	Sheet	SA-414	B	K02201	...	...	1	1
7	Carbon steel	Plate	SA/EN 10028-3	P275NH	...	...	2 < t ≤ 4	1	1
8	Carbon steel	Bar	SA-675	55	...	...	...	1	1
9	Carbon steel	Bar	SA-675	55	...	...	...	1	1
10	Carbon steel	Wld. pipe	SA-134	A283C	K02401	...	...	1	1
11	Carbon steel	Plate	SA-283	C	K02401	...	...	1	1
12	Carbon steel	Plate	SA-285	C	K02801	...	...	1	1

Line No.	Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temperature, °F, Not Exceeding													
	-20 to 100	150	200	250	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900
1	14.3	...	14.3	...	14.3	...	...	...	...	...	...	...	...	...
2	14.3	14.3	14.3	...	14.3	14.3	14.3	13.8	13.3	...	...	...	...	...
3	14.3	...	14.3	...	14.3	14.3	14.3	13.8	13.3	12.5	11.0	9.4	7.3	5.0
4	14.3	14.3	14.3	...	14.3	14.3	14.3	13.8	13.3	12.5	11.2	9.6	8.1	5.9
5	14.3	...	14.3	...	14.3	14.3	14.3	13.8	13.3	12.5	...	...	...	...
6	14.3	14.3	14.3	...	14.3	14.3	14.3	14.3	14.3	12.5	11.2	9.6	8.1	5.9
7	15.3	15.3	15.3	...	15.3	15.3	...	...	...	...	...	...	...	...
8	15.7	15.7	15.7	...	15.7	15.7	14.9	14.1	13.6	13.1	12.7	10.8	8.7	5.9
9	15.7	...	15.7	...	15.7	15.7	14.9	14.1	13.6	...	...	...	...	...
10	15.7	...	15.7	...	15.7	...	...	...	...	...	...	...	...	...
11	15.7	15.7	15.7	...	15.7	15.7	15.7	15.3	14.8	...	...	...	...	...
12	15.7	15.7	15.7	...	15.7	15.7	15.7	15.3	14.8	14.3	13.0	10.8	8.7	5.9

**Tabla A.12.2:** Tensiones máximas admisibles para metales  
**Fuente:** Código ASME Sección II

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Line No.	Nominal Composition	Product Form	Spec No.	Type/Grade	Alloy Desig./ UNS No.	Class/ Cond./ Temper	Size/ Thickness, In.	P-No.	Group No.
1	Carbon steel	Plate	SA-515	60	Ko2401	...	...	1	1
2	Carbon steel	Plate	SA-516	60	Ko2100	...	...	1	1
3	Carbon steel	Wld. pipe	SA-671	CE6C	Ko2401	...	...	1	1
4	Carbon steel	Wld. pipe	SA-671	CE6C	Ko2100	...	...	1	1
5	Carbon steel	Wld. pipe	SA-671	CE6C	Ko2402	...	...	1	1
6	Carbon steel	Wld. pipe	SA-672	B60	Ko2401	...	...	1	1
7	Carbon steel	Wld. pipe	SA-672	C60	Ko2100	...	...	1	1
8	Carbon steel	Wld. pipe	SA-672	E60	Ko2402	...	...	1	1
9	Carbon steel	Wld. pipe	SA-134	A283D	Ko2702	...	...	1	1
10	Carbon steel	Plate	SA-283	U	Ko2702	...	...	1	1
11	Carbon steel	Wld. pipe	SA-53	F/B	Ko3005	...	...	1	1
12	Carbon steel	Wld. pipe	SA-53	E/B	Ko3005	...	...	1	1
13	Carbon steel	Smls. pipe	SA-53	S/B	Ko3005	...	...	1	1
14	Carbon steel	Smls. pipe	SA-53	S/B	Ko3005	...	...	1	1

Line No.	Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temperature, °F, Not Exceeding													
	-20 to 100	150	200	250	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900
1	17.1	17.1	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	13.0	10.8	8.7	5.9
2	17.1	17.1	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	13.0	10.8	8.7	5.9
3	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
4	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
5	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
6	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
7	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
8	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
9	17.1	...	17.1	...	17.1	...	...	...	...	...	...	...	...	...
10	17.1	17.1	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.9	16.3	...	...	...	...	...
11	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	17.1	17.1	15.6	13.0	10.8	8.7	5.9
12	14.6	14.6	14.6	...	14.6	14.6	14.6	14.6	14.6	13.3	11.1	9.2	7.4	5.0
13	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	17.1	17.1	15.6	13.0	10.8	8.7	5.9
14	17.1	17.1	17.1	...	17.1	17.1	17.1	17.1	17.1	15.6	13.0	10.8	8.7	5.9

**Tabla A.12.3:** Tensiones máximas admisibles para metales  
**Fuente:** Código ASME Código ASME Sección II

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Line No.	Nominal Composition	Product Form	Spec No.	Type/Grade	Alloy Desig./ UNS No.	Class/ Cond./ Temper	Size/ Thickness, In.	P-No.	Group No.
1	Carbon steel	Plate	SA-515	60	Ko2401	...	...	1	1
2	Carbon steel	Plate	SA-516	70	Ko2100	...	...	1	1
3	Carbon steel	Wld. pipe	SA-671	CC60	Ko2401	...	...	1	1
4	Carbon steel	Wld. pipe	SA-671	CC60	Ko2100	...	...	1	1
5	Carbon steel	Wld. pipe	SA-671	CE60	Ko2402	...	...	1	1

Line No.	Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temperature, °F, Not Exceeding													
	-20 to 100	150	200	250	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900
1	17.1	17.1	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	13.0	10.8	8.7	5.9
2	17.1	17.1	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	13.0	10.8	8.7	5.9
3	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
4	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...
5	17.1	...	17.1	...	17.1	17.1	17.1	16.4	15.8	15.3	...	...	...	...

**Tabla A.12.4:** Tensiones máximas admisibles para metales  
**Fuente:** Código ASME Código ASME Sección II

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Line No.	Material Composition	Product Form	Spec. No.	Type/Grade	Allow. Stress (ksi)	Class. Group	Temp. (°F)	Stress (ksi)	Weld	Notes	Group
1	S-304	Flange	SA-304	Fl	15000	...	...	3	2		
2	S-304	Plate	SA-304	P	15000	...	...	3	2		
3	S-304	Flange	SA-304	Fl	15000	...	...	3	2		
4	S-304	Weld pipe	SA-304	L	15000	...	...	3	2		
5	S-304	Weld pipe	SA-304	CS-10	15000	...	...	3	2		
6	S-304	Weld pipe	SA-304	CS-10	15000	...	...	3	2		
7	S-304	Plate	SA-304	C	15000	...	...	3	2		
8	S-304	Weld pipe	SA-304	L	15000	...	...	3	2		
9	S-304	Weld pipe	SA-304	CS-10	15000	...	...	3	2		
10	S-304	Weld pipe	SA-304	CS-10	15000	...	...	3	2		
11	S-304	Plate	SA-304	J	15000	...	st 304	11.8	6		
12	304-304	Flange	SA-304	Fl	15000	...	...	...	...		
13	304-304	Flange	SA-304	Fl	15000	...	...	...	...		
14	304-304-2	Plate	SA-304	P	15000	...	st 304	11.8	6		
15	304-304-2	Plate	SA-304	P	15000	...	st 304	11.8	1		
16	304-304-2	Flange	SA-304	Fl	15000	...	st 304	11.8	1		

Line No.	Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to obtain psi, for Metal Temperature, °F, Not Exceeding)													
	-20 to 100	150	200	250	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900
1	20.0	...	20.0	...	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3	13.7
2	20.0	...	20.0	...	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3	13.7
3	20.0	...	20.0	...	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3	13.7
4	20.0	...	20.0	...	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	...	...	...	...
5	20.0	...	20.0	...	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	...	...	...	...
6	20.0	...	20.0	...	20.0	...	...	...	...	...	...	...	...	...
7	21.4	...	21.4	...	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	20.7	13.7
8	21.4	...	21.4	...	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	...	...	...	...
9	21.4	...	21.4	...	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	21.4	...	...	...	...
10	21.4	...	21.4	...	21.4	...	...	...	...	...	...	...	...	...
11	32.9	...	32.9	...	32.9	32.9	32.9	32.9	32.9	...	...	...	...	...
12	34.3	...	34.3	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
13	34.3	...	34.3	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
14	32.9	...	32.9	32.9	32.9	32.9	32.9	32.9	32.8	...	...	...	...	...
15	32.9	...	32.9	32.9	32.9	32.9	32.9	32.9	32.8	...	...	...	...	...
16	32.9	...	32.9	...	32.9	32.9	32.9	32.9	32.8	...	...	...	...	...

Tabla A.12.5: Tensiones máximas admisibles para metales  
Fuente: Código ASME Código ASME Sección II

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Line No.	Nominal Composition	Product Form	Spec No.	Type/Grade	Alloy Desig./ UNS No.	Class/ Cond./ Temper	Size/ Thickness, in.	P-No.	Group No.
1	17Cr-4Ni-4Cu	Bar	SA-564	630	S17400	H1075	...	...	...
2	17Cr-4Ni-4Cu	Plate	SA-693	630	S17400	H1075	...	...	...
3	17Cr-4Ni-4Cu	Forgings	SA-705	630	S17400	H1075	...	...	...
4	17Cr-4Ni-6Mn	Plate	SA-240	201-1	S20100	...	...	8	3
5	17Cr-4Ni-6Mn	Plate	SA-666	201-1	S20100	...	...	8	3
6	17Cr-4Ni-6Mn	Plate	SA-240	201-2	S20100	...	...	8	3
7	17Cr-4Ni-6Mn	Plate	SA-666	201-2	S20100	...	...	8	3
8	18Cr-2Mo	Plate	SA-240	...	S44400	...	...	7	2
9	18Cr-2Mo	Wld. tube	SA-268	...	S44400	...	...	7	2
10	18Cr-2Mo	Smls. tube	SA-268	...	S44400	...	...	7	2
11	18Cr-Ti	Wld. tube	SA-268	TP439	S43035	...	...	7	2
12	18Cr-Ti	Smls. tube	SA-268	TP439	S43035	...	...	7	2
13	18Cr-Ti	Wld. tube	SA-803	TP439	S43035	...	...	7	2
14	18Cr-Ti	Wld. pipe	SA-731	TP439	S43035	...	...	7	2
15	18Cr-Ti	Smls. pipe	SA-731	TP439	S43035	...	...	7	2
16	18Cr-Ti	Bar	SA-479	439	S43035	...	...	7	2
17	26Cr-3Ni-3Mo	Plate	SA-240	26-3-3	S44660	...	$\leq \frac{2}{10}$	10K	1
18	26Cr-3Ni-3Mo	Smls. tube	SA-268	26-3-3	S44660	...	$\leq \frac{2}{10}$	10K	1
19	26Cr-3Ni-3Mo	Wld. tube	SA-268	26-3-3	S44660	...	$\leq \frac{2}{10}$	10K	1
20	26Cr-3Ni-3Mo	Wld. tube	SA-268	26-3-3	S44660	...	$\leq \frac{2}{10}$	10K	1
21	26Cr-3Ni-3Mo	Wld. tube	SA-803	26-3-3	S44660	...	$\leq \frac{2}{10}$	10K	1

Line No.	Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temperature, °F, Not Exceeding													
	-20 to 100	150	200	250	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900
1	41.4	...	41.4	...	41.4	40.3	39.5	38.9	38.5	...	...	...	...	...
2	41.4	...	41.4	...	41.4	40.3	39.5	38.9	38.5	...	...	...	...	...
3	41.4	...	41.4	...	41.4	40.3	39.5	38.9	38.5	...	...	...	...	...
4	25.3	...	19.3	...	16.6	...	...	...	...	...	...	...	...	...
5	25.3	...	19.3	...	16.6	...	...	...	...	...	...	...	...	...
6	27.1	...	22.8	...	19.7	...	...	...	...	...	...	...	...	...
7	27.1	...	22.8	...	19.7	...	...	...	...	...	...	...	...	...
8	17.1	...	17.1	...	16.6	16.2	15.9	15.4	15.1	...	...	...	...	...
9	14.6	...	14.6	...	14.1	13.8	13.5	13.1	12.8	...	...	...	...	...
10	17.1	...	17.1	...	16.6	16.2	15.9	15.4	15.1	...	...	...	...	...
11	14.6	...	14.6	...	13.3	12.4	11.8	11.6	11.5	11.5	11.4	11.2	...	...
12	17.1	...	17.1	...	15.7	14.6	13.9	13.6	13.6	13.5	13.4	13.2	...	...
13	14.6	...	14.6	...	13.3	12.4	11.8	11.6	...	...	...	...	...	...
14	14.6	...	14.6	...	13.3	12.4	11.8	11.6	11.5	11.5	11.4	11.2	...	...
15	17.1	...	17.1	...	15.7	14.6	13.9	13.6	13.6	13.5	13.4	13.2	...	...
16	20.0	...	20.0	...	19.3	18.8	18.4	17.9	17.7	17.3	16.9	16.4	15.8	12.2
17	24.3	...	24.3	...	24.2	23.9	23.8	23.6	23.5	23.4	...	...	...	...
18	24.3	...	24.3	...	24.2	23.9	23.8	23.6	23.5	23.4	...	...	...	...
19	24.3	...	24.3	...	24.2	23.9	23.8	23.6	23.5	23.4	...	...	...	...
20	20.6	...	20.6	...	20.6	20.3	20.2	20.1	20.0	19.9	...	...	...	...
21	20.6	...	20.6	...	20.6	20.3	20.2	20.1	...	...	...	...	...	...

Tabla A.12.6: Tensiones máximas admisibles para metales  
Fuente: Código ASME Código ASME Sección II

Líquido saturado (Punto de fusión) (Punto de ebullición) (Calor latente en el PE)	$T$ K	$k$ W/m K	$\rho$ kg/m <sup>3</sup>	$c_p$ J/kg K	$\mu \times 10^4$ kg/m s	$\nu \times 10^6$ m <sup>2</sup> /s	Pr
Terminol 60 <sup>a</sup>	230	0.132	1040	1380	6210	597	6490
(PF 205 K)	250	0.131	1030	1460	686	66.6	765
(PE 561 K al 10%)	300	0.129	995	1640	63.8	6.41	81.1
	350	0.125	960	1820	21.5	2.24	31.3
	400	0.120	924	1990	10.8	1.17	17.9
	450	0.115	888	2160	6.62	0.745	12.4
	500	0.108	849	2320	4.59	0.541	9.86
	550	0.100	808	2470	3.47	0.429	8.57
Agua	275	0.556	1000	4217	17.00	1.70	12.9
(PF 273 K)	280	0.568	1000	4203	14.50	1.45	10.7
(PE 373 K)	285	0.580	1000	4192	12.50	1.25	9.0
( $2.26 \times 10^6$ J/kg)	290	0.591	999	4186	11.00	1.10	7.8
	295	0.602	998	4181	9.68	0.97	6.7
	300	0.611	996	4178	8.67	0.87	5.9
	310	0.628	993	4174	6.95	0.70	4.6
	320	0.641	989	4174	5.84	0.59	3.8
	330	0.652	985	4178	4.92	0.50	3.2
	340	0.661	980	4184	4.31	0.44	2.7
	350	0.669	973	4190	3.79	0.39	2.4
	360	0.676	967	4200	3.29	0.34	2.0
	370	0.680	960	4209	2.95	0.31	1.81
	373.15	0.681	958	4212	2.85	0.30	1.76
	380	0.683	953	4220	2.67	0.28	1.65
	390	0.684	945	4234	2.44	0.26	1.51
	400	0.685	937	4250	2.25	0.24	1.40
	420	0.684	919	4290	1.93	0.21	1.21
	440	0.679	899	4340	1.71	0.19	1.09
	460	0.670	879	4400	1.49	0.17	0.98
	480	0.657	857	4490	1.37	0.16	0.94
	500	0.638	837	4600	1.26	0.15	0.91
	520	0.607	820	4770	1.15	0.14	0.90
	540	0.577	806	5010	1.05	0.13	0.91
	560	0.547	796	5310	0.955	0.12	0.93
	580	0.516	787	5590	0.866	0.11	0.94

Tabla A.12.7: Propiedades térmicas del agua

Fuente: Mills, 1995

Gas	$T$ K	$k$ W/m K	$\rho$ kg/m <sup>3</sup>	$c_p$ J/kg K	$\mu \times 10^6$ <sup>b</sup> kg/m s	$\nu \times 10^6$ <sup>b</sup> m <sup>2</sup> /s	Pr
Aire (PE 82 K)	150	0.0158	2.355	1017	10.64	4.52	0.69
	200	0.0197	1.767	1009	13.59	7.69	0.69
	250	0.0235	1.413	1009	16.14	11.42	0.69
	260	0.0242	1.360	1009	16.63	12.23	0.69
	270	0.0249	1.311	1009	17.12	13.06	0.69
	280	0.0255	1.265	1008	17.60	13.91	0.69
	290	0.0261	1.220	1007	18.02	14.77	0.69
	300	0.0267	1.177	1005	18.43	15.66	0.69
	310	0.0274	1.141	1005	18.87	16.54	0.69
	320	0.0281	1.106	1006	19.29	17.44	0.69
	330	0.0287	1.073	1006	19.71	18.37	0.69
	340	0.0294	1.042	1007	20.13	19.32	0.69
	350	0.0300	1.012	1007	20.54	20.30	0.69
	360	0.0306	0.983	1007	20.94	21.30	0.69
	370	0.0313	0.956	1008	21.34	22.32	0.69
	380	0.0319	0.931	1008	21.75	23.36	0.69
	390	0.0325	0.906	1009	22.12	24.42	0.69
	400	0.0331	0.883	1009	22.52	25.50	0.69
	500	0.0389	0.706	1017	26.33	37.30	0.69
	600	0.0447	0.589	1038	29.74	50.50	0.69
700	0.0503	0.507	1065	33.03	65.15	0.70	
800	0.0559	0.442	1089	35.89	81.20	0.70	
900	0.0616	0.392	1111	38.65	98.60	0.70	
1000	0.0672	0.354	1130	41.52	117.3	0.70	
1500	0.0926	0.235	1202	53.82	229.0	0.70	
2000	0.1149	0.176	1244	64.77	368.0	0.70	

**Tabla A.12.8:** Propiedades térmicas del aire  
**Fuente:** Mills, 1995

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

CHARACTERISTICS OF TUBING

Tube O.D. Inches	B.W.G. Gage	Thickness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Steel Lbs.*	Tube I.D. Inches	Moment of Inertia Inches <sup>4</sup>	Section Modulus Inches <sup>3</sup>	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O.D. I.D.	Transverse Metal Area Sq. Inch
1/4	22	0.026	0.0296	0.0654	0.0506	0.066	0.194	0.00012	0.00099	0.0791	46	1.289	0.0195
	24	0.022	0.0333	0.0654	0.0539	0.054	0.206	0.00010	0.00085	0.0810	52	1.214	0.0158
	26	0.018	0.0360	0.0654	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0823	56	1.168	0.0191
3/8	18	0.049	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.0036	0.1166	94	1.354	0.0502
	20	0.035	0.0731	0.0982	0.0798	0.127	0.305	0.00055	0.0029	0.1208	114	1.230	0.0374
	22	0.028	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.319	0.00048	0.0025	0.1231	125	1.178	0.0295
1/2	16	0.065	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	0.0021	0.0086	0.1555	168	1.351	0.0888
	18	0.049	0.1309	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.0018	0.0071	0.1604	198	1.244	0.0694
	20	0.035	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.0014	0.0056	0.1649	227	1.163	0.0511
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.601	0.407	0.0061	0.0197	0.1865	203	1.536	0.177
	13	0.095	0.1486	0.1636	0.1139	0.538	0.435	0.0057	0.0183	0.1904	232	1.437	0.158
	14	0.083	0.1655	0.1636	0.1202	0.481	0.459	0.0053	0.0170	0.1939	258	1.362	0.141
3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.833	0.462	0.0129	0.0344	0.2229	285	1.556	0.269
	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.808	0.510	0.0122	0.0326	0.2267	319	1.471	0.238
	12	0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.747	0.532	0.0116	0.0309	0.2299	347	1.410	0.219
7/8	10	0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.695	0.560	0.0107	0.0285	0.2340	394	1.339	0.195
	11	0.083	0.2579	0.1963	0.1529	0.592	0.594	0.0099	0.0262	0.2379	418	1.284	0.174
	12	0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.522	0.606	0.0089	0.0238	0.2411	450	1.238	0.153
1	10	0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.0083	0.0221	0.2433	471	1.210	0.140
	11	0.058	0.3157	0.1963	0.1660	0.429	0.634	0.0076	0.0203	0.2455	492	1.183	0.126
	12	0.049	0.3339	0.1963	0.1707	0.387	0.652	0.0067	0.0178	0.2484	521	1.150	0.108
1-1/4	8	0.035	0.3632	0.1963	0.1750	0.268	0.660	0.0050	0.0154	0.2531	567	1.103	0.079
	10	0.134	0.2894	0.2291	0.1589	1.062	0.607	0.0221	0.0605	0.2662	451	1.442	0.312
	11	0.120	0.3167	0.2291	0.1662	0.969	0.635	0.0208	0.0475	0.2703	494	1.378	0.285
1-1/2	10	0.109	0.3390	0.2291	0.1720	0.893	0.657	0.0196	0.0449	0.2736	529	1.332	0.262
	11	0.095	0.3685	0.2291	0.1783	0.792	0.685	0.0180	0.0411	0.2778	578	1.277	0.233
	12	0.083	0.3948	0.2291	0.1856	0.703	0.709	0.0164	0.0374	0.2815	616	1.234	0.207
1-3/4	10	0.072	0.4197	0.2291	0.1914	0.618	0.731	0.0148	0.0337	0.2850	655	1.197	0.182
	11	0.065	0.4359	0.2291	0.1950	0.563	0.745	0.0137	0.0312	0.2873	680	1.174	0.165
	12	0.058	0.4525	0.2291	0.1987	0.507	0.759	0.0125	0.0285	0.2896	708	1.153	0.149
2	10	0.049	0.4742	0.2291	0.2034	0.433	0.777	0.0109	0.0249	0.2925	740	1.126	0.127
	11	0.035	0.5090	0.2291	0.2107	0.314	0.805	0.0082	0.0187	0.2972	794	1.087	0.092
	8	0.165	0.3526	0.2818	0.1754	1.473	0.670	0.0392	0.0784	0.3009	550	1.493	0.433
1	10	0.134	0.4208	0.2818	0.1916	1.241	0.732	0.0350	0.0700	0.3038	658	1.366	0.365
	11	0.120	0.4536	0.2818	0.1990	1.129	0.760	0.0327	0.0654	0.3140	738	1.316	0.332
	12	0.109	0.4803	0.2818	0.2047	1.038	0.782	0.0307	0.0615	0.3174	749	1.279	0.305
1-1/4	10	0.095	0.5153	0.2818	0.2121	0.919	0.810	0.0280	0.0569	0.3217	804	1.235	0.270
	11	0.083	0.5463	0.2818	0.2183	0.814	0.834	0.0253	0.0507	0.3255	852	1.199	0.239
	12	0.072	0.5755	0.2818	0.2241	0.714	0.856	0.0227	0.0455	0.3291	898	1.168	0.210
1-1/2	10	0.065	0.5945	0.2818	0.2278	0.650	0.870	0.0210	0.0419	0.3314	927	1.149	0.191
	11	0.049	0.6390	0.2818	0.2361	0.498	0.902	0.0166	0.0332	0.3367	997	1.109	0.146
	12	0.035	0.6793	0.2818	0.2435	0.361	0.930	0.0124	0.0247	0.3414	1060	1.075	0.106
1-3/4	7	0.180	0.6221	0.3272	0.2330	2.059	0.890	0.0890	0.1425	0.3836	870	1.404	0.605
	8	0.165	0.6648	0.3272	0.2409	1.914	0.920	0.0847	0.1355	0.3880	1037	1.359	0.562
	10	0.134	0.7574	0.3272	0.2571	1.599	0.962	0.0742	0.1187	0.3974	1182	1.273	0.470
2	10	0.120	0.8012	0.3272	0.2644	1.450	1.010	0.0688	0.1100	0.4018	1250	1.238	0.428
	11	0.109	0.8365	0.3272	0.2702	1.330	1.032	0.0642	0.1027	0.4052	1305	1.211	0.391
	12	0.095	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.0579	0.0926	0.4097	1377	1.179	0.345
1-1/2	10	0.083	0.9229	0.3272	0.2838	1.036	1.084	0.0521	0.0833	0.4136	1440	1.153	0.304
	11	0.065	0.9652	0.3272	0.2932	0.824	1.120	0.0426	0.0682	0.4186	1537	1.116	0.242
	12	0.049	1.0423	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.0334	0.0534	0.4250	1626	1.085	0.185
1-1/2	10	0.035	1.0936	0.3272	0.3089	0.455	1.180	0.0247	0.0395	0.4297	1706	1.059	0.134
	10	0.134	1.1921	0.3927	0.3225	1.957	1.232	0.1354	0.1806	0.4853	1860	1.218	0.575
	11	0.109	1.2908	0.3927	0.3366	1.621	1.282	0.1159	0.1545	0.4933	2014	1.170	0.476
2	12	0.083	1.3977	0.3927	0.3492	1.257	1.334	0.0931	0.1241	0.5018	2180	1.124	0.389
	13	0.065	1.4741	0.3927	0.3597	0.897	1.370	0.0756	0.1008	0.5079	2300	1.095	0.293
	10	0.120	2.4328	0.5236	0.4608	2.412	1.780	0.3144	0.1444	0.6660	3795	1.138	0.709
2	12	0.109	2.4841	0.5236	0.4685	2.204	1.782	0.2904	0.1394	0.6597	3881	1.122	0.648
	13	0.095	2.5730	0.5236	0.4739	1.935	1.810	0.2586	0.1258	0.6744	4014	1.105	0.589
	14	0.083	2.6417	0.5236	0.4801	1.701	1.834	0.2300	0.1164	0.6784	4121	1.091	0.500

\* Weights are based on low carbon steel with a density of 0.2836 lbs./cu. in. For other metals multiply by the following factors:

Aluminum .....	0.35	Aluminum Bronze .....	1.04	Nickel .....	1.13
Titanium .....	0.58	Aluminum Brass .....	1.06	Nickel-Copper .....	1.12
A.I.S.I. 400 Series S/Steels .....	0.99	Nickel-Chrome-Iron .....	1.07	Copper and Cupro-Nickels .....	1.14
A.I.S.I. 300 Series S/Steels .....	1.02	Admiralty .....	1.09		

\*\* Liquid Velocity =  $\frac{\text{lbs. Per Tube Hour}}{C \times \text{Sp. Gr. of Liquid}}$  in feet per sec. (Sp. Gr. of Water at 60°F. = 1.0)

Tabla A.12.9: Características de los tubos de los intercambiadores de calor  
Fuente: Normas TEMA

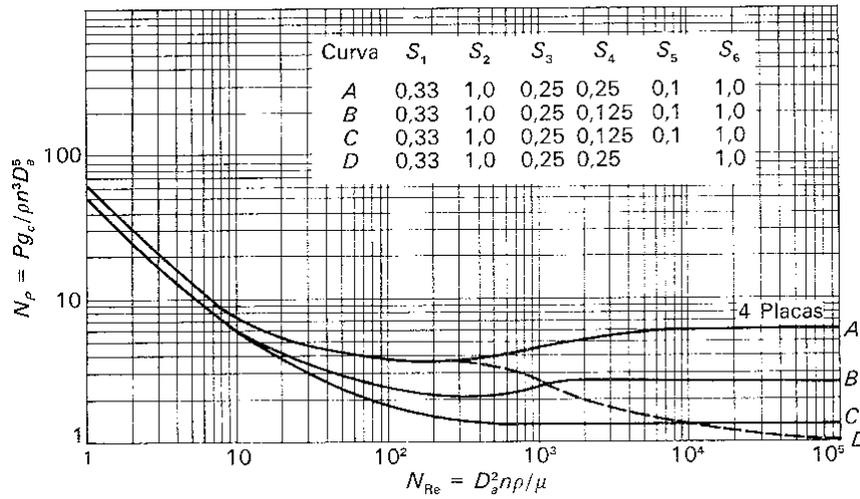


Figura A.12.1: Número de potencia  $N_p$  frente a  $N_{Re}$  para turbinas de seis palas  
Fuente: McCabe et al., 1991

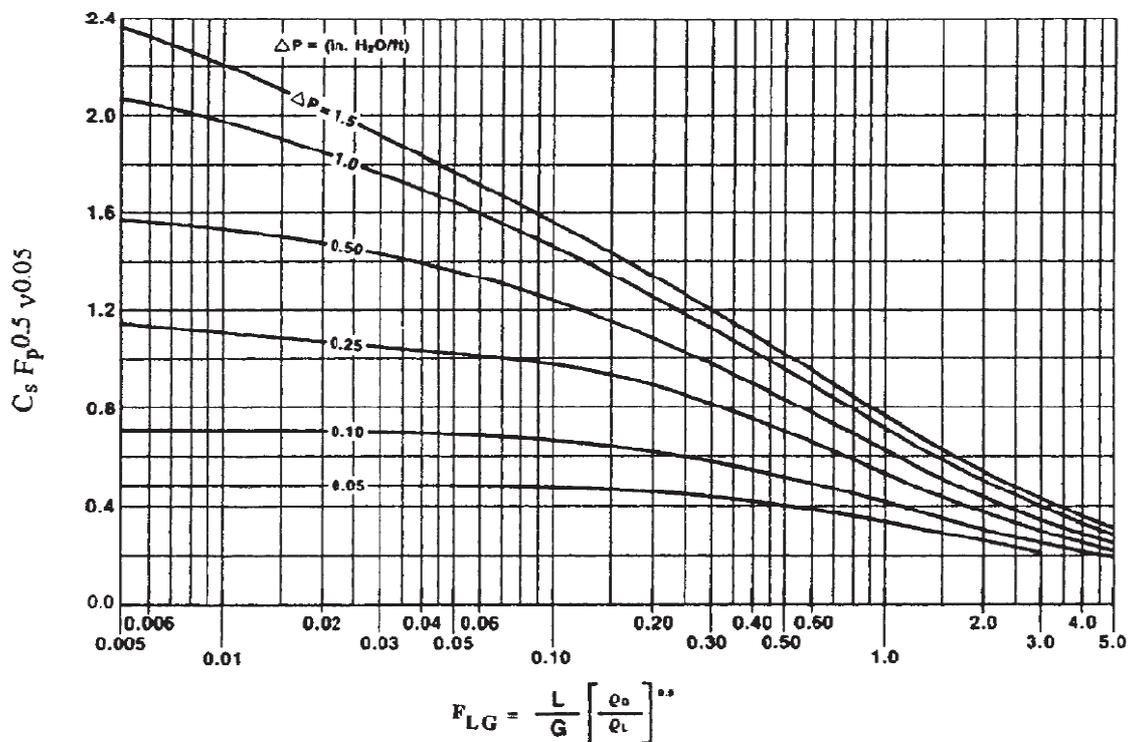


Figura A.12.2: Correlación de Eckert – Leva modificada por Stringle  
Fuente: Perry et al., 2001

Gas-phase reactant	Liquid-phase reactant	$\hat{K}_{Ca}$	Special conditions
HCl	H <sub>2</sub> O	353	Gas-phase limited
NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O	337	Gas-phase limited
Cl <sub>2</sub>	NaOH	272	8% weight solution
SO <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	224	11% weight solution
HF	H <sub>2</sub> O	152	
Br <sub>2</sub>	NaOH	131	5% weight solution
HCN	H <sub>2</sub> O	114	
HCHO	H <sub>2</sub> O	114	Physical absorption
HBr	H <sub>2</sub> O	98	
H <sub>2</sub> S	NaOH	96	4% weight solution
SO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	59	
CO <sub>2</sub>	NaOH	38	4% weight solution
Cl <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	8	Liquid-phase limited

**Tabla A.12.10:** Valores típicos de  $K_{Ga}$  para diversos sistemas químicos

**Fuente:** Perry et al., 2001

Velocidad básica del viento, mph	70	80	90	100	110	120	130
Presión $q_z$ , lb/pie <sup>2</sup>	13	17	21	26	31	37	44

**Tabla A.12.11:** Valores de la presión de estancamiento del viento

**Fuente:** Megyesy E.F, 2001

$C_q$ = Coeficiente de presión (factor de forma):	
Torres cuadradas o rectangulares.....	1.4
Torres hexagonales u octagonales.....	1.1
Torres redondas o elípticas.....	0.8

**Tabla A.12.12:** Valores del coeficiente de presión

**Fuente:** Megyesy E.F, 2001

Altura sobre el piso, pies	Coeficiente $C_s$	
	Exposición C	Exposición B
0- 20	1.2	0.7
20- 40	1.3	0.8
40- 60	1.5	1.0
60-100	1.6	1.1
100-150	1.8	1.3
150-200	1.9	1.4
200-300	2.1	1.6
300-400	2.2	1.8

La exposición C representa la más severa, en terreno plano y generalmente abierto, que se extiende media milla o más desde donde se localiza la torre. Las grandes plantas petroquímicas están en esta categoría. La exposición B es para un terreno en el cual hay construcciones, bosques o irregularidades en el suelo de 20 o más pies de altura que cubre 20 por ciento de área, extendiéndose una milla o más desde donde se ubica la torre.

**Tabla A.12.13:** Valores del coeficiente del factor por ráfagas

**Fuente:** Megyesy E.F, 2001

— Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de 0 a 2 Kg/cm <sup>2</sup> ... ..	20 m/seg
— Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de > 2 Kg/cm <sup>2</sup> ... ..	30 m/seg
— Vapor de agua recalentado a presión < 14 Kg/cm <sup>2</sup> ... ..	50 m/seg
— Vapor de agua recalentado a presión > 14 Kg/cm <sup>2</sup> ... ..	50-70 m/seg
— Agua, en servicios normales ... ..	1,2 ÷ 1,8 m/seg
— Amoníaco líquido ... ..	1,8 m/seg
— Amoníaco gas ... ..	30 m/seg
— Aceites ... ..	1,5 m/seg
— Cloro líquido ... ..	1,5 m/seg
— Gas natural ... ..	30 m/seg
— Hidrógeno ... ..	20 m/seg
— Aire (0.2 Kg/cm <sup>2</sup> ) ... ..	20 m/seg
— Oxígeno (temp. ambiente) ... ..	10 m/seg
— Acido sulfúrico ... ..	1,2 m/seg
— Agua de mar (en tubería recubierta de goma) ...	1,5 ÷ 2,4 m/seg
— Agua de mar (en tubería recubierta de cemento).	1,5 ÷ 3,5 m/seg

**Tabla A.12.14:** Velocidades medias de circulación recomendadas para distintos fluidos

**Fuente:** Suffo M, 2006

Materials	Temperature, °C (°F)					
	485 (900) and lower	510 (950)	540 (1000)	560 (1050)	595 (1100)	620 (1150) and higher
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast iron	0.0					

**Tabla A.12.15:** Valores del coeficiente Y

**Fuente:** ASME B31.3

TIPOS DE JUNTAS SCLDADAS				
TIPOS NORMA UW-12	EFICIENCIA DE LA JUNTA, E	Cuando la junta es:		
		a. Radiogra- fiada total- mente	b. Examinada por zonas	c. No Examinada
<p>1</p> 	<p>1.00</p>	<p>0.85</p>	<p>0.70</p>	
<p>2</p>  <p>En juntas circunferen- ciales únicamente</p>	<p>0.90</p>	<p>0.80</p>	<p>0.65</p>	
<p>3</p> 	<p>—</p>	<p>—</p>	<p>0.60</p>	
<p>4</p> 	<p>—</p>	<p>—</p>	<p>0.55</p>	
<p>5</p> 	<p>—</p>	<p>—</p>	<p>0.50</p>	
<p>6</p> 	<p>—</p>	<p>—</p>	<p>0.45</p>	

Tabla A12.16: Tipos de juntas soldadas  
Fuente: Megyesy E.F, 2001

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft <sup>2</sup> /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
1/8	0.405	10S	0.049	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.19
		40ST, 40S	.065	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.215	.093	.00025	.106	.0563	.113	56.5	.31
1/4	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.095	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.119	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
3/8	0.675	10S	.065	.545	.125	.00162	.177	.143	.727	363.5	.42
		40ST, 40S	.091	.493	.167	.00133	.177	.129	.596	298.0	.57
		80XS, 80S	.126	.423	.217	.00098	.177	.111	.440	220.0	.74
1/2	0.840	5S	.065	.710	.158	.00275	.220	.186	1.234	617.0	.54
		10S	.083	.674	.197	.00248	.220	.176	1.112	556.0	.67
		40ST, 40S	.109	.622	.250	.00211	.220	.163	0.945	472.0	.85
		80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.188	.464	.385	.00117	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.504	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
3/4	1.050	5S	.065	.920	.201	.00461	.275	.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	.083	.884	.252	.00426	.275	.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	.113	.824	.333	.00371	.275	.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.917	455.5	1.94
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.54
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1 1/4	1.660	5S	.065	1.530	0.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.11
		10S	.109	1.442	0.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	0.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	0.881	.00891	.435	.335	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1 1/2	1.900	5S	.065	1.770	0.375	.01709	.497	.463	7.67	3835	1.28
		10S	.109	1.682	0.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	.065	2.245	0.472	.02749	.622	.588	12.34	6170	1.61
		10S	.109	2.157	0.776	.02538	.622	.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	.154	2.067	1.075	.02330	.622	.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		160	.344	1.687	2.195	.01552	.622	.436	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
2 1/2	2.875	5S	.083	2.709	0.728	.04003	.753	.709	17.97	8985	2.48
		10S	.120	2.635	1.039	.03787	.753	.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	.203	2.469	1.704	.03322	.753	.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	.276	2.323	2.254	.02942	.753	.608	13.20	6600	7.66
		160	.375	2.125	2.945	.02463	.753	.556	11.07	5535	10.01
		XX	.552	1.771	4.028	.01711	.753	.464	7.68	3840	13.69
3	3.500	5S	.083	3.334	0.891	.06063	.916	.873	27.21	13,605	3.03
		10S	.120	3.260	1.274	.05796	.916	.853	26.02	13,010	4.33
		40ST, 40S	.216	3.068	2.228	.05130	.916	.803	23.00	11,500	7.58
		80XS, 80S	.300	2.900	3.016	.04587	.916	.759	20.55	10,275	10.25
		160	.438	2.624	4.213	.03755	.916	.687	16.86	8430	14.32
		XX	.600	2.300	5.466	.02885	.916	.602	12.95	6475	18.58
3 1/2	4.0	5S	.083	3.834	1.021	.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	.120	3.760	1.463	.07711	1.047	0.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	.226	3.548	2.680	.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80XS, 80S	.318	3.364	3.678	.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.50
4	4.5	5S	.083	4.334	1.152	.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	.120	4.260	1.651	.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	.237	4.026	3.17	.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98

Tabla A.12.17: Propiedades de tuberías de acero  
Fuente: Perry et al., 2001

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft <sup>2</sup> /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
5	5.563	120	0.438	3.624	5.58	0.07170	1.178	0.949	32.2	16,100	19.00
		160	.531	3.438	6.62	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51
		XX	.674	3.152	8.10	.05419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
		5S	.109	5.345	1.87	.1558	1.456	1.399	69.9	34,950	6.36
		10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.386	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.30	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96
		XX	.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
6	6.625	5S	.109	6.407	2.23	.2239	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	.562	5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	45.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16
		5S	.109	8.407	2.915	.3855	2.258	2.201	173.0	86,500	9.93
		10S	.148	8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	169.8	84,900	13.40
		20	.250	8.125	6.578	.3601	2.258	2.127	161.5	80,750	22.36
8	8.625	30	.277	8.071	7.265	.3553	2.258	2.113	159.4	79,700	24.70
		40ST, 40S	.322	7.981	8.399	.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		60	.406	7.813	10.48	.3329	2.258	2.045	149.4	74,700	35.64
		80XS, 80S	.500	7.625	12.76	.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
		100	.594	7.437	14.99	.3017	2.258	1.947	135.4	67,700	50.95
		120	.719	7.187	17.86	.2817	2.258	1.882	126.4	63,200	60.71
		140	.812	7.001	19.93	.2673	2.258	1.833	120.0	60,000	67.76
		XX	.875	6.875	21.30	.2578	2.258	1.800	113.7	57,850	72.42
		160	.906	6.813	21.97	.2532	2.258	1.784	113.5	56,750	74.69
		10	10.75	5S	.134	10.482	4.47	.5993	2.814	2.744	269.0
10S	.165			10.420	5.49	.5922	2.814	2.728	265.8	132,900	18.65
20	.250			10.250	8.25	.5731	2.814	2.685	257.0	128,500	28.04
30	.307			10.136	10.07	.5603	2.814	2.655	252.0	126,000	34.24
40ST, 40S	.365			10.020	11.91	.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
80S, 60XS	.500			9.750	16.10	.5185	2.814	2.550	233.0	116,500	54.74
80	.594			9.562	18.95	.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.43
100	.719			9.312	22.66	.4729	2.814	2.438	212.3	106,150	77.03
120	.844			9.062	26.27	.4479	2.814	2.372	201.0	100,500	89.29
140, XX	1.000			8.750	30.63	.4176	2.814	2.291	188.0	94,000	104.13
160	1.125	8.500	34.02	.3941	2.814	2.225	177.0	88,500	115.64		
12	12.75	5S	0.156	12.438	6.17	.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
		10S	0.180	12.390	7.11	.8373	3.338	3.24	375.8	187,900	24.17
		20	0.250	12.250	9.82	.8185	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38
		30	0.330	12.090	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77
		ST, 40S	0.375	12.000	14.58	.7854	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56
		40	0.406	11.938	15.74	.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.52
		XS, 80S	0.500	11.750	19.24	.7530	3.338	3.08	338.0	169,000	65.42
		60	0.562	11.626	21.52	.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.15
		80	0.688	11.374	26.07	.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.63
		100	0.844	11.062	31.57	.6674	3.338	2.90	299.6	149,800	107.32
14	14	120, XX	1.000	10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49
		140	1.125	10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.67
		160	1.312	10.126	47.14	.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.27
		5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.58	459	229,500	23.07
		10S	0.188	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	454	227,000	27.73
		10	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71
		20	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.61
		30, ST	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57
		40	0.438	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.44
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207,000	72.09
16	16	60	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201,000	85.05
		80	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	382	191,000	106.13
		100	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.85
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.79
		140	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.21
		160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.11
		5S	0.165	15.670	8.21	1.3393	4.189	4.10	601	300,500	27.90
		10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.189	4.09	598	299,000	31.75
		10	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.189	4.06	587	293,500	42.05

Tabla A.12.17: Propiedades de tuberías de acero (continuación)

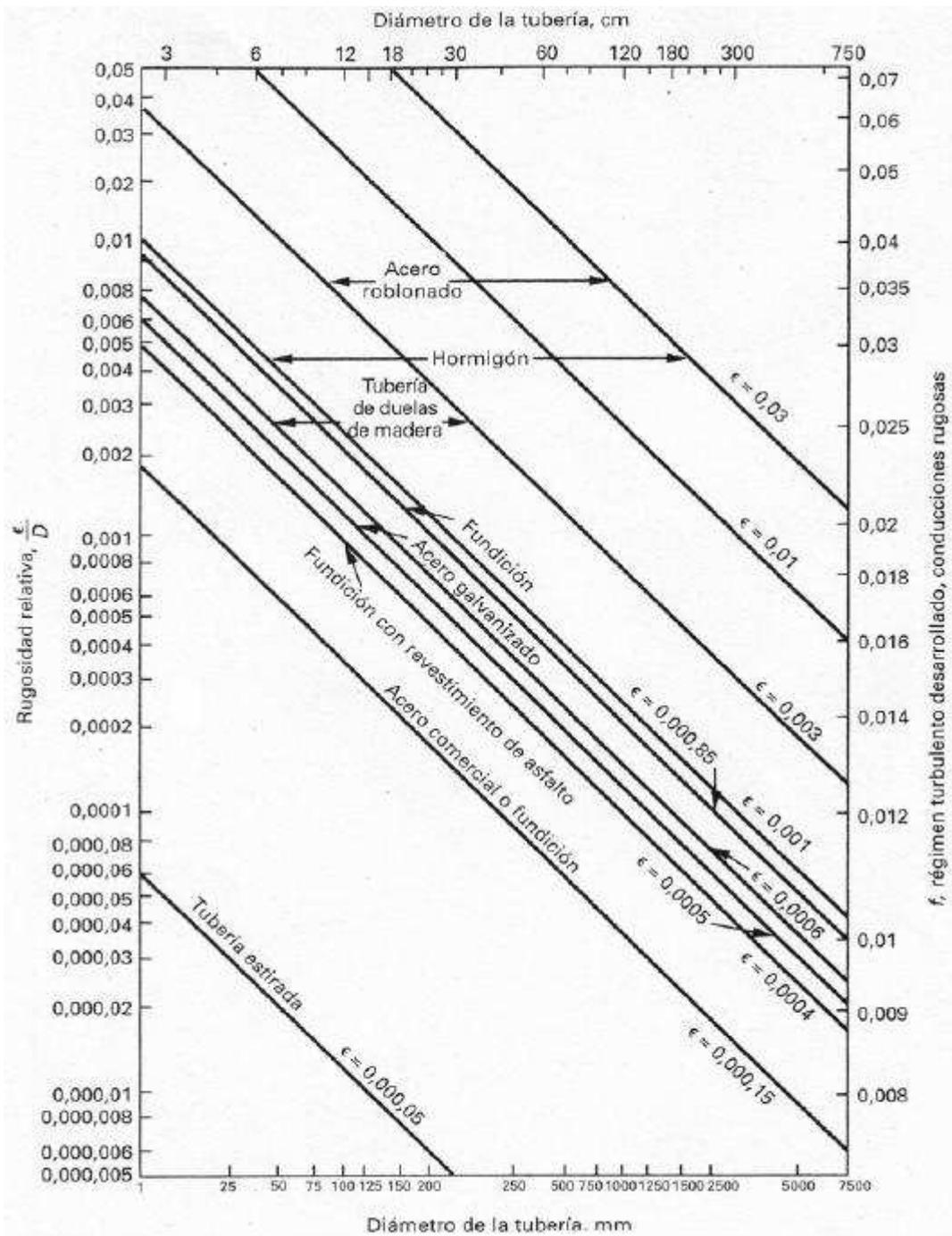
Fuente: Perry et al., 2001

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter in	Cross-sectional area		Circumference, F, or surface, ft <sup>2</sup> /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft		
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	L/h water			
18	18	30	0.312	15.376	15.38	1.2985	4.180	4.03	578	289,000	52.27		
		30, 8T	0.375	15.250	18.41	1.2680	4.189	3.99	568	284,000	62.58		
		40, XS	0.500	15.000	24.35	1.2272	4.189	3.93	559	275,000	82.77		
		60	0.626	14.688	31.62	1.1766	4.189	3.85	528	264,000	107.50		
		80	0.844	14.312	40.19	1.1171	4.189	3.75	501	250,500	136.61		
		100	1.031	13.938	48.48	1.0596	4.189	3.65	474	237,000	164.82		
		120	1.219	13.562	56.61	1.0032	4.189	3.55	450	225,000	192.43		
		140	1.438	13.124	65.79	0.9394	4.189	3.44	422	211,000	223.64		
		160	1.594	12.812	72.14	0.8953	4.189	3.35	402	201,000	245.25		
		18	18	5S	0.165	17.670	9.25	1.7029	4.712	4.63	764	382,000	31.43
				10S	0.188	17.624	10.52	1.6941	4.712	4.61	760	379,400	35.76
				10	0.250	17.500	13.94	1.6703	4.712	4.58	750	375,000	47.39
				20	0.312	17.376	17.34	1.6468	4.712	4.55	739	369,500	58.94
				ST	0.375	17.250	20.76	1.6230	4.712	4.52	728	364,000	70.59
				30	0.438	17.124	24.16	1.5993	4.712	4.48	718	359,000	82.15
				XS	0.500	17.000	27.49	1.5763	4.712	4.45	707	353,500	93.45
40	0.562			16.876	30.79	1.5533	4.712	4.42	697	348,500	104.67		
60	0.750			16.500	40.64	1.4849	4.712	4.32	666	333,000	138.17		
80	0.938			16.124	50.28	1.4180	4.712	4.22	636	318,000	170.92		
100	1.156			15.688	61.17	1.3423	4.712	4.11	602	301,000	207.96		
120	1.375			15.250	71.82	1.2684	4.712	3.99	569	284,500	244.14		
140	1.562			14.876	80.66	1.2070	4.712	3.89	540	270,000	274.22		
160	1.781			14.438	90.75	1.1370	4.712	3.78	510	255,000	308.50		
20	20			5S	0.188	19.624	11.70	2.1004	5.236	5.14	943	471,500	39.78
				10S	0.218	19.564	13.55	2.0878	5.236	5.12	937	467,500	46.06
		10	0.250	19.500	15.51	2.0740	5.236	5.11	930	465,000	52.73		
		20, ST	0.375	19.250	23.12	2.0211	5.236	5.04	902	451,000	78.60		
		30, XS	0.500	19.000	30.63	1.9689	5.236	4.97	883	441,500	104.13		
		40	0.594	18.812	36.21	1.9302	5.236	4.92	866	433,000	123.11		
		60	0.812	18.376	48.95	1.8417	5.236	4.81	826	413,000	166.40		
		80	1.031	17.938	61.44	1.7550	5.236	4.70	787	393,500	208.87		
		100	1.281	17.438	75.33	1.6585	5.236	4.57	744	372,000	256.10		
		120	1.500	17.000	87.18	1.5763	5.236	4.45	707	353,500	296.37		
		140	1.750	16.500	100.3	1.4849	5.236	4.32	665	332,500	341.09		
		160	1.969	16.062	111.5	1.4071	5.236	4.21	632	316,000	397.17		
		24	24	5S	0.218	23.564	16.29	3.0285	6.283	6.17	1359	679,500	55.37
				10, 10S	0.250	23.500	18.65	3.012	6.283	6.15	1350	675,000	63.41
				20, ST	0.375	23.250	27.83	2.948	6.283	6.09	1325	662,500	94.62
				XS	0.500	23.000	36.90	2.885	6.283	6.02	1295	642,500	125.49
30	0.562			22.876	41.39	2.854	6.283	5.99	1281	640,500	140.68		
40	0.688			22.624	50.39	2.792	6.283	5.92	1253	626,500	171.29		
60	0.969			22.062	70.11	2.655	6.283	5.78	1192	596,000	238.35		
80	1.219			21.562	87.24	2.536	6.283	5.64	1138	569,000	296.58		
100	1.531			20.938	108.1	2.391	6.283	5.48	1073	536,500	367.39		
120	1.812			20.376	126.3	2.264	6.283	5.33	1016	508,000	429.39		
140	2.062			19.876	142.1	2.155	6.283	5.20	965	482,500	483.12		
160	2.344			19.312	159.5	2.034	6.283	5.06	913	456,500	542.13		
30	30			5S	0.250	29.500	23.37	4.746	7.854	7.72	2139	1,065,000	79.43
				10, 10S	0.312	29.376	29.10	4.707	7.854	7.69	2110	1,055,000	88.93
				ST	0.375	29.250	34.90	4.666	7.854	7.66	2094	1,045,000	118.65
				20, XS	0.500	29.000	46.34	4.587	7.854	7.59	2055	1,027,500	157.53
		30	0.625	28.750	57.68	4.508	7.854	7.53	2020	1,010,000	196.08		

Tabla A.12.17: Propiedades de tuberías de acero (fin)

Fuente: Perry et al., 2001



**Figura A.12.3:** Gráfica de Moody para la rugosidad relativa  
**Fuente:** Metcalf & Eddy, 1995

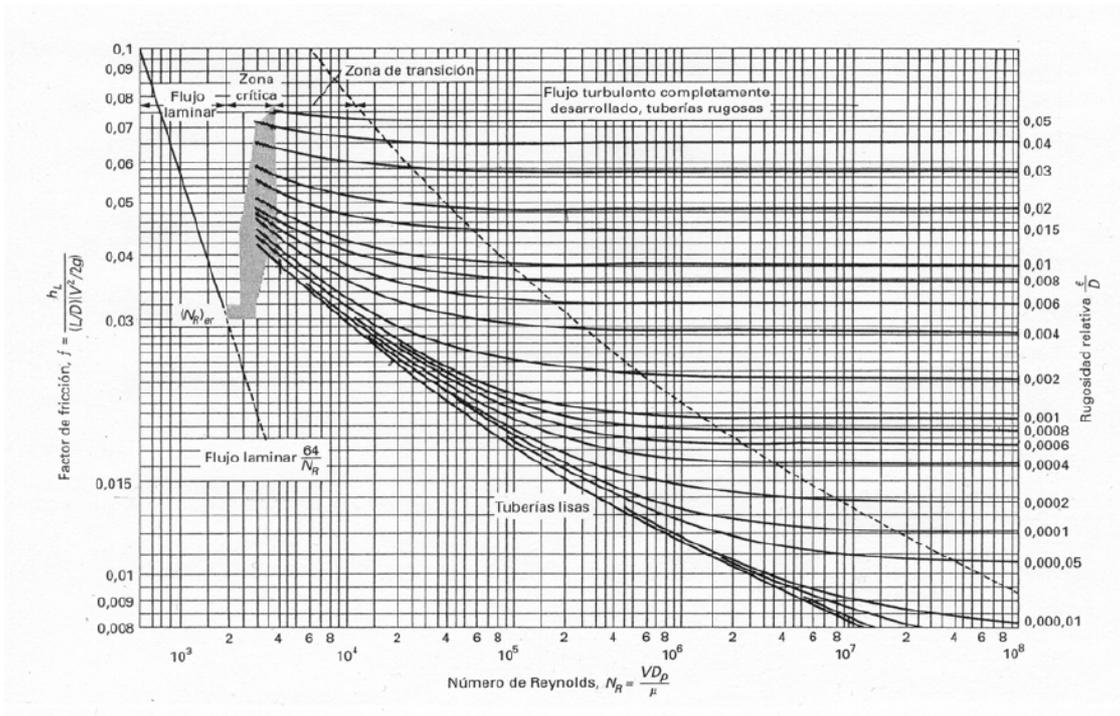


Figura A.12.4: Gráfica de Moody  
Fuente: Metcalf & Eddy, 1995

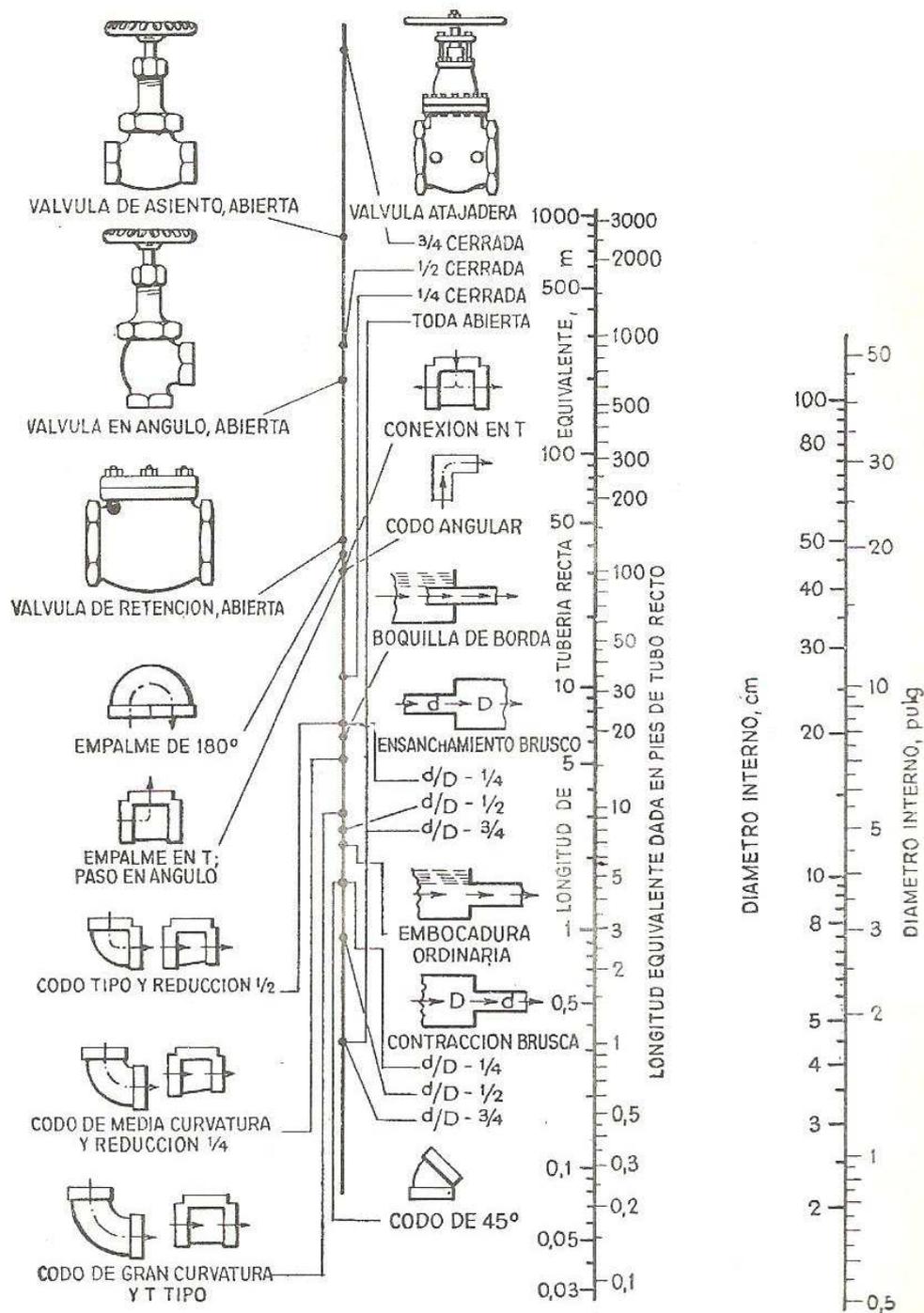


Figura A.12.5: Nomograma longitudes equivalentes de accesorios

Fuente: Muñoz y Blandino, 2004

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Pérdidas de carga por válvulas y accesorios								
Tipo	Paso							
	Millímetros Pulgadas	600 24"	500 20"	450 18"	400 16"	350 14"	300 12"	250 10"
<b>COMPUERTA</b>								
Totalmente abierta	7,8	6,5	5,85	5,2	4,55	3,9	3,25	
3/4 abierta	21	17,5	15,75	14	12,25	10,3	8,75	
1/2 abierta	96	80	72	64	56	48	40	
1/4 abierta	540	450	405	360	315	270	225	
<b>ASIENTO</b>								
De tapón o bisel	204	170	153	136	119	102	85	
Con guías	270	225	202,5	180	157,5	135	112,5	
Husillo inclinado 60°	105	87,5	78,75	70	61,25	52,5	43,75	
De ángulo	120	100	90	80	70	60	50	
<b>RETENCION</b>								
De clapeta oscilante	81	67,5	60,75	54	47,25	40,5	33,75	
De pistón	270	225	202,5	180	157,5	135	112,5	
<b>MARIPOSA</b>								
Totalmente abierta	19,5	16,25	13	9,75	8,125	6,5	5,2	
<b>CRIFOS</b>								
De dos vías	10,8	9	8,1	7,2	6,3	5,4	4,5	
Tres vías, paso recto	26,4	22	19,8	17,6	15,4	13,2	11	
Tres vías, paso angular	84	70	63	56	49	42	35	
<b>DE PIE</b>								
Obturador doble ascendente	252	210	189	168	147	126	105	
Obturador oscilante	45	37,5	33,75	30	26,25	22,5	18,75	
<b>ACCESORIOS</b>								
Codo a 90°	18	15	13,5	12	10,5	9	7,5	
Codo a 45°	9,6	8	7,2	6,4	5,6	4,8	4,0	
T. paso recto	12	10	9	8	7,0	6	5	
T. paso angular	36	30	27	24	21	18	15	
U (codo a 180°)	30	25	22,5	20	17,5	15	12,5	

Paso												
200 8"	150 6"	125 5"	100 4"	80 3"	65 2 1/2"	50 2"	40 1 1/2"	32 1 1/4"	25 1"	20 3/4"	15 1/2"	10 3/4"
2,6	1,95	1,62	1,3	1,04	0,845	0,65	0,52	0,416	0,325	0,26	0,195	0,13
7	5,25	4,37	3,5	2,8	2,27	1,75	1,4	1,12	0,87	0,7	0,52	0,35
32	24	20	16	12,8	10,4	8	6,4	5,12	4	3,2	2,4	1,6
180	135	112,5	90	72	58,5	42	36	28,8	22,5	18	13,5	9
68	51	42,5	34	27,2	22,1	17	13,6	10,88	8,5	6,8	5,1	3,4
90	67,5	56,25	45	36	28	21	19	15	12	9,8	7,4	4,8
35	26,25	21,87	17,5	14	11,375	8,75	7	5,6	4,37	3,5	2,62	1,75
40	30	25	20	16	12,8	9,6	7,2	5,6	4,32	3,4	2,55	1,68
27	20,25	16,81	13,5	10,8	8,77	6,75	5,4	4,32	3,375	2,7	2,02	1,35
90	67,5	56,25	45	36	28,1	17	13,6	10,9	8,5	6,8	5,1	3,4
4,22	3,25	2,6	2,08	1,62	1,3	0,975	0,65	0,6	0,57	0,43	0,25	—
3,6	2,7	2,25	1,8	1,44	1,17	0,9	0,72	0,57	0,45	0,36	0,27	0,18
8,8	6,6	5,5	4,4	3,52	2,86	2,2	1,76	1,4	1,1	0,83	0,66	0,44
28	21	17,5	14	11,2	9,1	7	5,6	4,48	3,5	2,8	2,1	1,4
84	63	52,5	42	33,6	27,3	21	16,8	13,44	10,5	8,4	6,3	4,2
15	11,25	9,37	7,5	6	4,87	3,75	3	2,4	1,87	1,12	1,15	0,75
6	4,5	3,75	3	2,4	1,95	1,5	1,2	0,96	0,75	0,6	0,45	0,3
3,2	2,4	2,0	1,6	1,28	1,04	0,8	0,64	0,51	0,4	0,32	0,24	0,16
4	3,0	2,5	2,0	1,6	1,3	1	0,8	0,64	0,5	0,4	0,3	0,2
12	9	7,5	6	4,8	3,9	3	2,4	1,92	1,5	1,2	0,9	0,6
10	7,5	6,25	5	4	3,25	2,5	2,0	1,6	1,25	1,0	0,75	0,5

Tabla A.12.18: Pérdidas de carga en válvulas y accesorios

Fuente: Suffo M, 2006

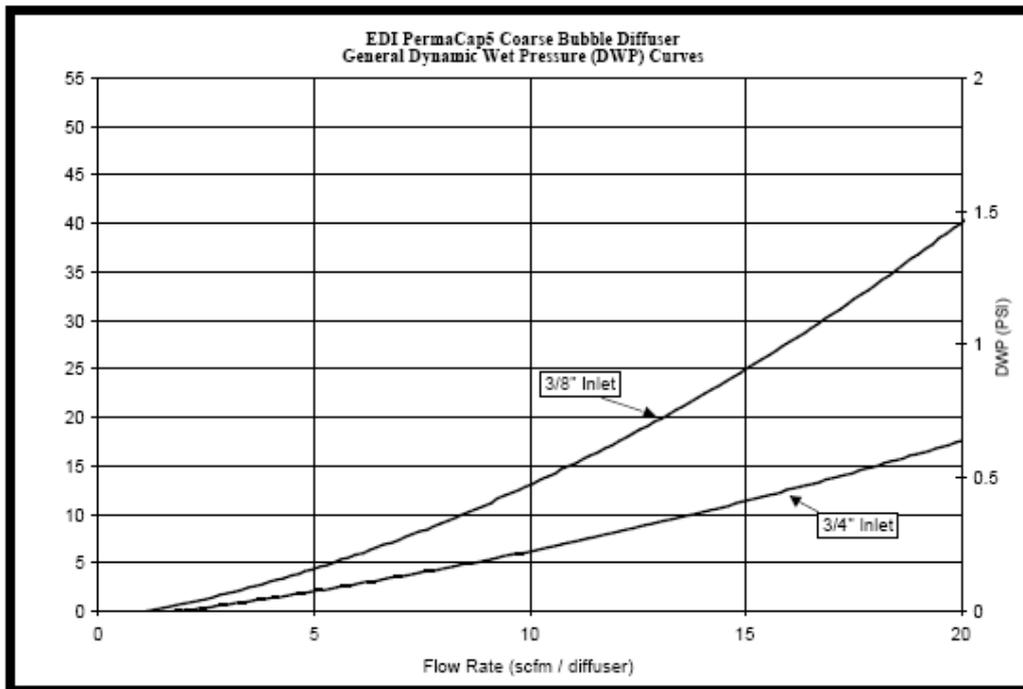


Figura A.12.6: Pérdida de carga en difusores

Fuente: Diffuser Express®

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Gas	X	Y	$\mu \times 10^7$ p	Ref.	Gas	X	Y	$\mu \times 10^7$ p	Ref.
Acetic acid	7.0	14.6	825 (50°C)	1	Hydrogen-sulfur dioxide				4
Acetone	8.4	13.2	735	1	10% H <sub>2</sub> , 90% SO <sub>2</sub>	8.7	18.1	1259 (17)	
Acetylene	9.3	15.5	1017	1	30% H <sub>2</sub> , 80% SO <sub>2</sub>	8.6	18.2	1277 (17)	
Air	10.4	20.4	1812	1	50% H <sub>2</sub> , 50% SO <sub>2</sub>	8.9	18.3	1332 (17)	
Ammonia	8.4	16.0	1000	1	80% H <sub>2</sub> , 20% SO <sub>2</sub>	9.7	17.7	1306 (17)	
Amylene (β)	8.6	12.2	676	1	Hydrogen bromide	8.4	21.6	1843	1
Argon	9.7	22.6	2215	1	Hydrogen chloride	8.5	19.2	1425	1
Arsine	8.6	20.0	1576	1	Hydrogen cyanide	7.1	14.5	737	1
Benzene	8.7	13.2	746	1	Hydrogen iodide	8.5	21.5	1830	1
Bromine	8.8	19.4	1495	1	Hydrogen sulfide	8.4	18.0	1265	1
Butane (n)	8.6	13.2	735	1	Iodine	8.7	18.7	1730 (100)	1
Butane (iso)	8.6	13.2	744	1	Krypton	9.4	24.0	2480	1
Butyl acetate (iso)	5.7	16.3	778	1	Mercury	7.4	24.9	4500 (200)	1
Butylene (α)	8.4	13.5	761	1	Mercuric bromide	8.5	19.0	2253	1
Butylene (β)	8.7	13.1	746	1	Mercuric chloride	7.7	18.7	2200 (200)	1
Butylene (iso)	8.3	13.9	786	1	Mercuric iodide	8.4	18.0	2045 (200)	1
Butyl formate (iso)	6.6	16.0	840	1	Mesitylene	9.5	10.2	660 (50)	1
Cadmium	7.8	22.5	3690 (300)	1	Methane	9.5	15.8	1092	1
Carbon dioxide	8.9	19.1	1463	1	Methane (deuterated)	9.5	17.6	1290	1
Carbon disulfide	8.5	15.8	990	1	Methanol	8.3	15.6	935	1
Carbon monoxide	10.5	20.0	1749	1	Methyl acetate	8.4	14.0	870 (50)	
Carbon oxysulfide	8.2	17.9	1220	1	Methyl acetylene	8.9	14.3	867	1
Carbon tetrachloride	8.0	15.3	966	1	3-Methyl-1-butene	8.0	13.3	716	1
Chlorine	8.8	18.3	1335	1	Methyl butyrate (iso)	6.6	15.8	824	1
Chloroform	8.8	15.7	1000	1	Methyl bromide	8.1	18.7	1327	1
Cyanogen	8.2	16.2	1002	1	Methyl chloride	8.5	16.5	1062	1
Cyclohexane	9.0	12.2	701	1	3-Methylene-1-butene	8.0	13.3	716	1
Cyclopropane	8.3	14.7	870	1	Methylene chloride	8.5	15.8	989	1
Deuterium	11.0	16.2	1240	1	Methyl formate	5.1	18.0	923	6
Diethyl ether	8.8	12.7	730	1	Neon	11.1	25.8	3113	1
Dimethyl ether	9.0	15.0	925	1	Nitric oxide	10.4	20.8	1899	1
Diphenyl ether	8.6	10.4	610 (50)	1	Nitrogen	10.6	20.0	1766	1
Diphenyl methane	8.0	10.3	605 (50)	1	Nitrous oxide	9.0	19.0	1460	1
Ethane	9.0	14.5	915	1	Nonane (n)	9.2	8.9	554 (50)	1
Ethanol	8.2	14.5	835	1	Octane (n)	8.8	9.8	586 (50)	1
Ethyl acetate	8.4	13.4	743	1	Oxygen	10.2	21.6	2026	1
Ethyl chloride	8.5	15.6	978	1	Pentane (n)	8.5	12.3	668	1
Ethylene	9.5	15.2	1010	1	Pentane (iso)	8.9	12.1	685	1
Ethyl propionate	12.0	12.4	890	1	Phosphene	8.8	17.0	1150	1
Fluorine	7.3	23.8	2250	2	Propane	8.9	13.5	800	1
Freon-11	8.6	16.2	1298 (93)	3	Propanol (n)	8.4	13.5	770	1
Freon-12	9.0	17.4	1496 (93)	3	Propanol (iso)	8.4	13.6	774	1
Freon-14	9.5	20.4	1716	5	Propyl acetate	8.0	14.3	797	1
Freon-21	9.0	16.7	1389 (93)	3	Propylene	8.5	14.4	840	1
Freon-22	9.0	17.7	1534 (93)	3	Pyridine	8.6	13.3	830 (50)	1
Freon-113	11.0	14.0	1166 (93)	3	Silane	9.0	16.8	1145	1
Freon 114	9.4	16.1	1364 (93)	3	Stannic chloride	9.1	16.0	1330 (100)	1
Helium	11.3	20.8	1946	1	Stannic bromide	9.0	16.7	142 (100)	1
Heptane (n)	8.6	10.6	618 (50)	1	Sulfur dioxide	8.4	18.2	1250	1
Hexane (n)	8.4	12.0	644	1	Thiazole	10.0	14.4	965	1
Hydrogen	11.3	12.4	880	1	Thiophene	8.3	14.2	901 (50)	1
Hydrogen-helium				1	Toluene	8.6	12.5	686	1
10% H <sub>2</sub> , 90% He	11.0	20.5	1780 (0)		2,2,3-Trimethylbutane	10.0	10.4	691 (50)	1
25% H <sub>2</sub> , 75% He	11.0	19.4	1603 (0)		Trimethylethane	8.0	13.0	686	1
40% H <sub>2</sub> , 60% He	10.7	18.1	1431 (0)		Water	8.0	16.0	1250 (100)	1
60% H <sub>2</sub> , 40% He	10.8	16.7	1227 (0)		Xenon	9.3	23.0	2235	
81% H <sub>2</sub> , 19% He	10.5	15.0	1016 (0)		Zinc	8.0	22.0	5250 (500)	1

Tabla A.12.19: Viscosidades de gases (para utilizar con la figura A.12.7)

Fuente: Perry et al., 2001

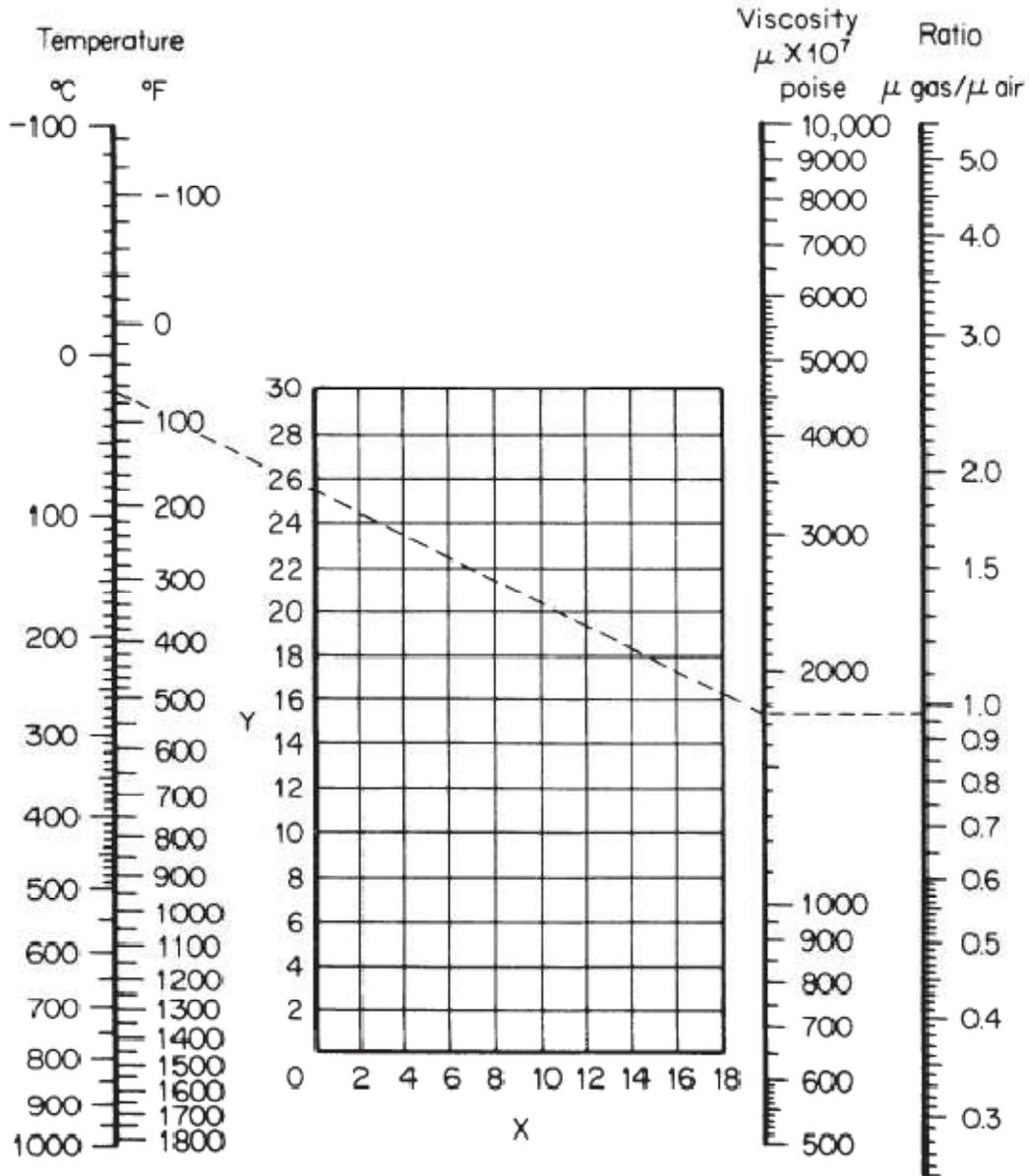


Figura A.12.7: Nomograma para la determinación de la viscosidad absoluta de un gas  
Fuente: Perry et al., 2001



F I C H A D E D A T O S D E S E G U R I D A D

# Hidrógeno

Nº FDS: 067A  
Versión: 3  
Fecha: Julio 1999

<b>1. IDENTIFICACION DE LA SUSTANCIA O PREPARADO Y DE LA EMPRESA</b> Nº FDS: 067A Nombre del producto: HIDROGENO Fórmula química: H <sub>2</sub> Identificación de la empresa: Ver recuadro en el final del dorso de página. Teléfono de emergencia: Ver relación en el final del dorso de página.	<b>Equipo de protección especial para la actuación en incendios:</b> En espacios confinados se recomienda utilizar equipo de respiración autónomo de presión positiva.
<b>2. COMPOSICION E INFORMACION DE LOS COMPONENTES</b> Sustancia o mezcla: Sustancia Componentes e impurezas: No contiene otros componentes o impurezas que puedan modificar la clasificación del producto. Nº CAS: 1333-74-0 Nº CEE (según EINECS): 2156057	<b>6. MEDIDAS A TOMAR EN CASO DE ESCAPE O VERTIDO ACCIDENTAL</b> <b>Precauciones personales:</b> Evacuar el área afectada. Utilizar equipos de respiración autónoma cuando se encuentre en una zona contaminada, a menos que se compruebe que la atmósfera es respirable. Asegurar la adecuada ventilación en el área. <b>Medidas a tomar en el área afectada:</b> Intentar detener el escape. <b>Métodos de limpieza:</b> Ventilar el área afectada.
<b>3. IDENTIFICACION DE LOS PELIGROS</b> Gas comprimido a alta presión. Extremadamente inflamable.	<b>7. MANIPULACION Y ALMACENAMIENTO</b> Asegurarse que la instalación está adecuadamente conectada a tierra. Mantener lejos de fuentes de ignición, incluso descarga estática. Separar los gases oxidantes y otros materiales oxidantes durante el almacenamiento. Debe prevenirse la entrada de agua al interior del recipiente. No permitir el retroceso de sustancias hacia el interior del recipiente. Utilizar únicamente equipo específicamente aprobado para este producto y para la presión y temperatura de utilización. En caso de duda contacte con el suministrador. Solicitar al proveedor las instrucciones para la manipulación de los recipientes. Mantener los recipientes por debajo de 50°C, en un lugar bien ventilado. Abrir las válvulas lentamente y cerrarlas cuando no se utilicen.
<b>4. PRIMEROS AUXILIOS</b> <b>Inhalación:</b> A elevadas temperaturas puede causar asfixia. Los síntomas de asfixia pueden incluir la pérdida de consciencia o movilidad. La víctima puede no haberse dado cuenta de que se asfixia. Retirar a la víctima a una zona no contaminada llevando colocado un equipo de respiración autónomo de presión positiva. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al médico. Aplicarle la respiración artificial, si es preciso. <b>Contacto con la piel y los ojos:</b> Sin efectos para la piel y los ojos. <b>Ingestión:</b> La ingestión no está considerada como vía potencial de exposición.	<b>8. CONTROLES DE EXPOSICION Y EQUIPO DE PROTECCION PERSONAL</b> <b>Valores límites de exposición:</b> No establecidos. <b>Protección personal:</b> No fumar cuando se manipule el producto. Asegurar una ventilación adecuada.
<b>5. MEDIDAS CONTRA INCENDIOS</b> <b>Riesgos específicos:</b> La exposición al fuego de los recipientes puede causar su rotura o explosión. <b>Productos peligrosos de la combustión:</b> Ninguno. <b>Medios de extinción adecuados:</b> Se pueden utilizar todos los agentes extintores conocidos. <b>Medios específicos de actuación:</b> Si es posible detener la fuga del producto. Sacar los recipientes al exterior o enfriarlos con agua pulverizada desde un lugar seguro. No extinguir la fuga de gas ardiendo si no es absolutamente necesario. Se puede producir la reignición espontánea explosiva. Extinguir los otros fuegos.	<b>9. PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS</b> <b>Peso molecular:</b> 2 <b>Temperatura de fusión:</b> -259,20 °C <b>Temperatura de ebullición:</b> -252,76 °C <b>Temperatura crítica:</b> -239,91 °C <b>Densidad relativa del gas (aire=1):</b> 0,070 a 15 °C <b>Densidad relativa del líquido (agua=1):</b> 0,070 a -252,76 °C. <b>Presión de vapor:</b> No aplicable. <b>Solubilidad en agua:</b> 1,78 cm <sup>3</sup> /l a 20 °C

Figura A.2.8: Ficha de seguridad del Hidrógeno

Fuente: CARBUROS METÁLICOS

<p><b>Apariencia y color:</b> Gas incoloro</p> <p><b>Olor:</b> Inodoro.</p> <p><b>Temperatura de autoinflamación:</b> 560 °C</p> <p><b>Rango de inflamabilidad (% de volumen en aire):</b> 4-75</p> <p><b>Otros datos:</b> Se quema con llama invisible e incolora.</p>	<p>Asegurar que el conductor conoce los riesgos potenciales de la carga y que sabe qué hacer en caso de accidente o emergencia.</p> <p>Antes de transportar las botellas asegurarse que las válvulas están cerradas y no fugan y que el tapón del acoplamiento de la válvula y la tulipa o caperuza (cuando existan) están adecuadamente apretadas. Transportarlo solamente en vehículos donde el espacio de la carga esté separado del compartimento del conductor.</p> <p>Asegurarse de cumplir la legislación aplicable.</p>
<p><b>10. ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD</b> Puede formar mezclas explosivas con el aire. Puedo reaccionar violentamente con materias oxidantes.</p>	<p><b>15. INFORMACIONES REGLAMENTARIAS</b> Nº de la sustancia según el Anexo I de la Directiva Europea 67/548 sobre etiquetado: 001-001-00-9 Clasificación CEE: F+;R12 Pictograma: F+:Extremadamente inflamable. Frasas R: 12 Frasas S: 9-16-33 ETIQUETADO DE LOS RECIPIENTES Pictogramas: Nº 3: Gas inflamable. Frasas de riesgo: Gas comprimido a alta presión. R 12. Extremadamente inflamable. Frasas de seguridad: S 9/16/33A. Consérvese el recipiente en lugar bien ventilado, lejos de fuentes de ignición, incluyendo descargas de electricidad estática.</p>
<p><b>11. INFORMACION TOXICOLOGICA</b> General: Este producto no tiene efectos toxicológicos. LC50/11: No aplicable.</p>	<p><b>16. OTRAS INFORMACIONES</b> Otras informaciones: Asegúrese que los operarios conocen el riesgo de inflamabilidad. Antes de utilizar el producto en un proceso nuevo o experimento, debe realizarse un estudio completo de seguridad y de compatibilidad de los materiales utilizados. Responsabilidades: Estas instrucciones han sido elaboradas por Carburos Metálicos, S.A. en base a las informaciones disponibles a la fecha de las mismas y cubren las aplicaciones mas habituales, sin garantizar que su contenido sea suficiente en todos los casos y situaciones. No se acepta ninguna responsabilidad por las lesiones o daños resultantes de su utilización. Su observancia no excluye el cumplimiento de la normativa vigente en cada momento.</p>
<p><b>12. INFORMACION ECOLOGICA</b> General: No se conocen daños ecológicos causados por este producto.</p>	
<p><b>13. CONSIDERACIONES SOBRE LA ELIMINACION DE PRODUCTO</b> General : Se puede descargar a la atmósfera en lugares bien ventilados. No descargar en áreas donde exista riesgo de que se formen mezclas explosivas con el aire. Contactar con el suministrador si se necesita orientación.</p>	
<p><b>14. INFORMACION RELATIVA AL TRANSPORTE</b> Nº de identificación del producto (Nº ONU): 1049 Clase y división: 2.1º Clasificación para el transporte por carretera y ferrocarril (TPC/ADR/TPF/RID): 2.1ºF Nº de identificación del riesgo para el transporte por carretera y ferrocarril (TPC/ADR/TPF/RID): 23 Etiquetas de peligro para el transporte por carretera y ferrocarril (TPC/ADR/TPF/RID): Nº 3: Gas inflamable. Recomendaciones de seguridad para caso de accidente (TREM CARD): Nº para producto: 20 Nº para grupo: 20g04 Transporte marítimo, Nº de página Código IMDG: 2148 Clasificación para el transporte aéreo, Código IATA/ICAO: 2.1. Solamente en aeronaves de carga. Otras informaciones para el transporte: Antes de transportar los recipientes asegurarse una ventilación adecuada.</p>	<p><b>DELEGACIONES (horario laboral):</b> ANDALUCIA (95) 583 15 90 • ARAGON (978) 51 45 55 • ASTURIAS (98) 532 20 00 • BALEARES (971) 60 45 84 • CANARIAS (928) 13 24 62 • CASTILLA/LA MANCHA (91) 657 95 95 • CASTILLA/LEON (983) 54 21 00 • CATALUÑA (93) 290 26 95 • GALICIA (981) 63 92 92 • LEVANTE (96) 140 13 54 • PAIS VASCO /LA RIOJA (94) 671 92 00 <b>UTILIZAR UNICAMENTE EN CASO DE ACCIDENTE</b> <b>93 290 26 00</b> Indicar: Tipo de incidente, lugar y gases involucrados.</p>



Sede Social: C/ Aragón, 300 - 08009 BARCELONA  
Tel.: (93) 290 26 00 - Fax: (93) 290 26 03 / 09

Figura A.2.8: Ficha de seguridad del Hidrógeno (fin)  
Fuente: CARBUROS METÁLICOS

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 1 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 3/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>METANO/ METANO G20</b>		<b>078A-1</b>



Etiqueta 2.1 : Gas inflamable.



F+ : Extremadamente inflamable

### 1 IDENTIFICACIÓN DE LA SUSTANCIA O PREPARADO Y DE LA SOCIEDAD O EMPRESA

**Nombre comercial** : METANO/ METANO G20  
**Número de la Ficha de Datos de Seguridad del producto** : 078A-1  
**Uso** : VARIOS  
**Fórmula química** : CH<sub>4</sub>  
**Identificación de la Compañía** : AL AIR LIQUIDE ESPAÑA S.A.  
 Pº DE LA CASTELLANA ,35  
 28046 MADRID ( ESPAÑA )  
  
**Número de teléfono de emergencia** : 915029300

### 2 COMPOSICIÓN / INFORMACIÓN SOBRE LOS COMPONENTES

Sustancia / Mezcla		: Sustancia.			
Nombre del componente	Contenido	Nº CAS	Nº EC	Nº indice	Clasificación
Metano	100 %	74-82-8	200-812-7	601-001-00-4	F+; R12

No contiene otros componentes o impurezas que puedan influir en la clasificación del producto.

### 3 IDENTIFICACIÓN DE LOS PELIGROS

**Identificación de riesgos** : Gas comprimido.  
 Extremadamente inflamable.  
**Primeras vías de exposición** : En condiciones normales ninguno.

### 4 PRIMEROS AUXILIOS

**Primeros auxilios**  
**- Inhalación** : A elevadas concentraciones puede causar asfixia. Los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad. La víctima puede no haberse dado cuenta de la asfixia.  
 A bajas concentraciones puede tener efectos narcotizantes. Los síntomas pueden incluir vértigos, dolor de cabeza, náuseas y pérdida de coordinación.  
 Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónoma. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al doctor.  
 Aplicar la respiración artificial si se para la respiración.  
**- Contacto con la piel y con los ojos** : En casos de salpicaduras de líquido. Lavar con agua durante al menos 15 minutos.

### 5 MEDIDAS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS

**Riesgos específicos** : En caso de incendio, pueden producirse humos peligrosos. El fuego puede iniciarse a cierta distancia de la fuga.  
 La exposición al fuego puede causar la rotura o explosión de los recipientes.  
**Productos peligrosos de la combustión** : La combustión incompleta puede formar monóxido de carbono.

**Figura A.2.9:** Ficha de seguridad del Metano  
**Fuente:** AIR LIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 2 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 3/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>METANO/ METANO G20</b>		<b>078A-1</b>

#### 5 MEDIDAS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS /...

<b>Medios para extinguir incendios</b>	
- Medios de extinción adecuados	: Se pueden utilizar todos los extintores conocidos.
Métodos específicos	: Si es posible detener la fuga de producto. Colocarse lejos del recipiente y enfriarlo con agua desde un recinto protegido. No extinguir una fuga de gas inflamada si no es absolutamente necesario. Se puede producir la reignición espontánea explosiva. Extinguir los otros fuegos.
Equipo de protección especial para la actuación en incendios	: En espacios confinados utilizar equipos de respiración autónoma de presión positiva.

#### 6 MEDIDAS EN CASO DE VERTIDO ACCIDENTAL

<b>Precauciones personales</b>	: Utilizar equipos de respiración autónoma cuando entren en el área a menos que esté probado que la atmósfera es segura. Evacuar el área. Asegurar la adecuada ventilación de aire. Eliminar las fuentes de ignición.
<b>Precauciones para la protección del medio ambiente</b>	: Intentar parar el escape/derrame.
<b>Métodos de limpieza</b>	: Ventilar la zona.

#### 7 MANIPULACIÓN Y ALMACENAMIENTO

<b>Almacenamiento</b>	: Manténgase en un lugar seco y fresco. Separa de los gases oxidantes o de otros materiales oxidantes durante el almacenamiento. Mantener el contenedor por debajo de 50°C, en un lugar bien ventilado.
<b>Almacenamiento - lejos de Manipulación</b>	: Oxidantes , halógenos y otras materias incompatibles. : Asegúrese que el equipo está adecuadamente conectado a tierra. Debe prevenirse la filtración de agua al interior del recipiente. Purgar el aire del sistema antes de introducir el gas. No permitir el retroceso hacia el interior del recipiente. Utilizar solo equipo específicamente apropiado para este producto y para su presión y temperatura de suministro, en caso de duda contacte con su suministrador. Mantener lejos de fuentes de ignición, incluyendo descarga estática. Solicitar del suministrador las instrucciones de manipulación de los contenedores.

#### 8 CONTROLES DE LA EXPOSICIÓN / PROTECCIÓN PERSONAL

<b>Protección personal</b>	: Asegurar una ventilación adecuada. No fumar cuando se manipule el producto.
- Protección de las vías respiratorias	: Equipo respiratorio indicado.
- Protección de las manos	: Usen guantes.
- Protección para la piel	: Use un equipo protector adecuado.
- Protección para los ojos	: Gafas de seguridad.

#### 9 PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS

<b>Estado físico a 20°C</b>	: Gas comprimido.
<b>Color</b>	: Gas incoloro.
<b>Olor</b>	: Ninguno.
<b>Masa molecular</b>	: 16

Figura A.2.9: Ficha de seguridad del Metano (continuación)

Fuente: AIR LIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 3 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 3/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>METANO/ METANO G20</b>		<b>078A-1</b>

#### 9 PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS /...

Punto de fusión [°C]	: -182
Punto de ebullición [°C]	: -161
Temperatura crítica [°C]	: -82
Presión de vapor, 20°C	: Inaplicable.
Densidad relativa del gas (aire=1)	: 0,6
Densidad relativa del líquido (agua=1)	: 0,42
Solubilidad en agua [mg/l]	: 26
Rango de inflamabilidad [% de volumen en aire]	: 5 a 15
Temperatura de auto-inflamación [°C]	: 595

#### 10 ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

Estabilidad y reactividad	: Puede formar mezclas explosivas con el aire. Puede reaccionar violentamente con materias oxidantes.
Productos de descomposición peligrosos	: No conocido.
Materiales a evitar	: No conocido.
Condiciones a evitar	: Calor. Fuego no controlado. Recalentamiento. Chispas.

#### 11 INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

Información sobre Toxicidad	: No se conocen los efectos toxicológicos de este producto.
-----------------------------	---

#### 12 INFORMACIÓN ECOLÓGICA

Información sobre efectos ecológicos	: No se conocen daños ecológicos causados por este producto.
Factor de calentamiento global [CO <sub>2</sub> =1]	: 21

#### 13 CONSIDERACIONES RELATIVAS A LA ELIMINACIÓN

General	: No descargar en áreas donde hay riesgo de que se forme una mezcla explosiva con el aire. El gas residual debe ser quemado a través de un quemador adecuado que disponga de antirretroceso de llama. No descargar dentro de ningún lugar donde su acumulación pudiera ser peligrosa. Contactar con el suministrador si se necesita orientación.
---------	---

#### 14 INFORMACIÓN RELATIVA AL TRANSPORTE

No UN	: 1971
H.I. n°	: 23
ADR/RID	
- Nombre propio para el transporte	: UN1971 METANO COMPRIMIDO o GAS NATURAL COMPRIMIDO (Metano), 2, 1, 1F
- ADR Clase	: 2

**Figura A.2.9:** Ficha de seguridad del Metano (continuación)  
**Fuente:** AIR LIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 4 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 3/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>METANO/ METANO G20</b>		<b>078A-1</b>

#### 14 INFORMACIÓN RELATIVA AL TRANSPORTE /...

- Código de clasificación ADR/RID : 1 F
- Grupo de embalaje ADR : F
- Etiquetado según ADR : Etiqueta 2.1 : Gas inflamable.
- Otras informaciones para el transporte : Evitar el transporte en los vehículos donde el espacio de la carga no esté separado del compartimiento del conductor.  
Asegurar que el conductor está enterado de los riesgos potenciales de la carga y que conoce que hacer en caso de un accidente o de una emergencia.  
Antes de transportar las botellas :  
  - Asegúrese de que los recipientes están bien fijados.
  - Asegurarse que las válvulas de las botellas están cerradas y no fugan.
  - Asegurarse que el tapón del acoplamiento de la válvula (cuando exista) está adecuadamente apretado.
  - Asegurarse que la caperuza de la válvula o la tulipa, (cuando exista), está adecuadamente apretada.
  - Asegurar una ventilación adecuada.
  - Asegurarse de cumplir con la legislación aplicable.

#### 15 INFORMACIÓN REGLAMENTARIA

- Clasificación CE : N° índice : 601-001-00-4  
F+; R12
- Etiquetado CE : F+ : Extremadamente inflamable
- Símbolo(s) : R12 - Extremadamente inflamable.
- Frase(s) R : S9 - Consérvese el recipiente en lugar bien ventilado.  
S16 - Conservar alejado de toda llama o fuente de chispas - No fumar.  
S33 - Evítese la acumulación de cargas electroestáticas.
- Frase(s) S

#### 16 OTRA INFORMACIÓN

Asegúrese que se cumplen las normativas nacionales y locales.  
Asegurarse que los operarios conocen el riesgo de inflamabilidad.  
El riesgo de asfixia es a menudo despreciado y debe ser recalcado durante la formación de los operarios.  
*Lista de frases R pertinentes (epígrafe 2)* : R12 - Extremadamente inflamable.  
La presente Ficha de Datos de Seguridad está establecida de acuerdo con las Directivas Europeas en vigor y se aplica a todos los países que han transpuesto las Directivas en su derecho nacional.  
Antes de utilizar el producto en un nuevo proceso o experimento, debe llevarse a cabo un estudio completo de seguridad y de compatibilidad de los materiales.  
Los detalles dados son ciertos y correctos en el momento de llevarse este documento a impresión. A pesar de que durante la preparación de este documento se ha tomado especial cuidado, no se acepta ninguna responsabilidad por las lesiones o los daños resultantes.

**Figura A.2.9:** Ficha de seguridad del Metano (fin)

**Fuente:** AIR LIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 1 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 1/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>ANH. CARBÓNICO/ DIÓXIDO DE CARBONO/LASAL 2</b>		<b>018A-1</b>



Etiqueta 2.2 : Gas no inflamable, no tóxico.

### 1 IDENTIFICACIÓN DE LA SUSTANCIA O PREPARADO Y DE LA SOCIEDAD O EMPRESA

Nombre comercial	: ANH. CARBÓNICO/ DIÓXIDO DE CARBONO/LASAL 2
Número de la Ficha de Datos de Seguridad del producto	: 018A-1
Uso	: VARIOS
Fórmula química	: CO <sub>2</sub>
Identificación de la Compañía	: AL AIR LIQUIDE ESPAÑA S.A. Pº DE LA CASTELLANA ,35 28046 MADRID ( ESPAÑA )
Número de teléfono de emergencia	: 915029300

### 2 COMPOSICIÓN / INFORMACIÓN SOBRE LOS COMPONENTES

Sustancia / Mezcla	: Sustancia.				
Nombre del componente	Contenido	Nº CAS	Nº EC	Nº indice	Clasificación
Dióxido de carbono	100 %	124-38-9	204-696-9	----	

No contiene otros componentes o impurezas que puedan influir en la clasificación del producto.

### 3 IDENTIFICACIÓN DE LOS PELIGROS

Identificación de riesgos	: Gas licuado. Puede causar asfixia en altas concentraciones.
Primeras vías de exposición	: En condiciones normales ninguno.

### 4 PRIMEROS AUXILIOS

Primeros auxilios	
- Inhalación	: A elevadas concentraciones puede causar asfixia. Los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad. La víctima puede no haberse dado cuenta de la asfixia. Concentraciones pequeñas (3 a 5%) provocan aumento de la frecuencia respiratoria y dolor de cabeza. Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónoma. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al doctor. Aplicar la respiración artificial si se para la respiración.
- Contacto con la piel y con los ojos	: Lavar inmediatamente los ojos con agua durante, al menos, 15 minutos. En caso de congelación rociar con agua durante 15 minutos. Aplicar un vendaje estéril. Obtener asistencia médica.
- Ingestión	: La ingestión no está considerada como una vía potencial de exposición.

**Figura A.2.10:** Ficha de seguridad del Dióxido de Carbono  
**Fuente:** AIRLIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 2 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 1/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>ANH. CARBÓNICO/ DIÓXIDO DE CARBONO/LASAL 2</b>		<b>018A-1</b>

#### 5 MEDIDAS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS

Tipo de inflamabilidad	: No inflamable.
Riesgos específicos	: La exposición al fuego puede causar la rotura o explosión de los recipientes.
Productos peligrosos de la combustión	: Ninguno.
Medios para extinguir incendios	
- Medios de extinción adecuados	: Se pueden utilizar todos los extintores conocidos.
Métodos específicos	: Si es posible detener la fuga de producto. Colocarse lejos del recipiente y enfriarlo con agua desde un recinto protegido.
Equipo de protección especial para la actuación en incendios	: En espacios confinados utilizar equipos de respiración autónoma de presión positiva.

#### 6 MEDIDAS EN CASO DE VERTIDO ACCIDENTAL

Precauciones personales	: Evacuar el área. Utilizar equipos de respiración autónoma cuando entren en el área a menos que esté probado que la atmósfera es segura. Asegurar la adecuada ventilación de aire.
Precauciones para la protección del medio ambiente	: Intentar parar el escape/derrame. Prevenir la entrada en alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o en cualquier otro lugar donde la acumulación pueda ser peligrosa.
Métodos de limpieza	: Ventilar la zona.

#### 7 MANIPULACIÓN Y ALMACENAMIENTO

Almacenamiento	: Mantener el contenedor por debajo de 50°C, en un lugar bien ventilado.
Manipulación	: Debe prevenirse la filtración de agua al interior del recipiente. No permitir el retroceso hacia el interior del recipiente. Utilizar solo equipo específicamente apropiado para este producto y para su presión y temperatura de suministro, en caso de duda contacte con su suministrador. Solicitar del suministrador las instrucciones de manipulación de los contenedores.

#### 8 CONTROLES DE LA EXPOSICIÓN / PROTECCIÓN PERSONAL

Protección personal	: Asegurar una ventilación adecuada.
- Protección de las vías respiratorias	: Equipo respiratorio indicado.
- Protección de las manos	: Llevar guantes adecuados, resistentes a los productos químicos.
- Protección para la piel	: Usese indumentaria protectora adecuada.
- Protección para los ojos	: Gafas químicas o pantalla de mano con gafas de seguridad.
VLA EC/ED- España [ppm]	: Dióxido de carbono: VLA EC/ED [ppm] 15000 / 5000 ppm
Límite de exposición laboral	: Dióxido de carbono : TLV® -TWA [ppm] : 5000
	: Dióxido de carbono : TLV® -STEL [ppm] : 30000
	: Dióxido de carbono : OEL (UK)-LTEL [ppm] : 5000
	: Dióxido de carbono : OEL (UK)-STEL [ppm] : 15000
	: Dióxido de carbono : MAK - Alemania [ppm] : 5000

#### 9 PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS

Estado físico a 20°C	: Gas licuado.
Color	: Incoloro.
Olor	: Sin olor que advierta de sus propiedades.

Figura A.2.10: Ficha de seguridad del Dióxido de Carbono (continuación)

Fuente: AIR LIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 3 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 1/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>ANH. CARBÓNICO/ DIÓXIDO DE CARBONO/LASAL 2</b>		<b>018A-1</b>

**9 PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS /...**

Masa molecular	: 44
Punto de fusión [°C]	: -56,6
Punto de ebullición [°C]	: -78,5 (s)
Temperatura crítica [°C]	: 30
Presión de vapor, 20°C	: 57,3 bar
Densidad relativa del gas (aire=1)	: 1,52
Densidad relativa del líquido (agua=1)	: 0,82
Solubilidad en agua [mg/l]	: 2000
Rango de inflamabilidad [% de volumen en aire]	: No inflamable.
Otros datos	: El vapor es mas pesado que el aire. Puede acumularse en espacios confinados, particularmente al nivel del suelo o en sótanos.

**10 ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD**

Estabilidad y reactividad	: Estable en condiciones normales.
Productos de descomposición peligrosos	: Cuando se expone a temperaturas elevadas, puede descomponerse, desprendiendo : Monóxido de carbono a temperaturas superiores a 2000 °C
Materiales a evitar	: No necesario.
Condiciones a evitar	: Temperaturas extremadamente altas o extremadamente bajas.

**11 INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA**

Información sobre Toxicidad	: A elevadas concentraciones producen una rápida insuficiencia circulatoria. Los síntomas son dolor de cabeza, nauseas y vómitos, los cuales pueden conducir a la inconsciencia.
- Dermal	: Congelación.
- Ocular	: Congelación.

**12 INFORMACIÓN ECOLÓGICA**

Información sobre efectos ecológicos	: Cuando se descarga en grandes cantidades puede contribuir al efecto invernadero.
Factor de calentamiento global [CO2= 1]	: 1

**13 CONSIDERACIONES RELATIVAS A LA ELIMINACIÓN**

General	: No descargar dentro de ningún lugar donde su acumulación pudiera ser peligrosa. A la atmósfera en un lugar bien ventilado. Se debe evitar descargar a la atmósfera en grandes cantidades. Contactar con el suministrador si se necesita orientación.
---------	--

**14 INFORMACIÓN RELATIVA AL TRANSPORTE**

No UN	: 1013
H.I. n°	: 20
ADR/RID	
- Nombre propio para el transporte	: UN1013 DIOXIDO DE CARBONO (Dióxido de carbono), 2.2, 2A

**Figura A.2.10:** Ficha de seguridad del Dióxido de Carbono (continuación)  
**Fuente:** AIR LIQUIDE

	<b>FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	Página : 4 de 4
		Edición revisada no : 1
		Fecha : 1/6/2004
		Reemplaza : 0/0/0
<b>ANH. CARBÓNICO/ DIÓXIDO DE CARBONO/LASAL 2</b>		<b>018A-1</b>

**14 INFORMACIÓN RELATIVA AL TRANSPORTE /...**

- ADR Clase : 2
- Código de clasificación ADR/RID : 2 A
- Grupo de embalaje ADR : A
- Etiquetado según ADR : Etiqueta 2.2 : Gas no inflamable, no tóxico.
- Otras informaciones para el transporte : Evitar el transporte en los vehículos donde el espacio de la carga no esté separado del compartimiento del conductor.  
 Asegurar que el conductor está enterado de los riesgos potenciales de la carga y que conoce que hacer en caso de un accidente o de una emergencia.  
 Antes de transportar las botellas :  
 - Asegúrese de que los recipientes están bien fijados.  
 - Asegurarse que las válvulas de las botellas están cerradas y no fugan.  
 - Asegurarse que el tapón del acoplamiento de la válvula (cuando exista) está adecuadamente apretado.  
 - Asegurarse que la caperuza de la válvula o la tulipa, (cuando exista), está adecuadamente apretada.  
 - Asegurar una ventilación adecuada.  
 - Asegurarse de cumplir con la legislación aplicable.

**15 INFORMACIÓN REGLAMENTARIA**

- Clasificación CE : No clasificada como mezcla peligrosa.  
No incluido en el anexo I.
- Etiquetado CE : No requiere etiquetado CE.
- Símbolo(s) : Ninguno.
- Frase(s) R : Ninguno.
- Frase(s) S : Ninguno.

**16 OTRA INFORMACIÓN**

Asfixiante a altas concentraciones.  
 Consérvese el recipiente en lugar bien ventilado.  
 No respirar los gases.  
 El contacto con el líquido puede causar quemaduras por frío o congelación.  
 Asegúrese que se cumplen las normativas nacionales y locales.  
 El riesgo de asfixia es a menudo despreciado y debe ser recalorado durante la formación de los operarios.  
 La presente Ficha de Datos de Seguridad está establecida de acuerdo con las Directivas Europeas en vigor y se aplica a todos los países que han transpuesto las Directivas en su derecho nacional.  
 Antes de utilizar el producto en un nuevo proceso o experimento, debe llevarse a cabo un estudio completo de seguridad y de compatibilidad de los materiales.  
 Los detalles dados son ciertos y correctos en el momento de llevarse este documento a impresión. A pesar de que durante la preparación de este documento se ha tomado especial cuidado, no se acepta ninguna responsabilidad por las lesiones o los daños resultantes.

**Figura A.2.10:** Ficha de seguridad del Dióxido de Carbono (fin)  
**Fuente:** AIR LIQUIDE

**SULFURO DE HIDROGENO**

ICSC: 0165



Ácido sulfhídrico  
(botella)  
H<sub>2</sub>S  
Masa molecular: 34.1

Nº CAS 7783 06 4  
Nº RTECS MX1225000  
Nº ICSC 0165  
Nº NU 1053  
Nº CE 016 001 00 4



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	Extremadamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua
<b>EXPOSICION</b>		<b>¡EVITAR TODO CONTACTO!</b>	<b>¡CONSULTAR AL MEDICO EN TODOS LOS CASOS!</b>
<b>• INHALACION</b>	Tos. Vértigo. Dolor de cabeza. Dificultad respiratoria. Náuseas. Dolor de garganta. Pérdida del conocimiento. Síntomas no inmediatos (véanse Notas).	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Posición de semincorporado. Respiración artificial si estuviera indicada. No mouth-to-mouth artificial respiration. Proporcionar asistencia médica.
<b>• PIEL</b>	EN CONTACTO CON LIQUIDO: CONGELACION	Guantes aislantes del frío.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
<b>• OJOS</b>	Enrojecimiento. Dolor. Quemaduras profundas graves.	Gafas ajustadas de seguridad, o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
<b>• INGESTION</b>		No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	
<b>DERRAMES Y FUGAS</b>		<b>ALMACENAMIENTO</b>	<b>ENVASADO Y ETIQUETADO</b>

**Figura A.2.11:** Ficha de seguridad del Ácido Sulfhídrico  
**Fuente:** Ministerio de Trabajo y Asuntos Sociales (MTAS)

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar todas las fuentes de ignición. Eliminar gas con agua pulverizada. (Protección personal adicional: traje hermético de protección química incluyendo equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes. Mantener en lugar fresco. Mantener en lugar bien ventilado. Instalar sistema de vigilancia con alarma continuo.	NU (transporte). Clasificación de Peligros NU: 2.3 Riesgos Subsidiarios NU: 2.1 CE: símbolo F+ símbolo T+ símbolo N R: 12-28-50 S: 1/2-9-16-28-36/37-45-61 Nota 5
		
<b>VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE</b>		
<b>ICSC: 0166</b>		
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2003		

Fichas Internacionales de Seguridad Química

**SULFURO DE HIDROGENO**

ICSC: 0166

<b>D A T O S  I M P O R T A N T E S</b>	<b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Gas licuado comprimido, de olor característico a huevos podridos.	<b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación.
	<b>PELIGROS FISICOS</b> El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.	<b>RIESGO DE INHALACION</b> Al producirse una pérdida de gas se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.
	<b>PELIGROS QUIMICOS</b> El calentamiento intenso puede originar combustión violenta o explosión. La sustancia se descompone al arder, produciendo gas tóxico (óxidos de azufre). Reacciona violentamente con oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión. Ataca metales y algunos plásticos.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b> La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio. La inhalación del gas puede originar edema pulmonar (véanse Notas). La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central. La exposición puede producir pérdida del conocimiento. La exposición puede producir la muerte. Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata. Se recomienda vigilancia médica.
	<b>LIMITES DE EXPOSICION</b> TLV: 10 ppm (como TWA); 15 ppm (como STEL) (ACGIH 2003).  MAK: 10 ppm, 14 mg/m <sup>3</sup> , II(2), IIc (no clasificado en cuanto a riesgo para el embarazo) (DFG 2003)	
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: -60°C Punto de fusión: -85°C Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 0.5 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.19	Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 260°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 4.3-46
<b>DATOS AMBIENTALES</b>	La sustancia es muy tóxica para los organismos acuáticos.	
<b>NOTAS</b>		
Los síntomas del edema pulmonar no se ponen de manifiesto, a menudo, hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son, por ello, imprescindibles. En caso de envenenamiento con esta sustancia es necesario realizar un tratamiento específico; así como disponer de los medios adecuados junto las instrucciones respectivas. La alerta por el olor es insuficiente.		
Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20G43 Código NFPA: H 4; F 4; R 0;		

Figura A.2.11: Ficha de seguridad del Ácido Sulhídrico (continuación)

Fuente: MTAS

INFORMACION ADICIONAL	
Los valores LEP pueden consultarse en línea en la siguiente dirección: <a href="http://www.mtas.es/insht/practice/vlas.htm">http://www.mtas.es/insht/practice/vlas.htm</a>	Última revisión IPCS: 2000 Traducción al español y actualización de valores límite y etiquetado: 2003 FISQ: 6-173
ICSC: 0165	SULFURO DE HIDROGENO
© CE, IPCS, 2003	
<b>NOTA LEGAL IMPORTANTE:</b>	Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

**Figura A.2.11:** Ficha de seguridad del Ácido Sulfhídrico (fin)

**Fuente:** MTAS

**PRODUCTO: DIETANOLAMINA**



**GRUPO  
IDESA  
PETROQUIMICA**

GRADO DE RIESGO

4 EXTREMO		2 MODERADO	1 LIGERO
3 ALTO		0 MINIMO	
CODIGO NFPA 704			

**HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD DE MATERIALES  
(MATERIAL SAFETY DATA SHEET)**

SECCION I. DATOS GENERALES			
Fabricante: Industrias Derivadas del Etano, S.A. de C.V.	Fecha de elaboración:	4 febrero 2002	
Dirección: km. 4.2 Boulevard Morelos, Col. Complejo Petroquímico Morelos, Coatzacoalcos, Ver. 86400	No. de Revisión:	2	
	Fecha de Revisión:	27 mar 2006	
Elaboró: Departamento de Seguridad Industrial	Teléfono de Información: 01-(921)-211-90-00	Teléfono de Emergencia - SETIQ:	01-55-5559-15-88 01-800-00-214-00

SECCION II. DATOS DE LA SUSTANCIA	
Nombre del Producto: DIETANOLAMINA (DISOLUCIÓN 20%)	Sinónimos: N,N-bis (2-hidroxietyl) amina Diolamina 2-((2-hidroxietyl) amino) etanol 2,2'-iminobis(etanol) 2,2'-iminodietanol DEA DELA
Nombre Químico: Di (2-Hidroxietyl) amina	
Fórmula: HO-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> -NH-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> -OH	
Familia Química: Alcanolaminas	

SECCION III. IDENTIFICACION			
No. CAS: 111-42-2	LMPE-PPT: 3 ppm (15 mg/m <sup>3</sup> )	LMPE-P: ND	ND
No. ONU: ---	LMPE-CT: ND	IPVS (IDLH): ND	ND

SECCION IV. PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS			
Temperatura de ebullición: a 760 mm Hg	270°C (518°F)	Densidad: @20°C (agua=1)	1.097
Temperatura de fusión:	28°C (82.4°F)	pH: (solución 0.1 N)	11.0
Temperatura de inflamación: (copa cerrada)	138°C (280°F)	Peso Molecular:	105.14
Temperatura de autoignición:	662°C (1,224°F)	Solubilidad en agua:	completa
Apariencia (edo. físico, color y olor): Líquido claro, incoloro, viscoso e higroscópico con ligero olor a amoníaco.		Densidad de vapor: (aire=1)	3.65
Límites de inflamabilidad o explosividad en aire (% en volumen):		Límite inferior:	1.6%
		Límite superior:	9.8%

SECCION V. RIESGOS DE FUEGO O EXPLOSION	
Medio de Extinción:	Usar agua en spray o niebla, espuma tipo alcohol, dióxido de carbono o polvo químico seco.
Equipo de protección personal:	Usar ropa protectora adecuada (anticorrosiva), aparato de respiración autónomo de presión positiva y equipo adecuado de protección contra incendio.
Procedimiento y precauciones especiales de extinción:	Usar agua en spray o espuma para apagar el fuego, teniendo cuidado de que la espuma que se forme no ponga en peligro al personal contra incendios. Usar agua en spray para enfriar contenedores y estructuras expuestas al fuego. Usar agua en spray para dispersar vapores en caso de fugas o derrames que no se han encendido.
Condiciones que conducen a otro riesgo especial:	Este material puede arder si se calienta demasiado.
Productos peligrosos de la combustión:	Pueden producirse óxidos de nitrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono y amoníaco.

ELABORADO BAJO NOM-018-STPS-2000 Y CENTRO CANADIENSE DE SEGURIDAD Y SALUD OCUPACIONAL.

1

**Figura A.2.12:** Ficha de seguridad de la Dietanolamina  
Fuente: Grupo IDESA Petroquímica

PRODUCTO: DIETANOLAMINA

SECCION VI. DATOS DE REACTIVIDAD		
Estable:	Si	Inestable: ---- Polimerización: No
Incompatibilidad:	Agentes oxidantes, ácidos fuertes, agentes nitrogenados, compuestos halogenados.	
Productos peligrosos de la descomposición:	La DEA se descompone con la luz y en contacto con el aire se genera una oxidación lenta que provoca que el material se torne color amarillo y luego café.	
Otras condiciones a evitar:	Cargas estáticas, calor, flamas, chispas y otras fuentes de ignición. CO <sub>2</sub> en aire, luz solar, humedad y temperaturas superiores a 138°C.	

SECCION VII. RIESGOS A LA SALUD Y PRIMEROS AUXILIOS		
<b>EFFECTOS POTENCIALES A LA SALUD. Signos y síntomas de exposición.</b>		
1. Inhalación:	Debido a la baja presión de vapor de la DEA, los riesgos por inhalación son mínimos. Sin embargo, cuando la DEA es calentada, las altas concentraciones de vapores generados pueden causar irritación en ojos, nariz, garganta y tracto respiratorio, tos, dificultad para respirar, mareo, dolor de cabeza, náusea y vómito. En altas concentraciones puede causar daño a los pulmones.	
2. Piel:	Causa irritación severa, dolor, enrojecimiento, inflamación, ampollas y quemaduras.	
3. Ojos:	El contacto con vapores y líquido puede causar irritación, enrojecimiento, inflamación, quemaduras y vista nublada, pudiendo llegar a la ceguera.	
4. Ingestión:	Posee baja toxicidad oral, pero puede causar irritación y quemaduras en la boca, garganta, esófago y estómago, con dolor abdominal y en el pecho. Provoca mareo, vómito y diarrea. Debido a la naturaleza corrosiva de la DEA, cualquier aspiración durante la ingestión o el vómito puede provocar daño a los pulmones.	
<b>PROCEDIMIENTOS DE EMERGENCIA Y PRIMEROS AUXILIOS.</b>		
1. Inhalación:	Remover a la víctima al aire fresco. Si es necesario, administrar oxígeno medicinal. Obtener atención médica inmediata.	
2. Piel:	Inmediatamente enjuagar el área contaminada con agua en abundancia durante 20-30 minutos. Quitar la ropa contaminada. Obtener atención médica inmediata.	
3. Ojos:	Inmediatamente enjuagar el(los) ojo(s) contaminado(s) con agua en abundancia durante 20-30 minutos. Obtener atención médica inmediata.	
4. Ingestión:	NO PROVOCAR EL VOMITO. Dar a beber 2 vasos de agua para diluir el material en el estómago. Posteriormente dar a beber leche a la víctima. Si el vómito ocurre de manera natural, inclinar hacia delante a la víctima para evitar la aspiración, enjuagar la boca y dar a beber agua. Obtener atención médica inmediata.	
<b>INFORMACION COMPLEMENTARIA</b>		
Carcinogénica:	ND	Mutagénica: ND Teratogénica: ND
DL <sub>50</sub> (oral, ratones):	3,300 mg/kg	Efectos por sobre exposición: Puede provocar dermatitis crónica, asma, bronquitis y enfermedades pulmonares.
CL <sub>50</sub> (ratones):	ND	

SECCION VIII. PROCEDIMIENTO EN CASO DE FUGA O DERRAME		
<b>PROCEDIMIENTO Y PRECAUCIONES INMEDIATAS</b>		
1. Ventilar y evacuar el área de fuga o derrame.		
2. Remover todas las fuentes de ignición (calor, chispas, flamas, etc.).		
3. Usar equipo de protección personal adecuado.		
<b>METODO DE MITIGACION</b>		
Detener o disminuir la fuga en caso de ser posible y seguro. Formar diques de contención con tierra, arena o material absorbente (vermiculita) que no reaccione con el material derramado y así contener el derrame. Recolectar el material para su disposición final. Usar agua para enjuagar el área afectada.		

SECCION IX. EQUIPO DE PROTECCION PERSONAL	
Protección respiratoria:	No está establecido un equipo de protección respiratoria específico, ya que la DEA posee baja volatilidad. Sin embargo, si se generan vapores por calentamiento de DEA se recomienda usar respirador con cartucho para químicos, mascarilla contra gases con bote purificador, respirador suministrador de aire con cartucho para vapores orgánicos o aparato de respiración autónomo.
Protección ocular y facial:	Usar "goggles" de seguridad y careta facial.
Ropa protectora:	Usar guantes contra sustancias químicas, overol de trabajo y botas de seguridad. Materiales: Teflón, Viton, hule-nitrilo, neopreno, 4H, PVC. Tener cerca una regadera de seguridad y un lavaojos.

ELABORADO BAJO NOM-018-STPS-2000 Y CENTRO CANADIENSE DE SEGURIDAD Y SALUD OCUPACIONAL.

2

Figura A.2.12: Ficha de seguridad de la Dietanolamina (continuación)  
Fuente: Grupo IDESA Petroquímica

PRODUCTO: DIETANOLAMINA

SECCION X. INFORMACION SOBRE TRANSPORTACION		
Designación oficial de transporte:	---	Clasificación:
Número ONU:	---	Grupo de embalaje:

SECCION XI. INFORMACIÓN SOBRE ECOLOGIA
Esta sección esta sujeta a futura revisión e implementación.

SECCION XII. PRECAUCIONES ESPECIALES	
<b>MANEJO:</b>	La DEA es un material corrosivo. Reportar fugas, derrames o fallas en la ventilación. Evitar la generación de vapores. Revisar que no tengan fugas los contenedores antes de ser manejados, mantenerlos siempre bien cerrados y evitar que se dañen. Etiquetar adecuadamente los contenedores y abrirlos en superficies estables. Los contenedores vacíos contienen residuos peligrosos. Nunca regresar material contaminado al contenedor original. Evitar los materiales incompatibles como agentes oxidantes y ácidos fuertes. Es recomendable manejar este material en lugares ventilados, lejos del área de almacenamiento y libre de materiales que puedan arder. Evitar calor, flamas y otras fuentes de ignición. Colocar señalamientos de "No Fumar". No realizar trabajos de corte, soldadura o perforación en contenedores o tuberías vacías, hasta que se encuentren libres de líquidos y vapores.
<b>ALMACENAMIENTO:</b>	Almacenar en lugares ventilados, frescos y secos, alejado de fuentes de calor e ignición. El área de almacenamiento debe ser claramente identificada, libre de obstáculos y accesible únicamente para personal autorizado. Disponer de extinguidores adecuados y equipo para el combate de incendios, fugas y derrames. Almacenar lejos de ácidos fuertes y agentes oxidantes. Mantener los contenedores adecuadamente etiquetados, bien cerrados y en buenas condiciones. El área de almacenamiento debe estar alejada de las áreas de proceso y producción. Los tanques de almacenamiento deben de estar por encima del suelo en un área perfectamente sellada y con diques para contener el contenido total en caso de fuga o derrame.
<b>VENTILACION:</b>	Mantener una ventilación adecuada en las áreas donde se maneje o almacene el producto. Es recomendable usar equipo mecánico de ventilación para reducir la exposición.
<b>DISPOSICION:</b>	Es necesario revisar la legislación en materia de residuos peligrosos. Es posible destruir este material por medio de incineración o disponerse como relleno sanitario.

LA INFORMACION CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO ESTA BASADA EN DATOS CONSIDERADOS COMO EXACTOS. SIN EMBARGO, NINGUNA GARANTIA SE EXPRESA EN LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL USO DE ESTE MATERIAL. EL VENDEDOR NO ASUME NINGUNA RESPONSABILIDAD POR DAÑOS O LESIONES QUE SUFRA EL COMPRADOR O TERCERAS PERSONAS POR ESTE MATERIAL SI NO SON RESPETADAS Y CUMPLIDAS LAS INDICACIONES Y PRECAUCIONES MENCIONADAS EN ESTA HOJA DE SEGURIDAD. ASI MISMO, EL VENDEDOR NO ASUME NINGUNA RESPONSABILIDAD POR DAÑOS O LESIONES AL COMPRADOR O TERCERAS PERSONAS POR EL USO INDEBIDO DE ESTE MATERIAL, AUN CUANDO HAYAN SIDO CUMPLIDAS LAS INDICACIONES DE SEGURIDAD EXPRESADAS EN ESTA HOJA. ADEMAS, EL COMPRADOR ASUME EL RIESGO POR EL USO DE ESTE MATERIAL.

ELABORADO BAJO NOM-018-STPS-2000 Y CENTRO CANADIENSE DE SEGURIDAD Y SALUD OCUPACIONAL.

3

Figura A.2.12: Ficha de seguridad de la Dietanolamina (fin)  
Fuente: Grupo IDESA Petroquímica

## ANEXO 13: CATÁLOGOS

### Catálogo gasómetros



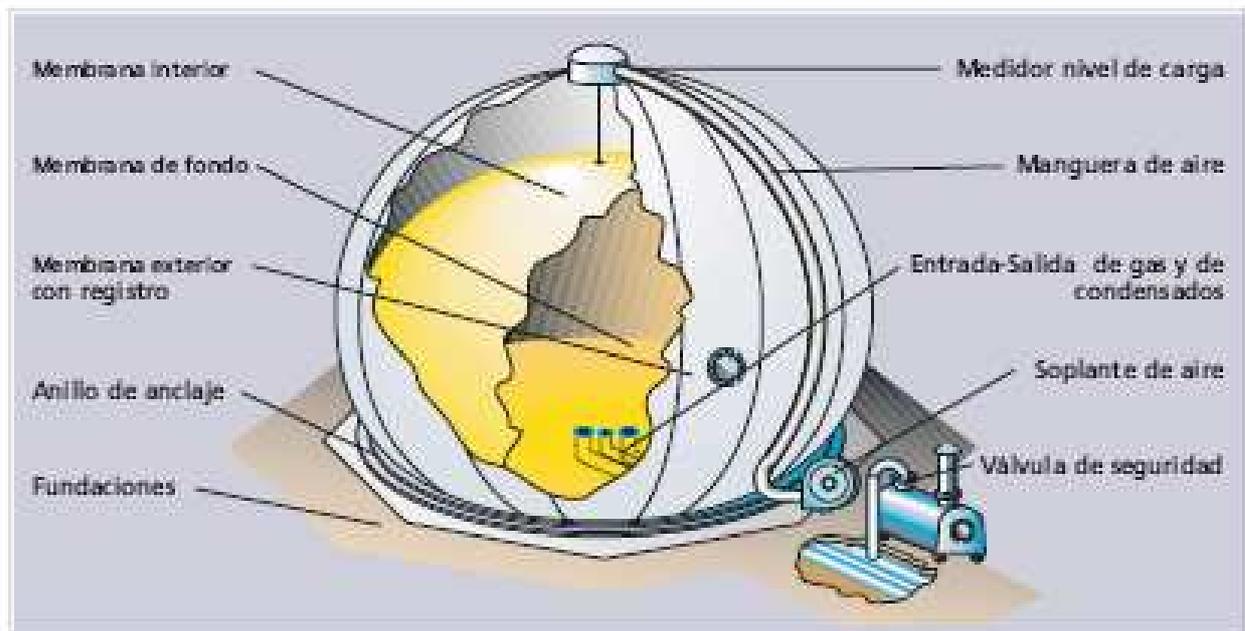
# Gasómetro de doble membrana Sattler

Las crecientes exigencias que imponen la reducción de emisiones atmosféricas, ha potenciado utilización de Biogás libre de CO<sub>2</sub> como soporte energético.

El acumulador de doble membrana a baja presión de Sattler, se ha desarrollado con la más avanzada tecnología.

Las ventajas de su construcción están basadas en la relación Precio/Explotación considerando la exención de mantenimiento y su larga vida de duración.

Otras ventajas adicionales son, el corto plazo de entrega, la rapidez de su montaje y la puesta en servicio inmediata.



Sattler está a disposición del cliente para consultas específicas sobre todo tipo de cubiertas: Estancas al gas, digestores, de colchón, y construcciones especiales.

Nuestro fuerte se encuentra en largos años de experiencia de nuestro personal especializado, un servicio esmerado y la continua renovación en la investigación y el desarrollo.



El cuidado de nuestro Medio Ambiente ha alcanzado un alto grado de importancia en la meta de mantenerlo limpio y saludable.

El aprovechamiento de energías alternativas, que resultan entre otros, de los procesos en forma de biogás, alcanzan cada día mayor importancia.



1



2



3



4

- 1 Gasometro de doble membrana Sattler, en serie
- 2 Gasometro de doble membrana Sattler, sobre tanque
- 3 Gasometro de doble membrana Sattler, en EDAR
- 4 Cubierta estancia al biogás sobre digestor

# Gasómetro de doble membrana Sattler



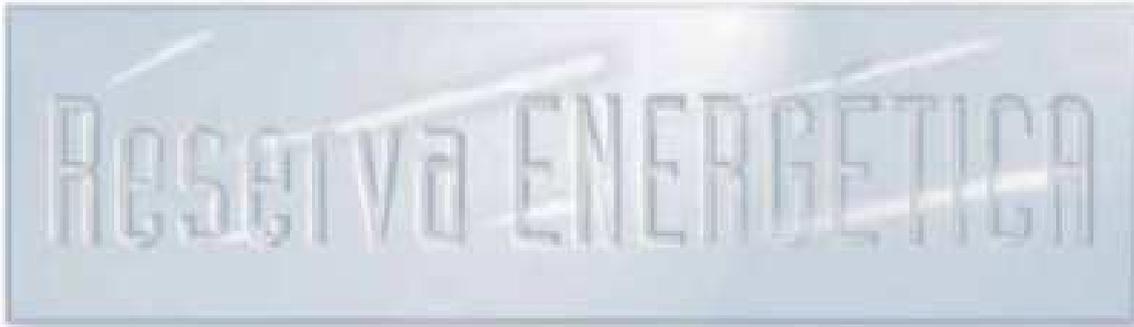
El gasómetro de doble membrana Sattler, se compone de una membrana exterior adaptable en la forma. La membrana interior y la membrana de fondo cubren la zona efectiva de acumulación de gas.

Mediante una soplante de aire apoyo en ejecución antideflagrante, se consigue mantener la presión continua requerida entre la aportación de gas y la demanda. Mientras que la membrana exterior, tiene la misión de proteger el sistema contra influencias meteorológicas, al tiempo que actúa como cámara presurizadora. El aire de apoyo se conduce a través de una manguera al punto más alto de la membrana exterior. Las tuberías de entrada y salida del condensado, están embebidas en la solera del hormigón y son estacas con la membrana de fondo. Ejecuciones y aplicaciones especiales, se estudian y cotizan aparte a petición del consultor.

## Tamaños Standard

Type	m <sup>3</sup>	Ø m	h m
89 110	100	6,05	4,54
89 112	170	7,26	5,44
89 114	270	8,47	6,35
89 116	400	9,68	7,26
89 118	570	10,89	8,17
89 120	780	12,10	9,07
89 122	1.040	13,31	9,98
89 124	1.350	14,51	10,89
89 126	1.720	15,72	11,79
89 128	2.150	16,93	12,70

Reservado modificaciones técnicas.  
Protección de patente.  
Otros tamaños, según consulta.



Renovación de geometría convencional

Para las fundaciones de obra civil, por parte del cliente, suministramos los planos correspondientes así como el anillo de anclaje, tuberías de entrada/salida de gas y evacuación de condensados (hasta el límite de fundaciones). El cliente debe realizar únicamente, la obra civil correspondiente, incluido el embebido del anillo de anclaje y tuberías de gas, el montaje de la válvula de seguridad, de la soplante de aire de apoyo y la interconexión eléctrica. El montaje del gasómetro como tal, incluida la puesta en marcha será en cualquier caso realizado por nuestro personal técnico. Si es preciso podemos suministrar soplantes para el aumento de la presión de gas.

#### Normas y Materiales

Las membranas están confeccionadas a base de segmentos esféricos y tejidos con hilamentos especiales de políster, termosoldados y con una fórmula especial de laca acrílica (PVC). Los valores de resistencia se basan y están comprobados, según DIN 53354. Los resultados obtenidos a la tracción máxima en sentido de la trama y la cadena alcanzan un mínimo de 5.000 N/5 cm, por ancho de banda. El material está considerado: antifúngico, protegido contra los rayos U.V. y difícilmente inflamable, según DIN 4102 8 1. La membrana de fondo y la interior están protegidas contra el ataque químico del Biogás. El color blanco y la protección de la membrana exterior hacen reflejar los rayos solares. El dimensionamiento y la construcción del gasómetro de doble membrana Sattler, se realiza de acuerdo con las Normas y es totalmente estable contra las fuerzas del viento y cargas de nieve, garantizando un servicio seguro. La resistencia a las temperaturas oscila entre  $-30^{\circ}\text{C}$  y  $+60^{\circ}\text{C}$ .



## Catálogo tuberías

**rugui** HOT ROLLED FLAT BARS

Home | language

**Empresa**  
Presentación | Instalaciones industriales | Control de calidad

**Producto**  
Relación de secciones estándares | Calidades de acero

**Contacto**  
Ubicación

### Relación de secciones estándares

Thickness (mm)	Width (mm)
6	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
8	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
10	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
12	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
14	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
15	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
16	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
18	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
20	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
25	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
30	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
40	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
50	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
60	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200
70	100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200

**Longitudes estándares**  
6 y 12 metros

**Secciones especiales intermedias**  
(Ej.: anchos 175, 190,... espesores 17, 45,...)

**Longitudes especiales**  
4,50 a 14,10 metros para espesores mayores de 40 mm.  
3,50 a 14,10 metros para espesores menores o iguales a 40 mm.

**Pedido mínimo**  
Dimensiones estándar: 3.000 kg  
Dimensiones especiales: 10.000 kg

**Tolerancias dimensionales según Norma EN 10058**

## Catálogo bomba dosificadora

### Bomba dosificadora a pistón SPRING PS2

1299.50EUR

La bomba SPRING Serie PS2 es una bomba dosificadora a pistón con retorno a muelle y cuerpo reductor en aluminio.

#### CABEZAL DE LA BOMBA

Cabezal impulsor de serie en SS 316 o en PVC (standard).

#### PISTÓN EN SS 316 O CERÁMICO

La junta de pistón es del tipo a labio. Las conexiones de aspiración y de impulsión son roscadas de serie. Los materiales en contacto con el líquido a dosificar están referenciados en la tabla EJECUCIÓN DE LOS CABEZALES.

#### TEMPERATURA MÁX. DE DOSIFICACIÓN

Cabezal en SS 316: 90 °C.

Cabezal en PVC: 40 °C.

#### REGULACIÓN DEL CAUDAL

De serie la regulación de la bomba es de tipo manual, pero se puede suministrar la bomba con regulación de caudal a través de servomotor a una señal externa 4-20 mA.



#### Características Generales MODELO PS2:

**Caudal máximo:** de 40 a 1000 L/h (Según Modelo).

**Presión máxima:** 90 BAR (Según Modelo).

**Velocidad del pistón:** 58 -78 - 116 imp/min.

**Diámetro del pistón:** de 25 a 89 mm.

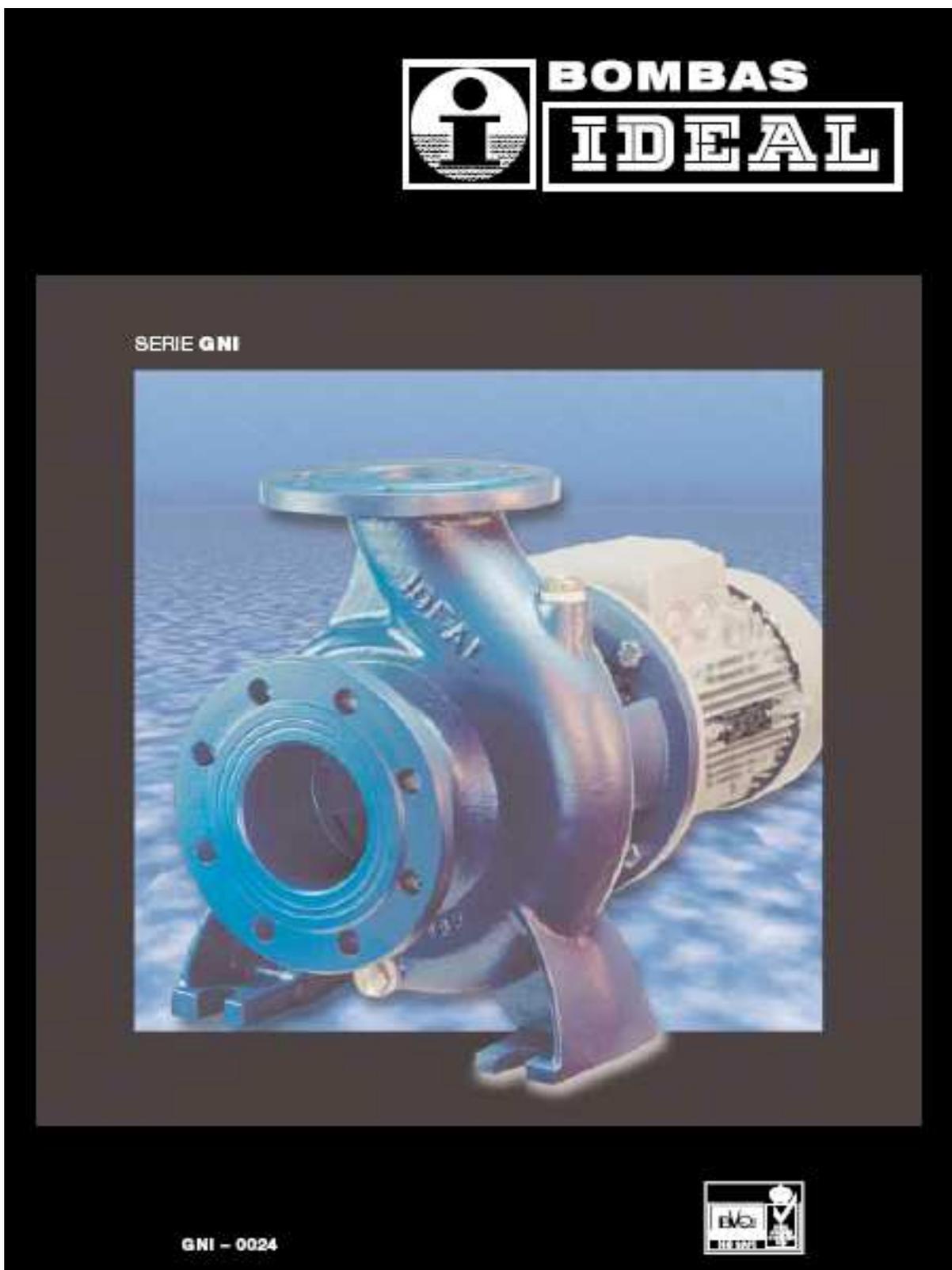
**Motor:** 0,37-0,55-0,75 kw de tipo unificado IP 55.

**Material del Cabezal:** SS316 ó PVC.

**Tipo de Motor:** Trifásico ó Monofásico.

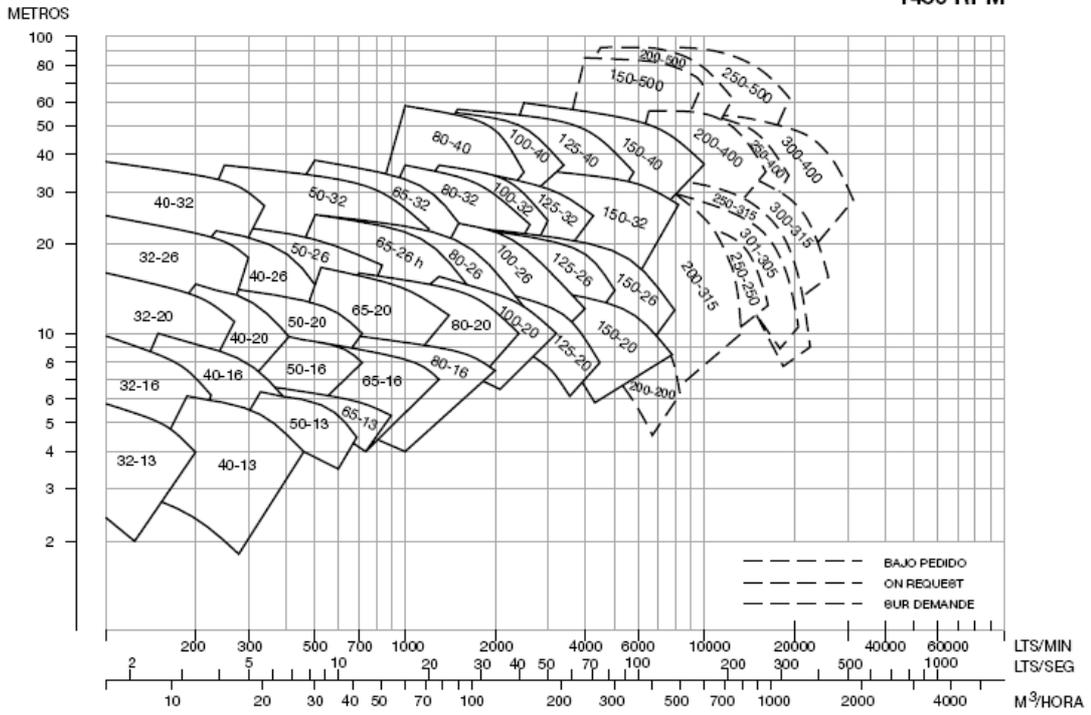
MODELO	DIÁMETRO DE PISTÓN	Imp/min	CAUDAL (l/h)	PRESIÓN máx				CONEXIONES		Motor Trifásico (kw)
				bar		psi		SS 316	PVC	
				SS 316	PVC	SS 316	PVC			
PS2E064A	64	58	250,0	90	10	145	1450	3/4 g f	3/4 g f	0,75
PS2E064B		78	335,0							
PS2E064C		116	505,0							

**Catálogo bombas centrífugas**



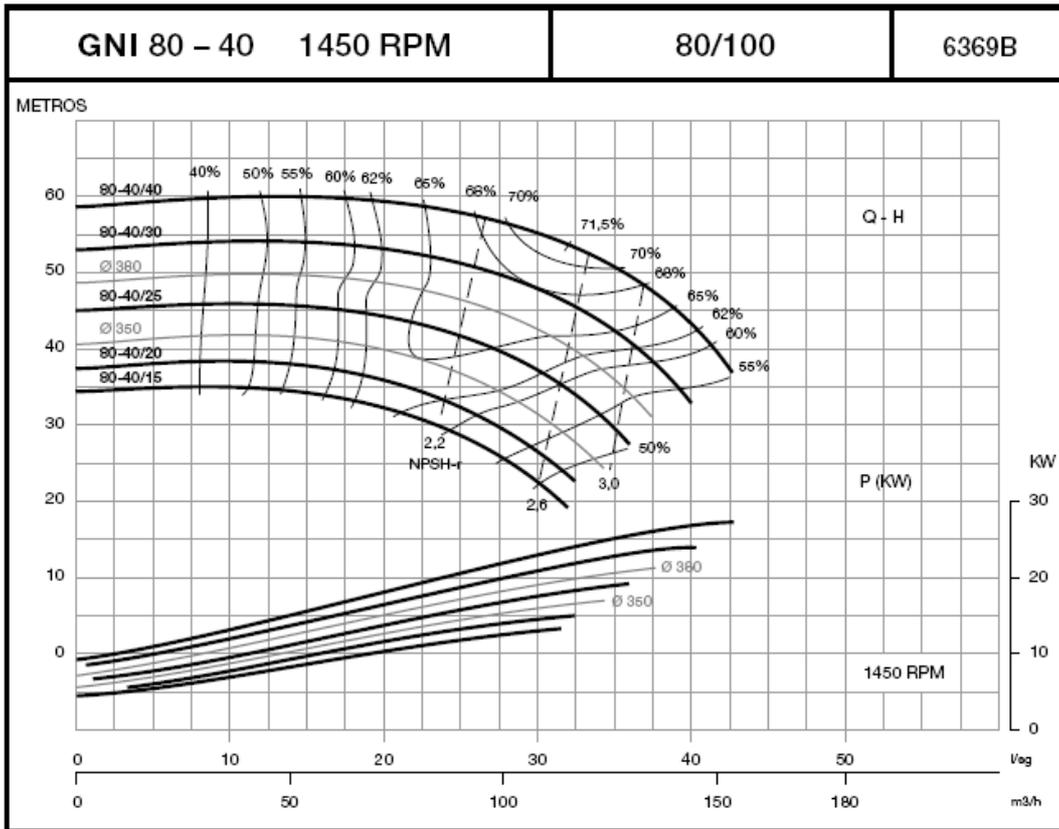
CAMPOS DE TRABAJO • PERFORMANCE CHARTS • CHAMPS DE TRAVAIL

1450 RPM





Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha



TIPO	KW	CV	m3/h	9	15	24	27	30	36	42	48	54	72	84	96	108	132	144			
TYPE			l/min	0	150	250	400	450	500	600	700	800	900	1200	1400	1600	1800	2200	2400		
GNI 65-13 1450	0,75	1	metros	5,5	5,5	5,4	5,3	5,2	5,1	4,7	4,6										
GNI 65-13 1450	1,1	1,5		6,8	6,8	6,8	6,7	6,65	6,6	6,4	6,2	5,7	5,4								
GNI 65-16 1450	1,1	1,5		7,4	7,2	7	6,7	6,6	6,5	6,3	6,1	5,6	5,3								
GNI 65-16 1450	1,5	2		9	8,8	8,6	8,5	8,4	8,3	8	7,8	7,5	7,2								
GNI 65-16 1450	2,2	3		10,5	10,3	10,3	10,2	10,1	10	9,8	9,6	9,4	9,2	7,6							
GNI 65-20 1450	2,2	3		12,7				12,2	12	11,8	11,5	11,2	10,7	8,7							
GNI 65-20 1450	3	4		14,6				14,2	14	13,8	13,6	13,4	13	11							
GNI 65-20 1450	4	5,5		16,8				16,4	16,3	16,2	16	15,6	15,2	13,2	11,7						
GNI 65-26 1450	5,5	7,5		20				19,6	19,5	19	18,9	18,8	18	16	12,5	10					
GNI 65-26 1450	7,5	10		25,5				25	25	24	23,8	23,5	21,5	19	17	12,5					
GNI 65-32 1450	5,5	7,5		22,8				22,2	22	21,5	20	19,2	19,5								
GNI 65-32 1450	7,5	10		30				29,5	29,4	29,2	28,5	28	22,5	17							
GNI 65-32 1450	11	15		36				35,4	35,3	35,2	34,9	34,5	31	26	21,5						
GNI 65-32 1450	15	20		38				37,6	37,5	37,3	37,1	37	33,5	28,5	23						
GNI 80-16 1450	2,2	3		9,2						8,8	8,7	8,7	8,6	8,2	8	7,4	7				
GNI 80-16 1450	3	4		10,3						10,2	10,1	10	9,9	9,6	9,2	8,8	8,2				
GNI 80-20 1450	3	4		11,4						11,2	11	10,9	10,8	10,2	9,4	8,5	7,3				
GNI 80-20 1450	4	5,5		14,4						14,3	14,2	14,1	14	11,4	12,7	12	11	8,8			
GNI 80-20 1450	5,5	7,5		16,3						16,1	16	15,9	15,8	15,5	15	14,1	13,4	11,2	9,8		
GNI 80-26 1450	5,5	7,5		19,5										19,1	18	16,7	15	13,2			
GNI 80-26 1450	7,5	10	21,3										20,8	19,6	18,6	17,5	16	12			
GNI 80-26 1450	11	15	25,2										24,7	24	23	22	21	17,2	14		
GNI 80-32 1450	7,5	10	22										21,5	20	19	17,5	15				
GNI 80-32 1450	11	15	32										31,5	31	30,2	29	27	22,5			
GNI 80-32 1450	15	20	36										35	34	33	32,5	31	27	23,5		
GNI 80-32 1450	18,5	25	38										37	36,5	36	35	33	30	26,5		
GNI 80-40 1450	11	15	34,5											32,5	30	27,5	22				
GNI 80-40 1450	15	20	37,5											36	34	31,8	26				
GNI 80-40 1450	18,5	25	45											44,5	43	41,5	37				
GNI 80-40 1450	22	30	53											53	52	51	48	42	33		
GNI 80-40 1450	30	40	59											58,6	58	57	55	50	43		

## Catálogo turbocompresor

# High pressure compressors *air cooled*



## JAB-High pressure technology

JAB-High pressure compressors in compact and tough design grant a reliable and economic operation at a multitude of applications. Amongst others they are featured by high effective cooling system, high volumetric efficiency rate, long service life of valves, high efficiency and are easy to maintain.

In standard execution the machines are equipped with pressure gauges and safety valves for all pressure stages. Optional pressure switches for electronic pressure stage supervision as well as electric control units for automatic operation or individual demands are available.

JAB-High pressure compressors are particularly used in the energy industry, for pressure testing, for breathing air application, nitrogen injection for moulding as well as for laser technology.

**Kindly contact us and we will be pleased to advice you !**

### JAB-Advantages

- Long maintenance intervals (2000 hours maintenance free operation)
- Oil pressure lubrication, oil pressure control, oil deficiency stop
- Maintenance free oil and water separator with automatic discharge at switching off the machine
- Low power consumption and low noise level
- Low compressed outlet temperature (lower than 10 °C above ambient temperature)
- Suitable for air and gases
- Adequate spare parts supply for decades – world wide
- Highest quality and longlasting life time
- Advice, system projection, construction, support and maintenance – from one source!
- Remote supervision and fully automatic operation for process cycles in industrial areas

## Technical data: High pressure compressors

Type	Piston displacement l/min	Suction pressure bar	Suction pressure PSI	Free air delivery m <sup>3</sup> /h	Free air delivery cfm	Max. final pressure bar	Max. final pressure PSI	Pressure stages	Cylinders	Electric motor kW	Revolutions min. <sup>-1</sup>	Weight kg	Length mm	Width mm	Height mm	Oil filling l
SV 200/64	361	-	-	210	7,1	64	928	2	2	4	1420	120	650	565	610	2,2
SV 1107/64	1385	-	-	1100	38,8	64	928	3	3	18,5	1450	410	1300	600	950	12,5
SV 1107/80	1385	-	-	1100	38,8	80	1160	3	3	18,5	1450	410	1300	600	950	12,5
SV 2000/80	2394	-	-	1965	68,4	80	1160	3	4	30	1470	590	1460	1380	1085	14,5
SV 1107/120	1385	-	-	1100	38,8	120	1740	3	3	22	1450	590	1300	600	950	12,5
SV 225/250	366	-	-	225	7,9	250	3625	3	3	5,5	1440	167	777	640	610	3,5
SV 225/350	366	0,5	7	213	7,7	350	5075	3	3	5,5	1440	167	777	640	610	3,5
SV 225/350 N*	366	0,5	7	305	10,8	350	5075	3	3	7,5	1440	184	800	630	610	3,5
SVB 300/250	395	-	-	300	10,6	250	3625	4	4	7,5	1450	285	1165	735	825	8,5
SVC 300/250	395	-	-	290	10,2	350	5075	4	4	9	1450	285	1165	735	825	8,5
SVB 450/250	680	-	-	455	16,1	250	3625	4	4	9	1450	285	1165	735	825	8,5
SVC 450/250	680	-	-	445	15,7	350	5075	4	4	11	1450	285	1165	735	825	8,5
SVC 450/350 N*	680	0,4	6	540	19,1	350	5075	4	4	15	1450	320	1165	775	830	8,5
SVC 600/250	755	-	-	585	20,6	250	3625	4	4	15	1450	440	1205	890	925	9,5
SVD 600/350	755	-	-	575	20,3	320	5075	4	4	15	1450	440	1205	890	925	9,5
SVD 600/250 N*	755	0,4	6	720	25,4	350	5075	4	4	18,5	1450	470	1205	890	925	9,5
SVC 700/250	900	-	-	705	24,9	250	3625	4	4	18,5	1450	470	1205	890	925	9,5
SVD 700/350	900	-	-	700	24,7	350	5075	4	4	18,5	1450	470	1205	890	925	9,5
SVD 700/350 N*	900	0,4	6	870	30,7	350	5075	4	4	22	1450	510	1270	890	925	9,5
SVB 1100/150	1385	-	-	1130	38,9	150	2175	4	4	22	1470	530	1300	1350	1085	14,5
SVB 1100/250	1385	-	-	1100	38,8	250	3625	4	4	30	1470	600	1460	1350	1085	14,5
SVB 1100/350	1385	-	-	1060	38,1	350	5075	4	4	30	1470	600	1460	1350	1085	14,5
SVB 1100/350 N*	1385	0,3	4	1300	45,9	350	5075	4	4	30	1470	600	1460	1350	1085	14,5
SVB 1300/250	1795	-	-	1400	48,4	250	3625	4	4	37	1470	680	1570	1350	1085	14,5
SVB 1300/350	1795	-	-	1360	48,1	350	5075	4	4	37	1470	680	1570	1350	1085	14,5

Catálogo soplante

**compresores rotativos** **R** **G** **rotary compressors**  
refrigerados por agua water cooled  
Series: R-fluido aire RG-fluido gas Series: R-plant air RG-gas boosting



MAQUINAS PNEUMATICAS ROTATIVAS, S.A.

Memoria Descriptiva

Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Velocidad Rotation speed		PRESION DIFERENCIAL / DIFFERENCIAL PRESSURE															
		1 bar				1,5 bar				2 bar				+3 bar			
		Caudal Flow	Pt. ABS Pow. ABS	Pot. Motor	Motor Pow.	Caudal Flow	Pt. ABS Pow. ABS	Pot. Motor	Motor Pow.	Caudal Flow	Pt. ABS Pow. ABS	Pot. Motor	Motor Pow.	Caudal Flow	Pt. ABS Pow. ABS	Pot. Motor	Motor Pow.
n	Q m³/h	Pa CV	Pm CV Kw	Q m³/h	Pa CV	Pm CV Kw	Q m³/h	Pa CV	Pm CV Kw	Q m³/h	Pa CV	Pm CV Kw	Q m³/h	Pa CV	Pm CV Kw		
1450 rpm.	R.12 N	110	5	6	4,4	106	7	8	5,8	98	8,5	10	7,5	90	11,5	13	9,5
	R.15	150	6,5	7,5	5,5	144	9	10	7,5	134	10,5	12	8,8	121	13,5	15	11
	R.20	190	8,2	9	6,6	180	11	12,5	9	170	13	15	11	157	17	20	15
	R.25	260	11	12,5	9	250	14	16	11,8	235	17	20	15	220	22,5	25	18,5
	R.30	325	14	18	13,2	315	19	22	16,1	300	22	25	18,5	275	27	30	22
	R.40	410	17	20	15	395	21	24	17,6	375	25	30	22	340	32	35	25,7
R.50	525	21,5	25	18,5	510	27	30	22	490	33	40	30	450	43	50	37	
975 rpm.	R.60	610	27	30	22	590	33	40	30	565	39	45	33	520	52	60	45
	R.70	725	30	35	25,7	710	36	40	30	680	43	50	37	620	57	65	48
	R.80	875	34	40	30	860	42	50	37	825	52	60	45	750	70	80	59
	R.100	1000	43	50	37	990	54	60	45	970	63	70	52	875	80	90	66
	R.121	1185	48	55	40,5	1160	63	72	53	1135	72	80	59	1045	94	105	72
735 rpm.	R.120	1190	50	55	40,5	1165	64	72	53	1140	73	80	59	1050	95	105	72
	R.150	1510	61	68	50	1480	80	90	66	1440	92	105	77	1340	120	135	99
	R.180	1760	71	80	59	1725	92	105	77	1680	107	120	88	1560	142	160	118
	R.190	1970	80	90	66	1920	102	110	81	1870	120	135	100	1730	157	170	125
	R.201	2120	84	92	68	2105	98	120	88	2065	126	140	103	1845	164	185	136
685 rpm.	R.200	2140	86	95	70	2120	101	120	88	2080	129	140	103	1860	167	185	136
	R.250	2435	94	105	77	2415	124	140	103	2355	150	165	121	2200	196	220	162
	R.300	3050	115	130	96	3000	149	165	121	2920	180	200	147	2760	235	260	191
485 rpm.	R.400	3900	146	160	118	3800	194	215	158	3660	229	255	188	3500	310	340	250
	R.500	5070	190	210	155	4970	253	280	206	4750	301	330	242	4550	398	440	324
	R.600	6100	230	260	191	6000	298	330	243	5840	360	400	294	5520	474	525	386

\* Consultar los parámetros de presión máxima admisible cuando se trata de comprimir. La composición del fluido y tamaño de máquina pueden variar ligeramente la presión nominal indicada en la tabla.

\* Consult the parameters of permissible maximum pressure when you want to compress. The fluid composition and the machine size can slightly vary the nominal pressure indicated in the table.

Catálogos válvulas



### Valvula de Compuerta de Asiento Elastico Union por Bridas

- Cuerpo y tapa de fundición dúctil GGG.50
- Tuerca de empaquetadura de fundición dúctil GGG.50
- Bridas, F4 (cuello corto), PN.16
- Compuerta de fundición dúctil GGG.50
- Revestimiento de la compuerta recubierta en el interior y exterior de elastómero EPDM
- Vástago de acero inoxidable
- Tuerca de vástago en bronce
- Pintura de resina epóxica con aplicación electroestática en el interior y exterior de un espesor mínimo de 250 µm



Válvula de compuerta					
REFERENCIA	DN mm	Precios venta	REFERENCIA	DN mm	Precios venta
666040000001	40	95,49	666150000001	150	276,24
666050000001	50	95,49	666200000001	200	423,22
666060000001	60	111,86	666250000001	250	759,47
666065000001	65	111,86	666300000001	300	1.220,88
666080000001	*80	129,59	666400000001	400	2.734,80
666100000001	100	161,65	666500000001	500	4.960,80
666125000001	125	231,90			

Modelo	Descripción	Código	DN mm.	Diam. ext. mm.	Precio unitario euros
<b>Serie</b> 741/20 (PN25) 	<b>VÁLVULA DE RETENCIÓN DE CILPETA</b> PARTIDA SERIE CF SEGUN DIN3202 K3 • Cuerpo: acero inoxidable CF8M • Cilpetas: acero inoxidable CF8M  **SUMINISTRO BAJO PEDIDO	741050250142	50		113 e
		741065250142	65		150 e
		741080250142	80		214 e
		741100250142	100		258 e
		741125250142	125		381 e
		741150250142	150		530 e
		741200250142	200		913 e
		741250250142	250		1.856 e
		741300250142	300		2.613 e

Modelo	Descripción	Código	DN mm.	PN bar	Precio unitario euros
<b>Serie</b> 75/40 	<b>VÁLVULA DE MARIPOSA, IMBRICADA SEGUN</b> ISO 5752 SERIE BASICA 13, EJE LIBRE  • CUERPO DE FUNDICIÓN GRIS GC-25 • JUNTA DE EPDM VULCANIZADA AL CUERPO • EJE DE ACERO INOXIDABLE AISI 431 • DISCO: DN 600 ACERO INOXIDABLE AISI 431 > DN 600 ACERO INOXIDABLE AISI 316L	75050401040119	50	10/16	212 e
		75065401040119	65	10/16	224 e
		75080401040119	80	10/16	226 e
		75100401040119	100	10/16	259 e
		75125401040119	125	10/16	294 e
		75150401040119	150	10/16	385 e
		75200401040119	200	10/16	487 e
		75250401040119	250	10	869 e
		75300401040119	300	10	993 e
		75350401040119	350*	10	1.465 e
		75400401040119	400	10	2.383 e
		75450401040119	450*	10	3.133 e
		75500401040119	500	10	3.361 e
		75600401040119	600*	10	5.447 e
		75700401040119	700*	10	7.875 e
		75800401040119	800*	10	8.963 e
		75900401040119	900*	10	13.010 e
75010401040119	1000*	10	14.238 e		

## Catálogos control e instrumentación

### Modelo MS 2500



Sensor "bridado"	
Material del caudalímetro	Acero al carbono pintado RAL6028 / Acero inoxidable AISI304
Diámetro nominal	DN 25 - 2000
Presión Nominal	PN 16 y otras
Conexiones de proceso	Bridas UNI, ANSI, DIN, JIS, etc.
Material de la conexión	Acero al carbono pintado RAL6028 / Opc. Inox. AISI304
Temperatura del líquido	0 a 60°C (revest. PP) -20 a 100 °C (revest PTFE, compacto) / -20 a 150°C (revest. PTFE versión separada)
Material de revestimiento	PP / PTFE / Ebonita / Otros
Material de los electrodos	Acero Inox. AISI 316L / Hastelloy B o C / Platino Tántalo / Titanio / Otros
Clase de protección	Compacto - IP67 Separado C (máximo 10 metros) - IP68 Separado L (máximo 500 metros) - IP67 (opcional IP68)

 Descripción  imprimir

**Sondas de temperatura Pt-100.**



Sondas de temperatura del tipo Pt-100. Adecuadas para entornos industriales.

**Aplicación:** Industria alimentación, procesos industriales, instalaciones agrícolas, etc...

Referencia	Descripción
<b>AKO-15584</b>	Sonda Pt100, de -40°C a +180°C, con 10 m de cable
<b>AKO-15585A</b>	Sonda Pt100, de -40°C a +180°C, con 2 m de cable
<b>AKO-15587</b>	Sonda Pt100, de -60°C a +350°C, con 2 m de cable con trenza
<b>AKO-15595</b>	Sonda Pt100, de -40°C a +200°C, con 1,5 m de cable con trenza
<b>AKO-15597</b>	Sonda Pt100, de -100 a +200°C, con 2 m de cable



tipo de sonda	Pt100, Clase B SIUNE-EN 60751
materiales del bulbo	Axero inoxidable AISI 316
diámetro del bulbo	Ø6 mm
<b>AKO-15584 AKO-15585A AKO-15587 AKO-15595 AKO-15597</b>	
temperatura de trabajo de	-40°C a +180°C
temperatura de trabajo de	-40°C a +200°C
temperatura de trabajo de	-60°C a +350°C
temperatura de trabajo de	-60°C a +200°C
grado de protección	IP68
grado de protección	IP40
longitud del cable de	1,5m
longitud del cable de	2,0m
longitud del cable de	10,0m
longitud del bulbo	39mm
longitud del bulbo	65mm
longitud del bulbo	100mm
cable de	silicona
cable de	fibra de vidrio
cable de	teflon-teflon 3H
trenza	metálica
resistencia	III/2

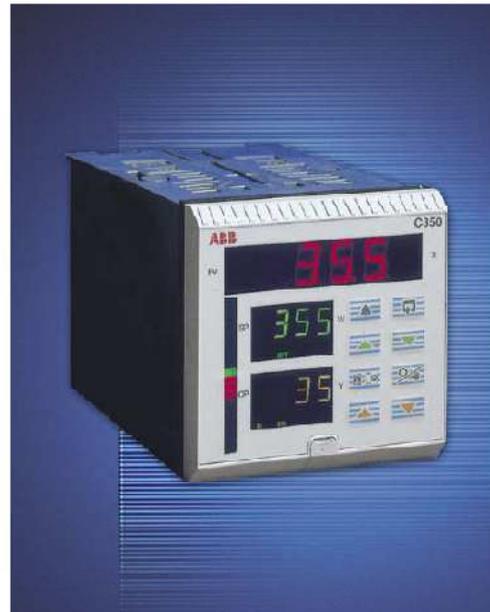
## Sensor de Temperatura TSA



Rango de Medición	-40 ... 150 °C
Conexión	G 1/4... G 1
Material de Conexión	Latón o Acero inox.
Salida	NTC o Pt 100

Los sensores de temperatura del modelo TSA responden rápidamente y funcionan entre -40 y +150°C. Un sensor electr. regulado por trimmer como elemento de medida en una cubierta resistente hecha de latón o acero inoxidable que es que es conveniente para el servicio pesado. Debido a la regulación con láser, la señal de salida del sensor de temperatura es fuerte, por lo tanto no se requiere ninguna línea de compensación para terminales de alimentación de menos de 20 mA. Esta dependencia es lineal con coeficiente de temperatura positiva. Los dispositivos de control e indicación que permiten servicio universal se utilizan para evaluar la señal de salida. Los sensores de temperatura se entregan en una cubierta con rosca interna de G 1/4" a G 1" y cable aislado de silicón y caucho de 1,5 m.

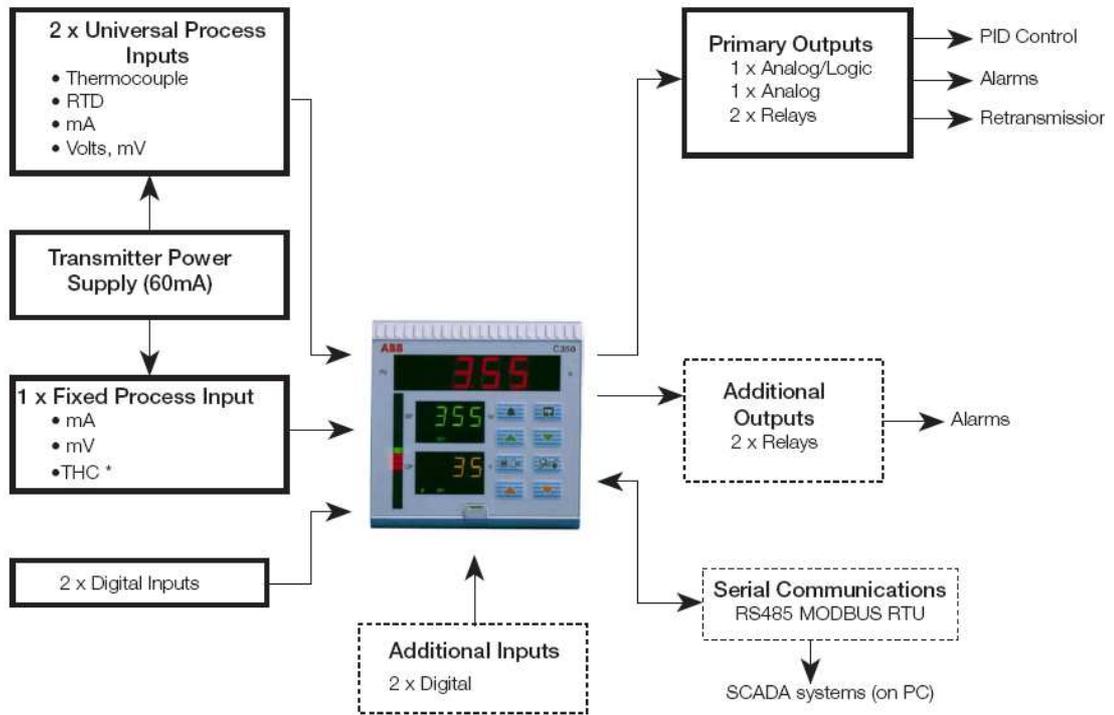
- **Controlador PID con estrategias de control múltiples**
  - controlador de bucle simple, corrección anticipante, cascada, relación, estación automática/manual y soporte analógico.
- **Tres pantallas LED grandes con gráfico de barras de desviación**
  - pantalla clara y fácil de seguir con teclas de función de colores coordinados
- **Amplias capacidades de entrada/salida**
  - tres entradas analógicas, dos salidas analógicas, hasta cuatro relés y cuatro entradas digitales más MODBUS RS485 para una flexibilidad total
- **Seguridad del proceso y seguridad de planta**
  - alarma de interrupción del bucle, controlador del proceso, protección por contraseña y recuperación de alimentación inteligente
- **Software de configuración para facilitar la instalación**
  - acceso a características avanzadas y parámetros estándar para reducir el tiempo de configuración
- **Funciones avanzadas de ahorro de costos**
  - bloques matemáticos, ecuaciones lógicas, alarmas en tiempo real, linealizadores adaptados y conexión por software
- **Monitor de Eficacia de Control (CEM) exclusivo**
  - dos algoritmos de autoajuste más ajuste fino manual utilizando CEM para lograr un rendimiento óptimo
- **Protección del panel frontal IP66/NEMA4X**
  - confiabilidad en los entornos más adversos
- **Perfil de rampa/ meseta**
  - 30 segmentos y 9 perfiles, configuración mediante el software para PC o panel frontal



**C355 – controlador de bucle simple avanzado en un compartimento pequeño, formato 1/4 DIN**

**ABB**

**Conexiones de Proceso**



KEY: Standard Option

\* Only if standard universal input is THC

## Especificaciones

### Resumen

17 plantillas de aplicaciones: Bucle simple, Cascada, Corrección anticipante, Velocidad Automático/Manual  
Dos opciones de autoajuste  
Monitor de Eficacia de Control (CEM)  
30 segmentos y 9 perfiles  
Software de configuración  
Panel frontal P66/NFM4X

### Operación

#### Pantalla

1 x 4 dígitos, 14mm LxU (ojo) – variable del proceso  
1 x 4 dígitos 8mmLED (verde) – punto de ajuste  
1 x 3 dígitos 8mmLED (amarillo) – salida  
1 x gráfico de barras de desviación de 24 segmentos

#### Configuración

Configuración básica mediante teclas del panel frontal o PC  
Software de configuración de características de avanzada por PC

#### Seguridad

Menús protegidos por contraseñas

### Funciones Estándar

#### Estrategias de control

Bucle único, Estación automático/manual, Soporte analógico, Cargador indicador/manual, Cascada\*, Corrección anticipante, Relación

#### Tipos de salida

Control proporcional, Tiempo proporcional, Válvula motorizada\*\* encendido/apagado (con y sin realimentación), Calor/frío.

#### Parámetros de control

Cuatro juegos de configuraciones PI seleccionables mediante señales digitales

#### Puntos de ajuste

Local, remoto y cuatro puntos de ajuste fijos locales, seleccionables mediante señales digitales  
30 segmentos y 9 perfiles

#### Salidas configuradas

Tres valores de salida prefijados seleccionables mediante señales digitales

#### Autoajuste

A pedido para 1/4 de onda o mínimo rebase de línea

#### Alarmas de proceso

Cantidad	9
Tipos	Proceso alto/bajo, Salida alta/baja, Desviación alta/baja
Historio	Nivel y tiempo **
Habilitar/inhabilitar alarma	Habilitar/inhabilitar alarmas mediante señal dgita

#### Alarmas en tiempo real \*\*

Cantidad	2
Programable	Hora/día y duración

\* La válvula motorizada sin realimentación no está disponible en la plantilla en cascada.

\*\* Se accede a través del software de configuración

HOJA TÉCNICA DE LOS PRODUCTOS SERIE: **AKO-5316**



PUBLICACIÓN

**5316H000**

Edición 04



## Interruptores de nivel para líquidos corrosivos y temperaturas hasta 125°C

### Level switches for corrosive liquids and temperatures up to 125°C

#### UTILIZACIÓN

Los interruptores de nivel de la serie AKO-5316, son un sistema sencillo y muy seguro para controlar tanto el llenado como el vaciado de depósitos que contienen líquidos hasta 125°C, aunque sean corrosivos, siempre y cuando su agresividad pueda ser resistida por el acero inoxidable AISI 316.

#### CARACTERÍSTICAS

Están constituidos por un interruptor de láminas flexibles accionable magnéticamente (relé Reed), situado en el interior de un tubo guía, del que sale al exterior un cable con aislamiento de silicona para su conexión. El relé Reed es accionado por un imán situado en el interior de un flotador, al desplazarse éste por el tubo guía según varía el nivel del líquido.

Proporcionan las siguientes ventajas:

- **Construidos en acero inoxidable AISI 316** de elevada resistencia a la corrosión
- **Adecuados para temperaturas de hasta 125°C** y presiones de trabajo de hasta 40 bar

#### MUY IMPORTANTE

Es aconsejable que trabajen activando relés o cargas débiles que no rebasen las indicadas en las especificaciones técnicas. De ello dependen la vida y la fiabilidad de los interruptores.

#### APPLICATION

The AKO-5316 series of level switches constitute a simple and safe system for controlling both the filling and draining of tanks which contain liquids of up to 125°C, even though those liquids be corrosive, provided that their corrosiveness may be resisted by stainless steel AISI 316.

#### FEATURES

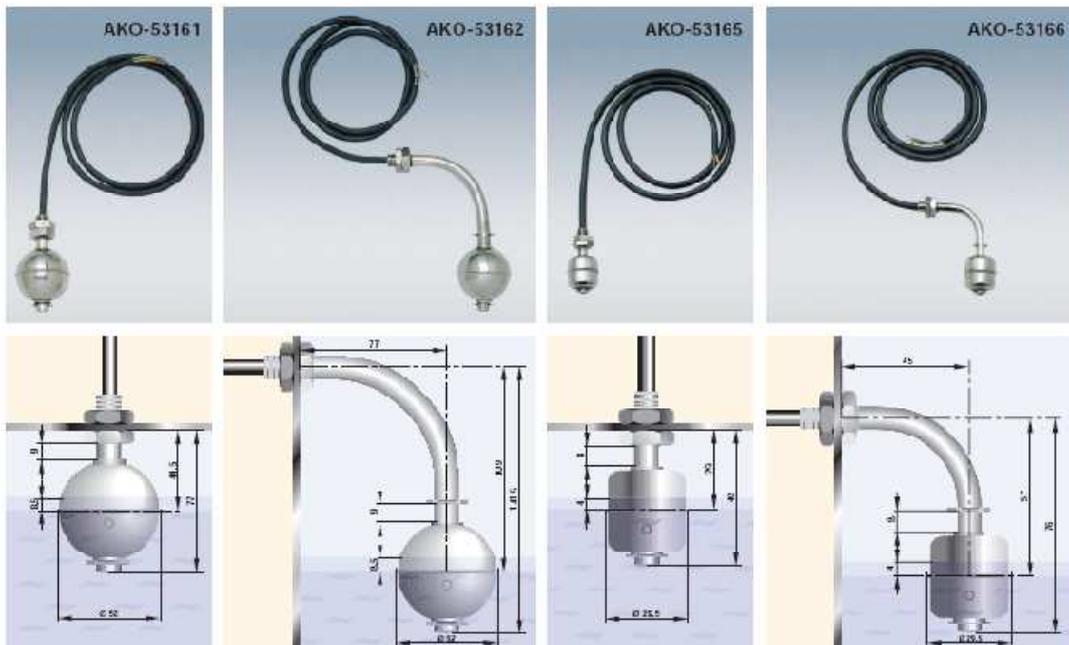
They are composed of a flexible laminated material switch magnetically activated (Reed relay), situated in the interior of the float guiding tube from which a silicone rubber insulated cable extends for connection to the exterior. The Reed relay is actuated by a magnet situated inside of the float, which moves along the float guiding tube according to the level of liquid.

They offer the following advantages:

- **They are made of stainless steel AISI 316** which has a high resistance against corrosion.
- **They are suitable for temperatures of up to 125°C** and operating pressures of up to 40 bar.

#### IMPORTANT

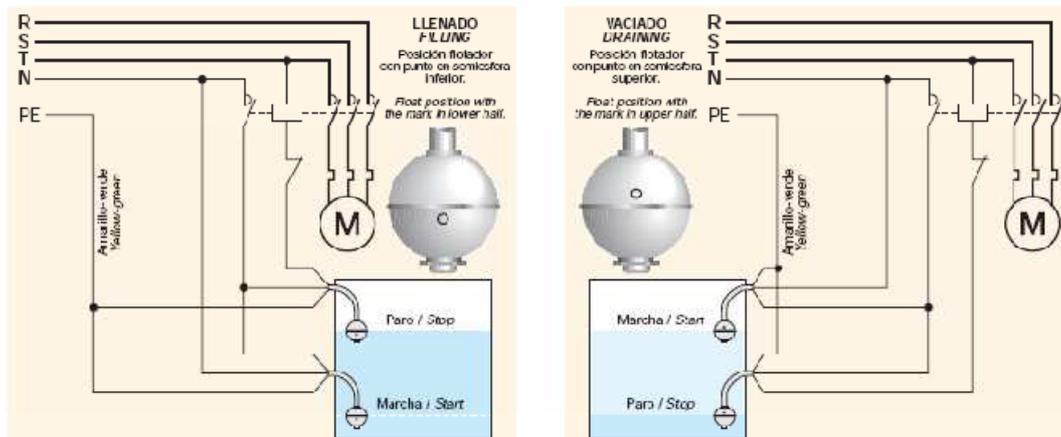
It is advisable to work through relays and not surpass the loads indicated in the technical specifications. Upon this lies their reliability and useful life.



ESPECIFICACIONES TÉCNICAS / TECHNICAL SPECIFICATIONS

Referencia de catálogo Catalog number	AKO-53161	AKO-53162	AKO-53165	AKO-53166
Superficie de montaje Surface fitting	Horizontal (±30°)	Vertical (±30°)	Horizontal (±30°)	Vertical (±30°)
Adecuados para densidades Suitable for densities	≥ 0,8 Kg/cm <sup>3</sup>	≥ 0,8 Kg/dm <sup>3</sup>	≥ 0,7 Kg/dm <sup>3</sup>	≥ 0,7 Kg/dm <sup>3</sup>
Temperaturas de trabajo Operating temperature range	De -20 a +125°C	De -20 a +125°C	De -20 a +125°C	De -20 a +125°C
Diferencial de nivel Level differential	≤ 3 mm	≤ 3 mm	≤ 3 mm	≤ 3 mm
Presión máx. de trabajo Max. operating pressure	40 bar	40 bar	15 bar	15 bar
Potencia de conmutación Commutation power	60 VA	60 VA	40 VA	40 VA
Voltaje máximo Maximum voltage	250 V~	250 V~	250 V~	250 V~
Intensidad máxima a 230 V~ Maximum current at 230 V~	240 mA	240 mA	160 mA	160 mA
Intensidad máxima a ≤ 20 V~ Maximum current at ≤ 20 V~	3 A	3 A	2 A	2 A
Numero de ciclos (según la carga) Cycles switch life (according to load)	10 <sup>5</sup> a 10 <sup>6</sup>	10 <sup>5</sup> a 10 <sup>6</sup>	10 <sup>5</sup> a 10 <sup>6</sup>	10 <sup>5</sup> a 10 <sup>6</sup>
1m de cable de silicona 1m silicone rubber cable	3 x 0,5 mm <sup>2</sup>	3 x 0,5 mm <sup>2</sup>	3 x 0,5 mm <sup>2</sup>	3 x 0,5 mm <sup>2</sup>
Forma del flotador Shape of the float	Esférico Spherical	Esférico Spherical	Cilíndrico Cylindrical	Cilíndrico Cylindrical
Dimensiones de flotador Float dimensions	Ø 50 mm	Ø 50 mm	Ø 27 x 30 mm	Ø 27 x 30 mm
Forma del tubo guía Shape of the guiding tube	Recto Right	Curva 90° Elbow 90°	Recto Right	Curva 90° Elbow 90°
Rosca del tubo para montaje Tube thread for assembly	R 1/4"	R 1/4"	R 1/8"	R 1/8"
Material de flotador y tubo guía Float and guiding tube material	Acero inoxidable AISI 316 AISI 316 Stainless steel			

INSTRUCCIONES Y ESQUEMAS DE CONEXIÓN / INSTRUCTIONS AND CONNECTION DIAGRAMS



Los interruptores de nivel se suministran con el flotador en posición de llenado, punto marcado en la semiesfera inferior del mismo. Para el funcionamiento de vaciado debe invertirse la posición del flotador de forma que la semiesfera con el punto marcado quede en la parte superior. Para ello desmontar la arandela inferior de retención de su ranura, girar el flotador, y volver a montar la arandela.

The level switches are supplied with the float in filling position, when the mark is shown on the lower hemisphere of the float. In order to operate for draining, the mark on the float should be situated in an inverse position on the upper hemisphere of the float. To do this has to remove the inferior lock washer of its slot, turn the float upside down and fit again the lock washer.

**AKO Electromecánica, S.A.L.**  
 Av. Roquetes, 30-36  
 08812 S. PERE DE RIBES (Barcelona)  
 Tel. (34) 938 14 27 00  
 Fax (34) 938 93 40 54  
 Internet: www.ako.es  
 e-mail: ako@ako.es

✉ Apartado (P.O. Box) 5  
 08000 VILANOVA I LA GELTRÚ (Spain)

355916000 REV. 03 1008

D.L.:

Reservamos el derecho de suministrar materiales que pudieran diferir levemente de los descritos en nuestras publicaciones.

## Electrodos de pH Industriales

- Ideal para áreas remotas
- Use con los controladores pH/ORP OAKTON
- Todos incluyen conexión BNC y sensor de temperatura Pt RTD incorporados



## Electrodos de bulbo de semi-cúpula

- Este original diseño en la superficie protege al electrodo de partículas; aumenta el flujo a lo largo de la unión para mantener limpio el bulbo

Unión de cerámica proporciona firmeza simultáneamente al flujo continuo de electrolito. El cuerpo de grafito de las sondas actúa como solución tierra siendo una ventaja para nuestro controlador pH 1000 de alta impedancia en modo combinado (ver página 31 para el controlador pH 1000). Referencia de KCl/AgCl sellada; conector BNC.

**Cuerpo:** Grafito o Kynar con rosca de tubo en ambos extremos, cable de 3 m

**Elemento ATC:** extremos pelados      **Rango:** 0 a 12 pH

**Máx temp:** 100°C      **Dimensiones:** 15 cm L x 2,5 cm OD      **Peso:** 0,2 kg

Model. no.	Tipo de Cuerpo	Unión	Tamaño de la rosca de tubo
WD-35807-00	Kynar	simple unión	3/4" NPT
WD-35807-05	Kynar	doble unión	1" NPT
WD-35807-10	Grafito	doble unión	3/4" NPT
WD-35807-15	Grafito	doble unión	1" NPT

# OAKTON<sup>®</sup> pH/ORP/°C pH 1000 Controller

Select between on/off, proportional pulse length, or proportional pulse frequency control. It's ideal for almost any application!

pH Control

**Large dual display shows pH (or ORP) and temperature**  
features clear multiple annunciators, set points, and status messages

**Select between three control types for maximum flexibility**  
choose on/off, proportional pulse length or proportional pulse frequency control

**Two set point, two SPDT relay operation**  
choose from lo/lo, lo/hi, hi/lo or hi/hi control

**Separate alarm relay**  
alerts you to set points exceeded for a specific length of time or a failed temperature sensor

**Symmetrical mode operation**  
eliminates electrical noise problems when used with solution ground

**0 to 2000 second time delay adjustment on all relays**  
minimizes false alarms

**Separately adjustable high and low set point hysteresis bands**  
prevent rapid contact switching if your pH or ORP value is fluctuating near the set point

**Push button two-point calibration, plus a separate electrode offset adjustment**

**0-20/4-20 mA recorder output**  
for remote monitoring and hard copy recording

**Two level password protection**  
first level allows quick access to calibration; second level lets you change set-up parameters

**Protected against electromagnetic interference**

**LED indicators signal control activities**  
monitor controller status from a distance

**Nonvolatile memory**  
maintains set-up even if power fails



Top: All operations on this flexible controller are accessible from the front-panel keypad.

Bottom left: OAKTON offers a large assortment of industrial pH and ORP electrodes—see the back of this sheet for more details.

Bottom right: 1/4 DIN size fits into standard-size panel cutouts.

**Customize this advanced controller to fit your exact application!** Select from three control types: on/off, proportional pulse length, or proportional pulse frequency. Use on/off control to shut your pump or valve on or off when your process passes its set points. Use proportional control to gradually increase or decrease your pump's or valve's response, depending on the amount by which your process has passed the set point. This controller is also selectable for pH or ORP control; normally activated or unactivated relays; manual or automatic temperature compensation, and much more!

The controller's convenient 1/4 DIN size fits into standard panel cutouts; it includes mounting hardware for fast panel installation. The IP54 rated front panel keypad is weather resistant.

The pH 1000 controller is supported by a full selection of OAKTON calibration buffers and industrial electrodes. See the back of this sheet for ordering information and complete specifications.

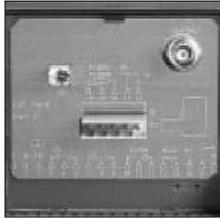
OAKTON<sup>™</sup> ...setting the standard, again and again<sup>™</sup>

# Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha

Dual LCD shows pH or mV reading and temperature simultaneously, plus clear mode and function annunciators.



Removable power blocks on back for power supply, temperature input and cold contact SPDT relay terminals.



Splash-resistant, IP54 rated membrane keypad with audible "clicks" that confirm button press.



Mounting hardware (included) allows easy surface mounting to all panels and protective enclosures.



pH calibration buffer solutions in economical 1-pint bottles are available at right.



Bulletin pH D3R1

## pH 1000 pH/ORP Controller

### • Applications •

**Industrial applications:** Use this reliable and versatile pH/ORP controller for proportional or on/off control in chemical processing, food processing, aquarium, pharmaceutical, hydroponics and waste control industries.

**Water purification/treatment:** Use this controller for batch and on-line control of incoming process water, rinse water treatment, recirculating and waste water treatment.

**Regulatory compliance:** Hook these controllers to a recorder to document data for regulatory compliance.

**General applications:** Useful for any batch or on-line type application that requires accurate pH or ORP control.

**Hold function:** Contact closure shuts off control functions. Use with manual, float, or flow switches for safety control.

### • Specifications •

type	pH	mV	temperature
Range	0.00 to 14.00 pH	±1000 mV	-9.9 to 125.0°C
Resolution	0.01 pH	1 mV	0.1°C
Accuracy	±0.01 pH	1 mV	±0.1°C

**Control type:** three (on/off, proportional pulse length or proportional pulse frequency)

**Number of inputs:** one

**Number of set points:** two (high and low)

#### Output

Control: 2 SPDT relays, 6 A @ 110 VAC, 250 VAC max

Alarm: 1 SPDT relay, 6 A @ 110 VAC, 250 VAC max

Pulse: pulse length (0.5 to 20 sec) or pulse frequency (60 to 120 pulses per min.)

Current: isolated 0-20/4-20 mA, 600 Ω max load, programmable boundaries

Hysteresis: (dead band) 0.1 to 1.0 pH, 10 to 100 mV, or 1 to 10%

**Relay delay:** selectable, 0 to 2000 seconds

**Input impedance:** 10<sup>6</sup> MΩ

**Electrical isolation:** yes, galvanically

**Electrode use:** selectable glass or antimony (use antimony electrodes for systems with hydrofluoric acid content)

**Temperature sensor:** 100 Ω or 1000 Ω Platinum RTD, terminal strip

**Temperature compensation:** Automatic/manual from -9.9 to 125°C

#### Calibration:

pH: one or two points (select from pH 1.00, 4.01, 7.00, 9.00, 10.00)

ORP: select from two methods: offset for ORP mV calibration,

or calibrate at two points (20% and 80%) for ORP % calibration

Temperature: offset up to ±5°C

**Password protection:** two level protection with four digit password

lockout; first level gives calibration access, second level allows

set-up parameter changes

**Display:** dual-line LCD: 4-digit upper and 3½-digit lower

**Operating temperature:** 14 to 140°F (-10 to 60°C)

**Housing:** IP54 front; ½ DIN size

#### Dimensions:

Unit only: 3½" W x 3¾" H x 6¼" D (9.6 x 9.6 x 17.5 cm);

Boxed: 6½" W x 6" H x 9¼" D (16.5 x 15.2 x 23.5 cm)

**Panel cut-out:** 3¾" W x 3¾" H (9.2 x 9.2 cm)

**Weight:** Unit only 1.5 lbs (0.7 kg); Boxed 2.5 lbs (1.2 kg)

### • Ordering Information •

#### Controllers

WD-35200-00 pH 1000 controller, 120 VAC, 48-62 Hz .....\$595.00

WD-35200-05 pH 1000 controller, 220 VAC, 48-62 Hz .....\$595.00

WD-35100-90 Power cord; 3 ft with bare leads, 3 prong U.S. plug, 110 VAC .....\$6.00

#### pH Calibration Buffer Solutions

Each bottle contains one pint premixed calibration solution.

Accuracy ±0.01 pH at 25°C. Shpg wt 1.1 lbs (0.6 kg).

WD-00654-00 pH 4.01 buffer .....\$6.95

WD-00654-04 pH 7.00 buffer .....\$6.95

WD-00654-08 pH 10.00 buffer .....\$6.95

#### Semi-Domed Electrodes

These electrodes feature a unique surface design that provides protection from particulates while increasing flow across the junction for cleaning. Ceramic junction gives toughness along with steady electrolyte flow. Graphite body probes act as solution ground—takes advantage of controller's high-impedance symmetrical mode. Double junction; sealed KCl/AgCl reference, 10-ft cable, BNC connector, stripped ends for ATC element.

WD-35807-00 Semi-domed bulb electrode, Kynar® body, ¾" NPT thread .....\$207.00

WD-35807-05 Semi-domed bulb electrode, Kynar® body, 1" NPT thread .....\$207.00

WD-35807-10 Semi-domed bulb electrode, graphite body ¾" NPT thread .....\$233.20

WD-35807-15 Semi-domed bulb electrode, graphite body, 1" NPT thread .....\$233.20

Request the OAKTON Bulletin # pH D1 for information on our ½ DIN pH controller; request Bulletin # pH D2 for information on our economical ¼ DIN pH 800 controller.

### • ORDER FROM •

#### In-Line/Submersible Electrodes

These permanently encapsulated combination electrodes have a CPVC body and ¾" NPT threads on both ends. Install in a tee fitting or on a submersion pipe for tank mounting. Sealed KCl/AgCl reference. Have 10-ft cable, BNC connector, stripped ends for ATC element.

WD-35801-08 In-line/submersible pH electrode; double junction .....\$148.40

WD-35801-21 In-line/submersible ORP electrode; double junction, Pt band sensor .....\$132.50

#### Submersible Electrodes

These combination electrodes are permanently encapsulated in a 3-ft L x 1" OD ABS pipe—install in a tank. Sealed KCl/AgCl reference. Have 10-ft cable, BNC connector, stripped ends for ATC element.

WD-35806-01 Submersible pH electrode; double junction .....\$190.80

WD-35806-02 Submersible ORP electrode; double junction, Pt band sensor .....\$169.60

#### Self-Cleaning Flat pH Electrodes

Flat electrode surface prevents solids build-up. Feature CPVC housing with ¾" NPT(M) on both ends; sealed KCl/AgCl reference; 10 ft. vinyl cable; BNC connector; stripped ends for ATC element.

WD-35806-21 Self-cleaning flat pH electrode; double junction .....\$148.40

WD-35806-22 Self-cleaning flat ORP electrode; double junction .....\$143.10

Printed in the U.S.A. ©2000 OAKTON TM Reg. #1,692,543. We reserve the right to make changes, improvements and modifications to products shown. All prices subject to change without notice. OAKTON Instruments are available only through authorized OAKTON distributors.

### **Transmisor de Presión con Sensor**

Nuestra amplia gama de sensores de presión con transmisor generan una señal precisa, fiable y repetible de 4-20mA que se puede enviar a un equipo mediante un lazo de conexión a 2 hilos. El sensor está alojado en una carcasa de acero inoxidable que incluye el sensor y el circuito electrónico. Tiene una rosca de 1/4" Gas para una mayor facilidad de inserción. Provisto de un conector DIN 41524 que permite al usuario unir al lazo el sensor. Disponemos de un indicador / controlador que proporciona la alimentación al lazo, se pueden encontrar más detalles de este equipo en esta misma sección.

- Gran variedad de rangos dependiendo del tipo: relativa (presión atmosférica), absoluta (vacío) o relativa respecto a un valor prefijado (aprox. 1bar)
- Salida de corriente: 4-20mA
- Precisión:  $\pm 0.3\%$  de lectura a 20°C
- Tiempo de respuesta: 0.5 seg.
- Conexión a proceso: a proceso: 1/4" Gas
- Límite de exceso de presión: el doble del valor nominal
- Conexión eléctrica: conector DIN 41524 (incluido)
- Rango de fijación: 24mm
- Temperatura de funcionamiento: -10°C a +70°C
- Dimensiones: 88mm x 30mm
- Peso: 190 gramos

#### **Presión Relativa (Referente a Presión Atmosférica)**

<b>Código</b>	<b>Descripción</b>	<b>Precio:1-4</b>	<b>Precio:5-10</b>
716-042	250 mbar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 232,00	€ 210,00
716-045	400 mbar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 232,00	€ 210,00
716-048	600 mbar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 232,00	€ 210,00
716-051	1 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-054	2.5 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-057	4 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-060	6 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-063	10 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00

716-066	16 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-069	25 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-072	40 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00
716-075	60 bar - Presión Relativa (referente a presión atmosférica)	€ 188,00	€ 170,00

**Presión Absoluta (Referente a Vacío)**

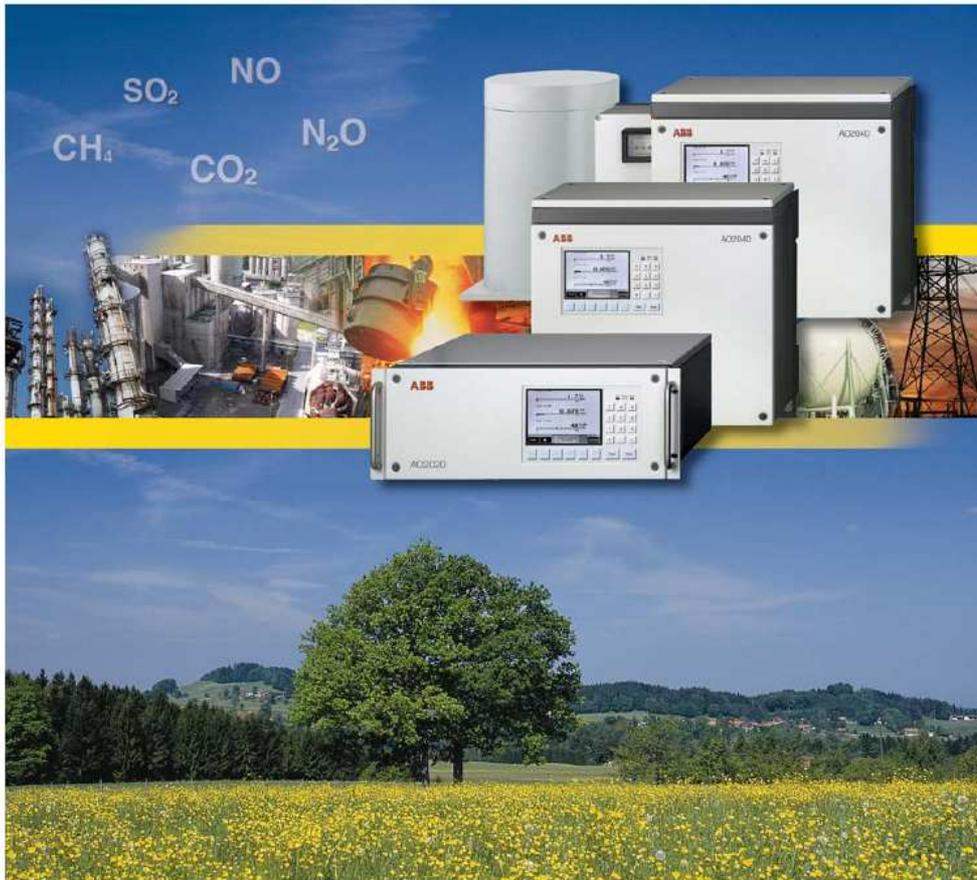
Código	Descripción	Precio:1-4	Precio:5-10
716-090	2.5 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-093	4 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-096	6 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-099	10 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-102	16 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-105	25 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-108	40 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00
716-111	60 bar - Presión Absoluta (referente a vacío)	€ 188,00	€ 170,00

**Presión Relativa (Referente a Aprox. 1Bar)**

Código	Descripción	Precio:1-4	Precio:5-10
716-130	100 bar - Presión Relativa (referente a aprox. 1bar)	€ 203,00	€ 182,00
716-133	160 bar - Presión Relativa (referente a aprox. 1bar)	€ 203,00	€ 182,00
716-136	250 bar - Presión Relativa (referente a aprox. 1bar)	€ 203,00	€ 182,00
716-139	400 bar - Presión Relativa (referente a aprox. 1bar)	€ 203,00	€ 182,00
716-142	600 bar - Presión Relativa (referente a aprox. 1bar)	€ 203,00	€ 182,00

## **Advance Optima Analizadores modulares de gases en continuo**

La solución analítica integrada



**ABB**

## Módulos de análisis por conductividad térmica

### Caldos25

El Caldos25 ha sido concebido para aplicaciones altamente corrosivas. Debido a su cámara de medida con filamentos resistivos fundidos en vidrio, es especialmente insensible frente a medios corrosivos. El Caldos25 no requiere una corrección de presión, sea en presencia de depresión o sobrepresión, la señal de medida es independiente de la presión de la muestra de gas.

### Caldos27

El Caldos27 con su sensor de silicio se caracteriza por sus rangos muy pequeños y sus medidas rápidas. Debido a su microestructura, el tiempo de respuesta  $T_{90}$  es especialmente bajo. Los rangos de medida se pueden ajustar libremente. La extraordinaria estabilidad a largo plazo del span permite la calibración del Caldos27 en un punto con un único gas patrón.



#### Aplicaciones típicas

- Producción de cloro
- Determinación de  $\text{SO}_2$  en gas de tostación de piritas
- Disociación de  $\text{NH}_3$

#### Componentes y rangos mínimos de medida (ejemplos)

- |  |               |
|--|---------------|
| ■ $\text{H}_2$ en $\text{N}_2$ o aire  | 0...0,5 % vol |
| ■ $\text{SO}_2$ en $\text{N}_2$ o aire | 0...1,5 % vol |
| ■ $\text{H}_2$ en $\text{Cl}_2$        | 0...0,5 % vol |

#### Calibración

- Calibración de cero con gas sin componente a medir o gas de sustitución
- Calibración del span con gas de concentración conocida o con gas de sustitución

#### Principio de medida

El principio de medida de estos analizadores se basa en las diferentes conductividades térmicas que tienen los gases. La concentración de cada componente a medir se determina cuantitativamente en una mezcla gaseosa binaria o cuasi binaria referente a su conductividad térmica.

#### Aplicaciones típicas

- Medida de la pureza de hidrógeno
- Control de turbogeneradores
- Monitorización de gases inertes
- Monitorización L.I.E. (LEL)

#### Componentes y rangos mínimos de medida (ejemplos)

- |                                       |                   |
|---------------------------------------|-------------------|
| ■ Ar en $\text{O}_2$                  | 0...2 Vol.-%      |
| ■ $\text{H}_2$ en Ar                  | 0...0,25 Vol.-%   |
| ■ $\text{H}_2$ en $\text{N}_2$ /aire  | 0...0,3 Vol.-%    |
| ■ $\text{CH}_4$ en $\text{N}_2$ /aire | 0...2 Vol.-%      |
| ■ Ar en $\text{N}_2$                  | 97,5...100 Vol.-% |
| ■ He en $\text{N}_2$                  | 97...100 Vol.-%   |

#### Calibración

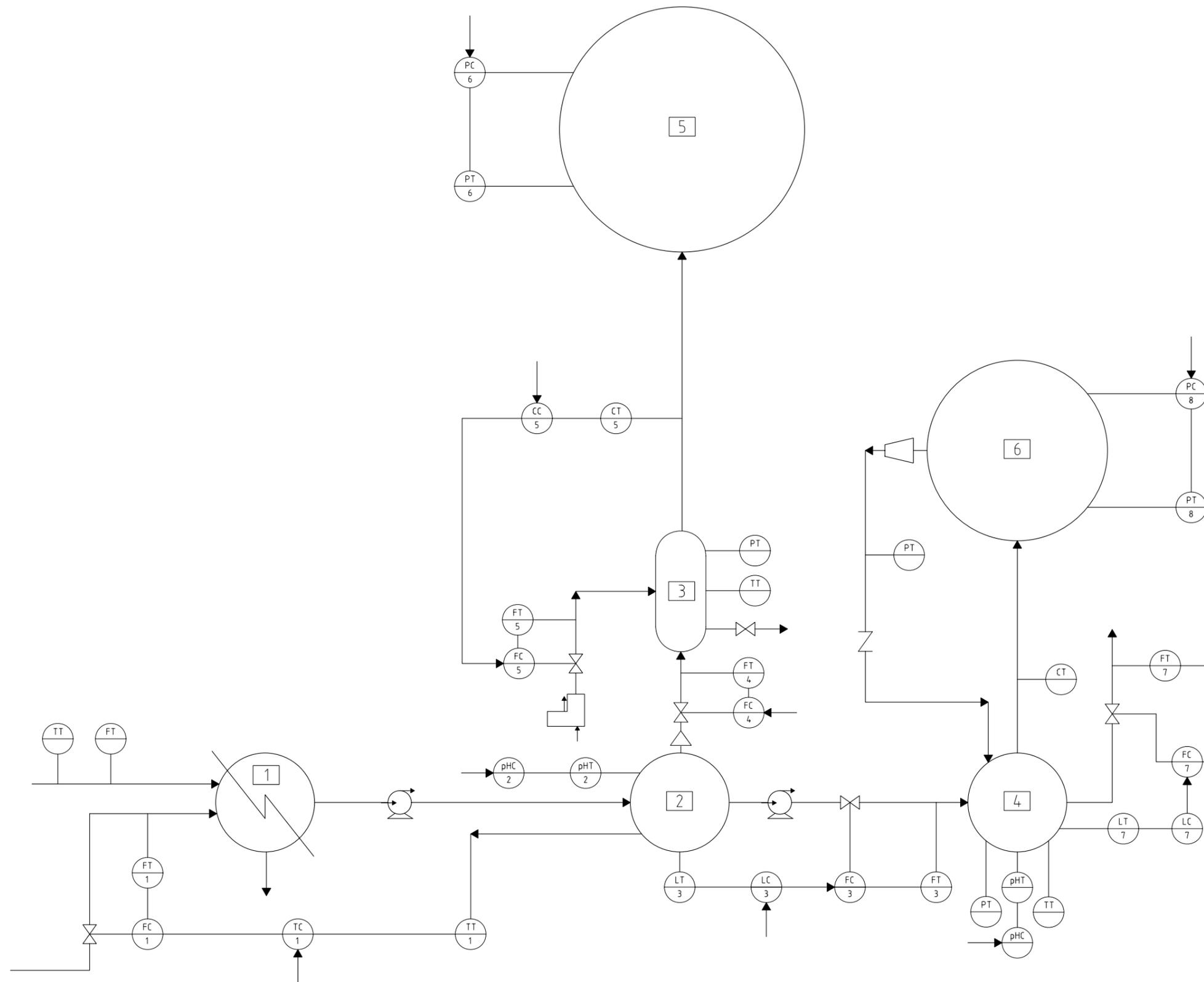
- Calibración de cero con gas sin componente a medir o gas de sustitución
- Calibración de span con gas de concentración conocida o con gas de sustitución
- Calibración simplificada con gas estándar, lo cual hace innecesaria la calibración por separado del cero y el span
- Calibración automática mediante control interno

#### Comportamiento dinámico

- $T_{90} \leq 2 \text{ s}$

# **DOCUMENTO 2**

## **PLANOS**



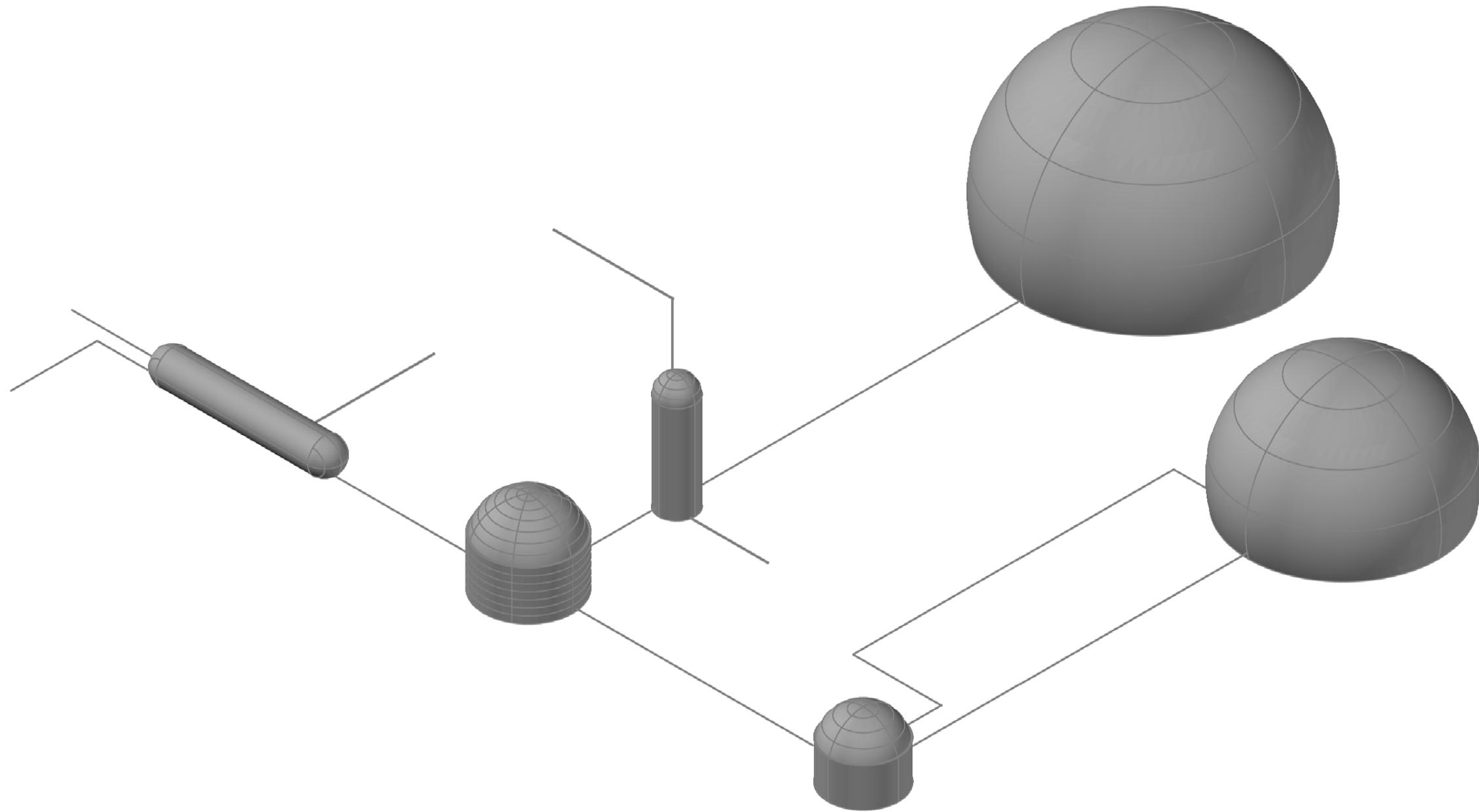
**LETRAS** → Función que realiza el instrumento y variable controlada  
**Nº** → Nº identificativo del lazo de control al que pertenece el instrumento

FT → Medidor de caudal  
 FC → Controlador de caudal  
 TT → Medidor de temperatura  
 TC → Controlador de temperatura  
 LT → Medidor de nivel  
 LC → Controlador de nivel  
 PT → Medidor de presión  
 PC → Controlador de presión  
 CT → Medidor de la composición  
 CC → Controlador de la composición  
 pHT → Medidor de pH  
 pHC → Controlador de pH

→ Bomba centrífuga  
 → Bomba dosificadora  
 → Soplante  
 → Compresor  
 → Válvula de compuerta  
 → Válvula de mariposa

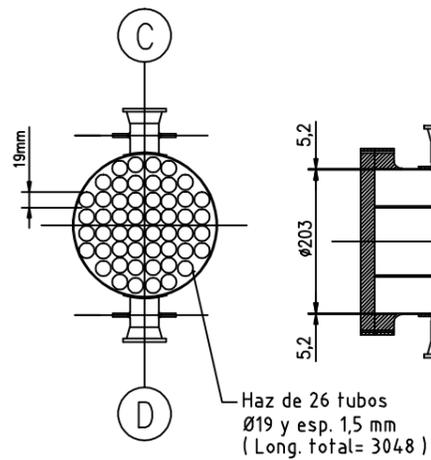
DENOMINACION	UNIDADES
1	Intercambiador de calor
2	Digestor acidogénico
3	Columna de absorción
4	Digestor metanogénico
5	Gasometro 1
6	Gasometro 2

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE MELAZAS DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA 
ALUMNOS: ISABEL GONZÁLEZ GARRIDO MIRIAM LEAL DOMÍNGUEZ	FORMATO A3 FECHA: 01/12/2008
TÍTULO: DIAGRAMA GENERAL DE LA PLANTA ( INCLUYE CONTROL Y INSTRUMENTACIÓN )	ESCALA N.T.S. Nº DEL PLANO: 1 de 6

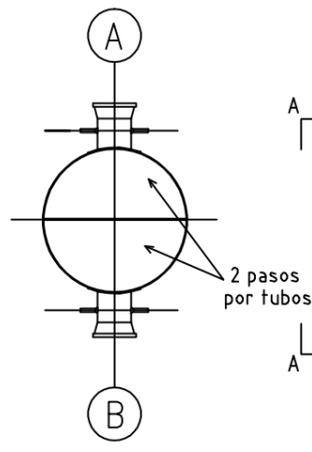
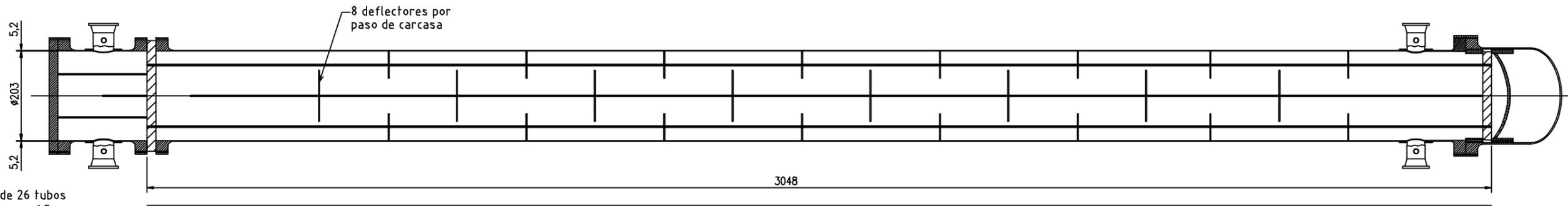


PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE MELAZAS DE REMOLACHA		FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	 UCA Universidad de Cádiz
ALUMNOS:	ISABEL GONZÁLEZ GARRIDO MIRIAM LEAL DOMÍNGUEZ	FORMATO A3	FECHA: 01/12/2008	
TÍTULO:	PLANTA GENERAL 3 DIMENSIONES	ESCALA N.T.S.	Nº DEL PLANO: 2 de 6	

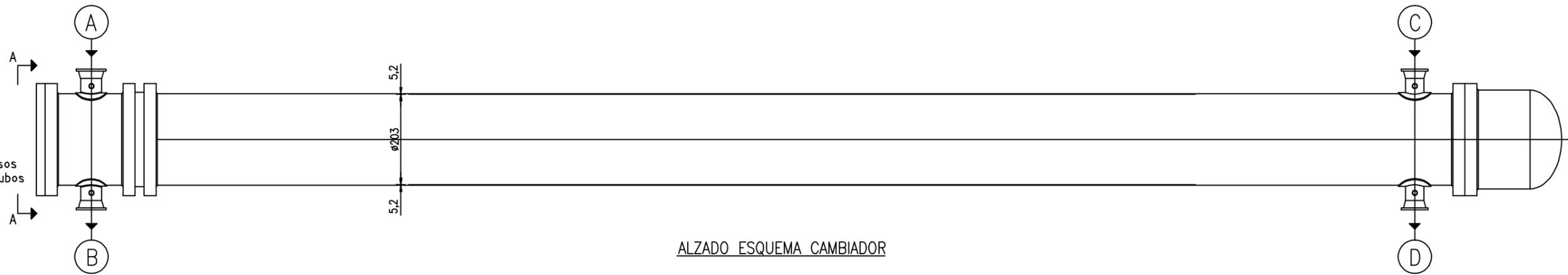
HAZ DE TUBOS



SECCION LONGITUDINAL



SECCION A-A



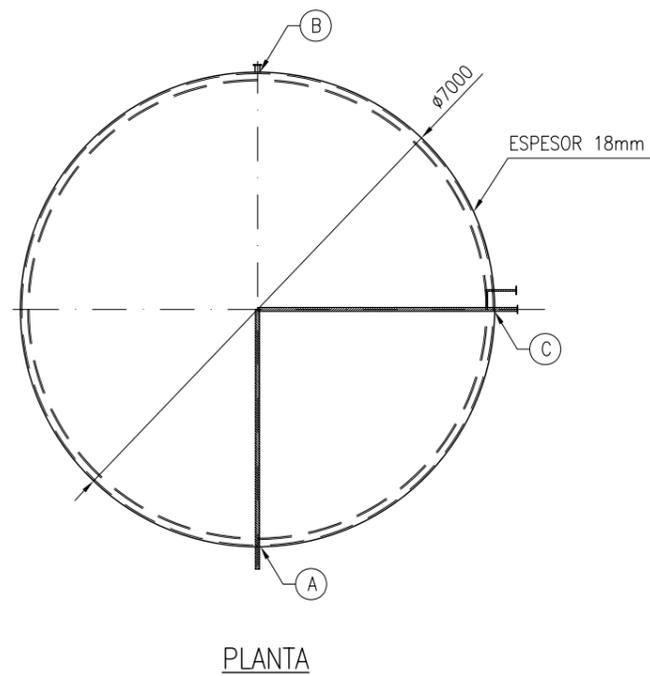
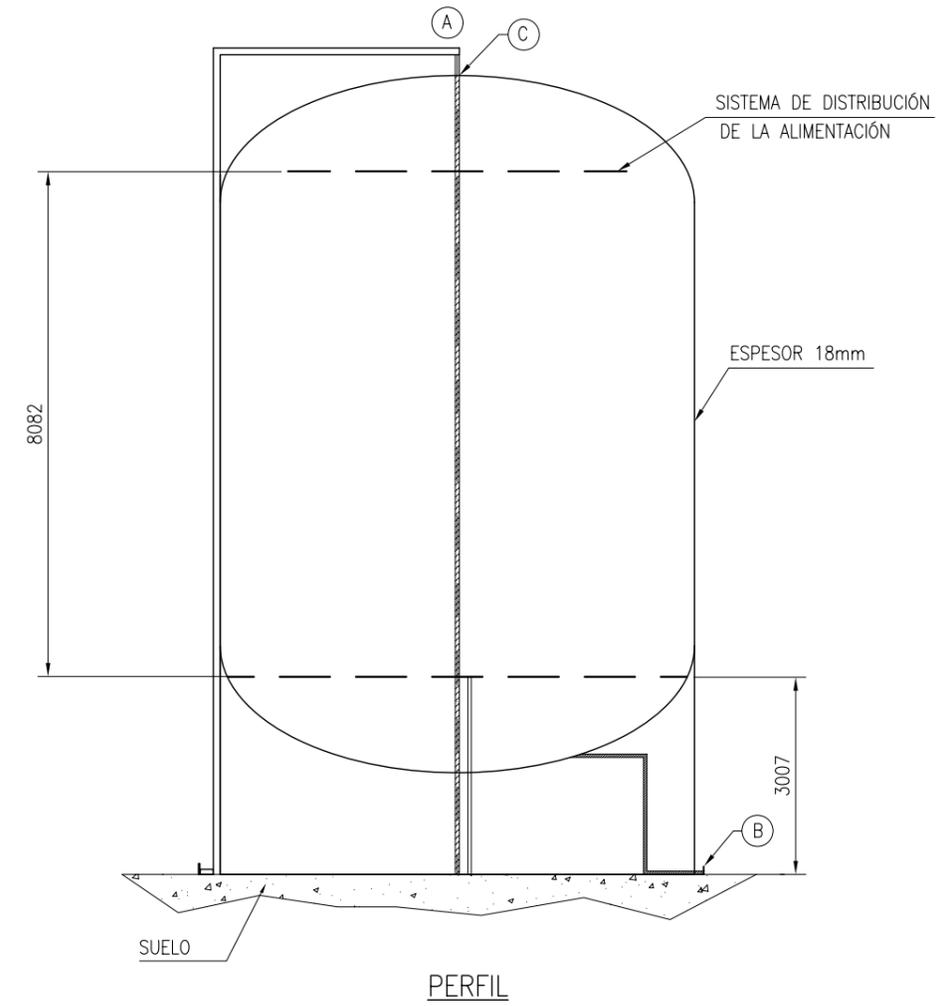
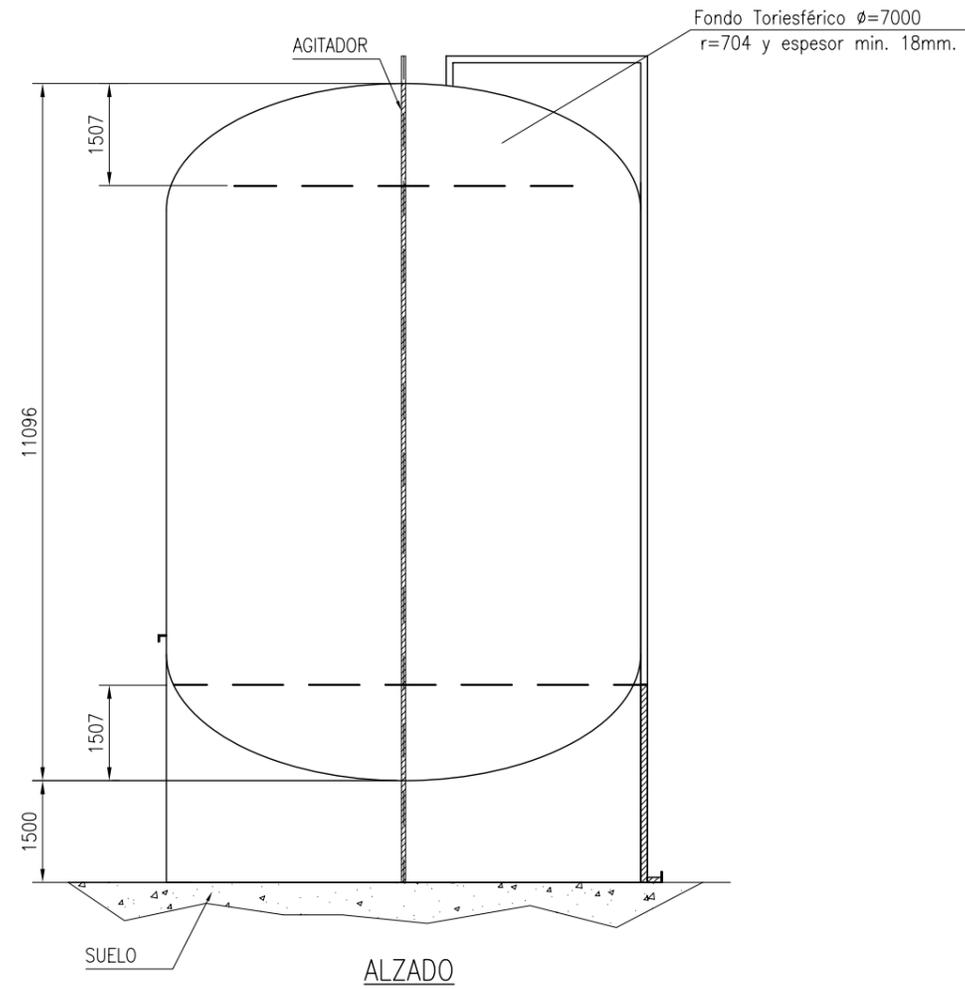
ALZADO ESQUEMA CAMBIADOR

CORRIENTES	
A	Entrada de agua de refrigeración
B	Salida de agua de refrigeración
C	Entrada de melazas calientes
D	Salida de melazas frías

DATOS DE DISEÑO	
	Tubos/Carcasa
FLUIDO	Agua/Melazas
CÓDIGO	TEMA
TIPO DE INTERCAMBIADOR	AES
TEMPERATURA ENTRADA (°C)	18/50
TEMPERATURA SALIDA (°C)	31,83/35
NÚMERO DE PASOS	2/1
ESPESOR DE CORROSIÓN (mm)	1,905

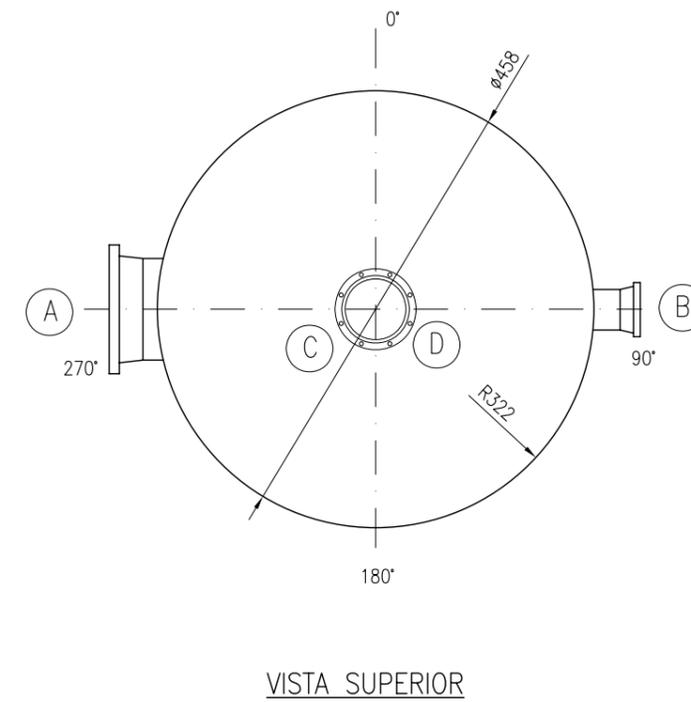
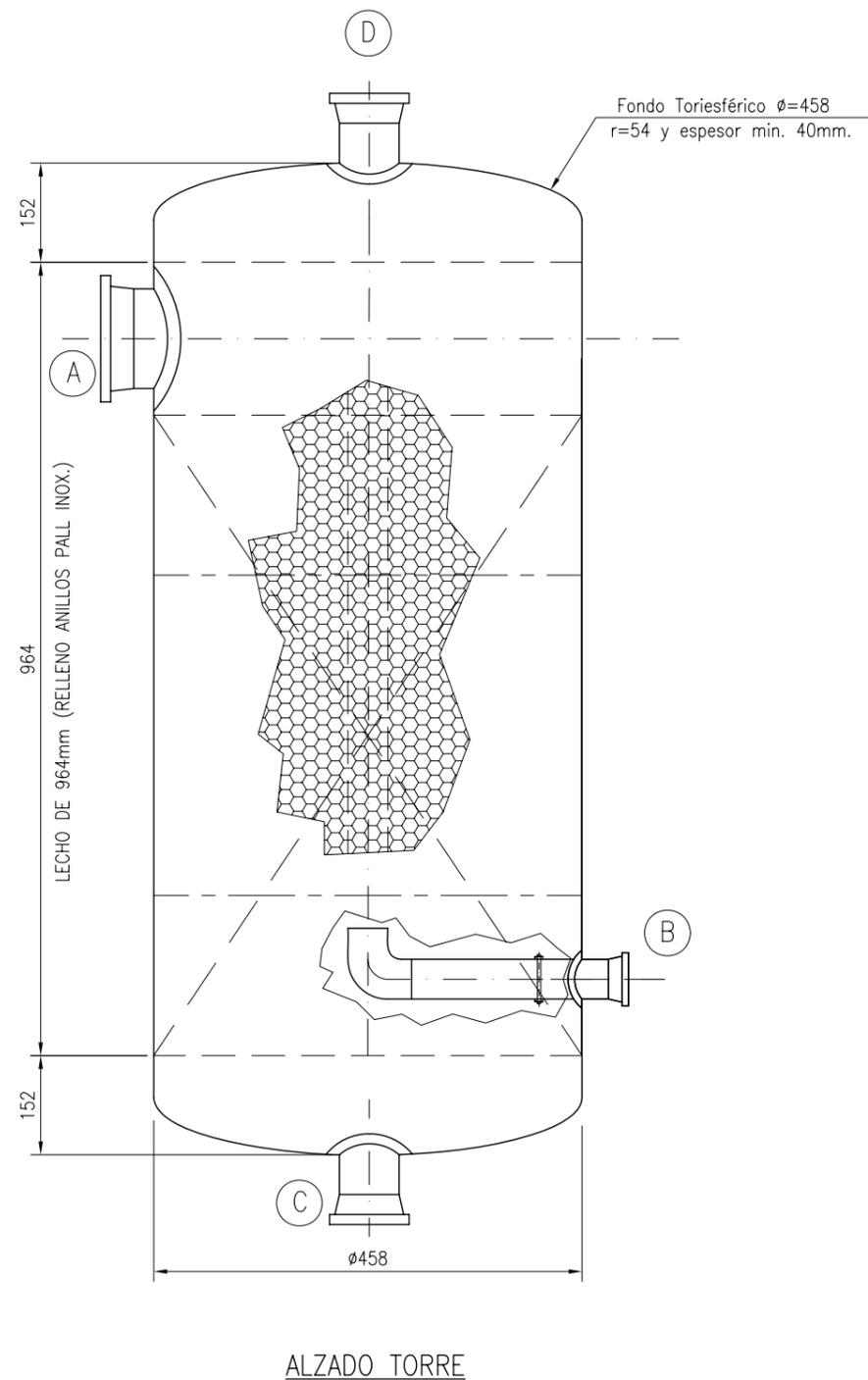
MATERIALES	
CARCASA	SA-283C
TUBOS	SA-53B

PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE MELAZAS DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	UCA Universidad de Cádiz
ALUMNOS:	ISABEL GONZÁLEZ GARRIDO MIRIAM LEAL DOMÍNGUEZ	FORMATO A3	FECHA: 01/12/2008
TÍTULO:	PLANO DE DISEÑO INTERCAMBIADOR DE CALOR	ESCALA 1:10	Nº DEL PLANO: 3 de 6



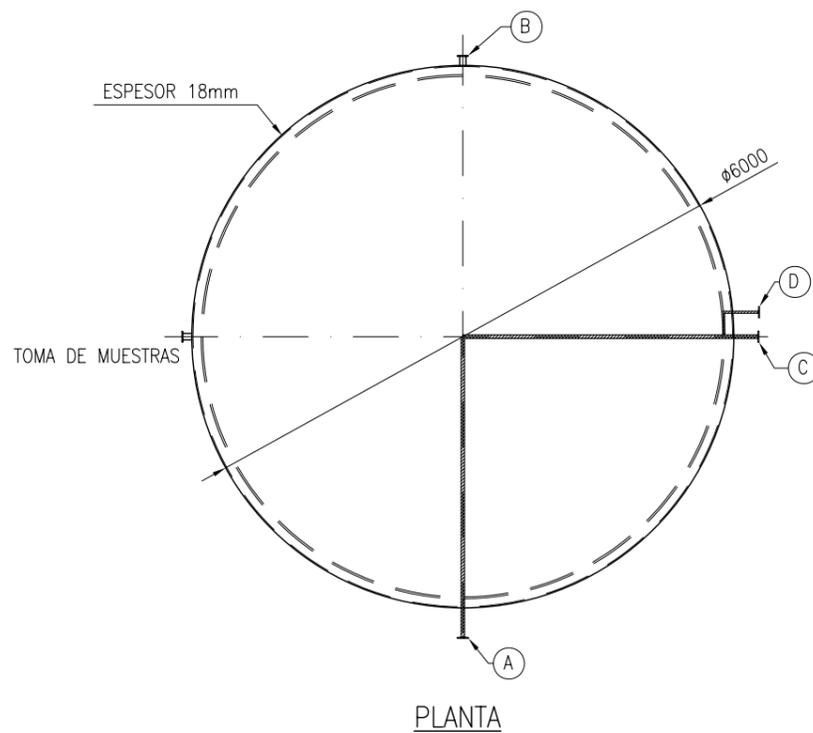
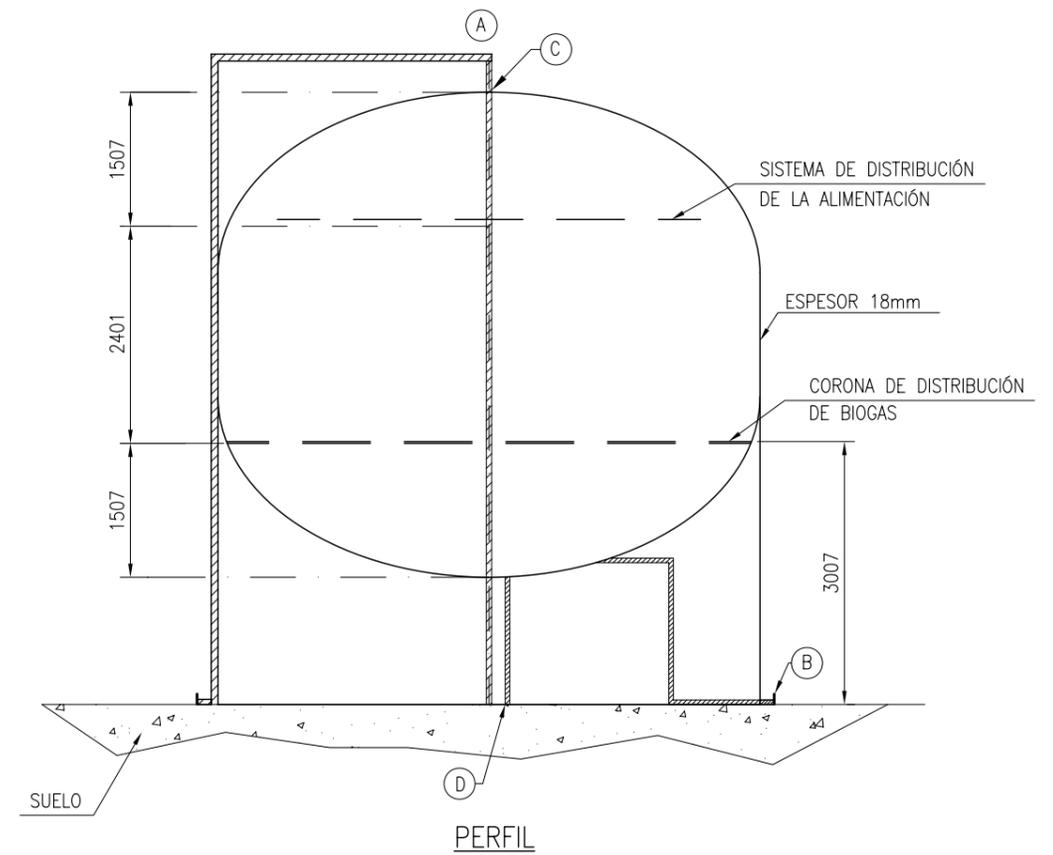
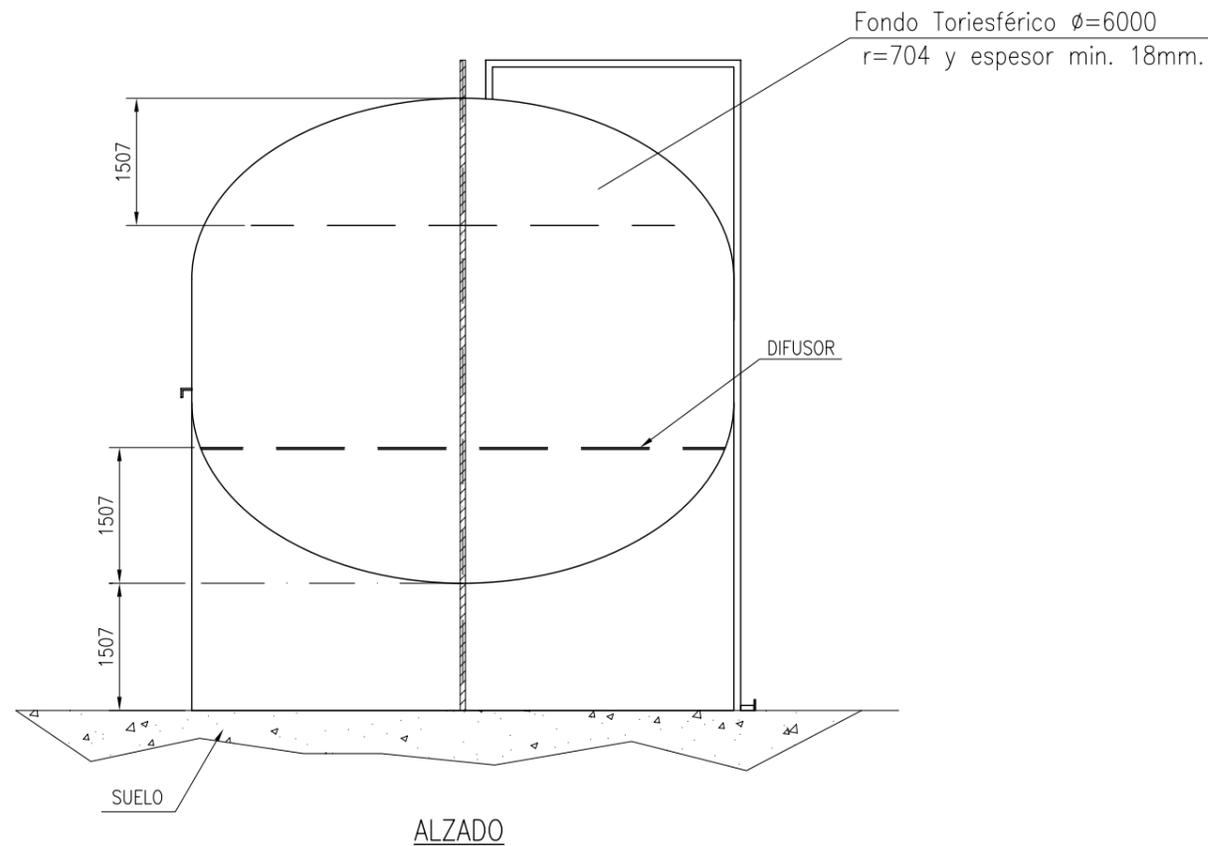
DATOS DE DISEÑO			
CÓDIGO	ASME		
MATERIAL	SA-516-70		
TIPO DE REACTOR	TANQUE AGITADO		
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	35		
CORRIENTES		PRESIÓN DE OPERACIÓN(Kg/cm <sup>2</sup> )	1,033
A	ENTRADAS DE MELAZAS	SISTEMA DE MEZCLADO	AGITADOR DE 6 PALAS PLANAS
B	SALIDA DE MELAZAS	SOPORTE	FALDÓN
C	SALIDA DE GAS AMARGO	ESPESOR DE CORROSIÓN(mm)	1,905

PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE MELAZAS DE REMOLACHA		FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	 UCA Universidad de Cádiz
ALUMNOS:	ISABEL GONZÁLEZ GARRIDO MIRIAM LEAL DOMÍNGUEZ	FORMATO A3	FECHA: 01/12/2008	
TÍTULO:	PLANO DE DISEÑO DIGESTOR ACIDOGÉNICO	ESCALA 1:100	Nº DEL PLANO: 4 de 6	



DATOS DE DISEÑO			
CÓDIGO		ASME	
MATERIAL		SA-516-70	
CORRIENTES		TIPO DE COLUMNA	TORRE DE RELLENO
A	ENTRADA DE DEA POBRE	TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	22
B	SALIDA DE DEA RICA	PRESIÓN DE OPERACIÓN(Kg/cm <sup>2</sup> )	84,1
C	ENTRADA DE GAS AMARGO	SOPORTE	FALDÓN
D	SALIDA DE HIDRÓGENO	ESPESOR DE CORROSIÓN(mm)	19,5

PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE MELAZAS DE REMOLACHA		FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	 UCA Universidad de Cádiz
ALUMNOS:	ISABEL GONZÁLEZ GARRIDO MIRIAM LEAL DOMÍNGUEZ	FORMATO A3	FECHA: 01/12/2008	
TÍTULO:	PLANO DE DISEÑO COLUMNA DE ABSORCIÓN	ESCALA 1:10	NºDEL PLANO: 5 de 6	



DATOS DE DISEÑO			
CÓDIGO		ASME	
MATERIAL		SA-285	
TIPO DE REACTOR		FILTRO ANAEROBIO	
CORRIENTES		TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	35
A	ENTRADAS DE MELAZAS	PRESIÓN DE OPERACIÓN(Kg/cm <sup>2</sup> )	1,053
B	SALIDA DE RESIDUO FINAL	SISTEMA DE MEZCLADO	RECIRCULACIÓN DE BIOGÁS
C	SALIDA DE BIOGÁS	SOPORTE	FALDÓN
D	ENTRADA DE BIOGÁS	ESPESOR DE CORROSIÓN(mm)	1,905

PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE MELAZAS DE REMOLACHA		FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	 UCA Universidad de Cádiz
ALUMNOS:	ISABEL GONZÁLEZ GARRIDO MIRIAM LEAL DOMÍNGUEZ	FORMATO A3	FECHA: 01/12/2008	
TÍTULO:	PLANO DE DISEÑO DIGESTOR METANOGÉNICO	ESCALA 1:75	Nº DEL PLANO: 6 de 6	

Diciembre, 2008

Fdo: Isabel González Garrido

Fdo: Miriam Leal Domínguez

# **DOCUMENTO 3**

## **PLIEGO DE CONDICIONES**

## ÍNDICE DEL PLIEGO DE CONDICIONES

<b>Índice del Pliego de Condiciones .....</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo 1. DISPOSICIONES GENERALES .....</b>	<b>5</b>
<b>1.1. Objetivo del Pliego de Condiciones .....</b>	<b>5</b>
<b>1.2. Documentos del proyecto que definen las obras .....</b>	<b>5</b>
<b>1.3. Compatibilidad y relación entre los documentos .....</b>	<b>6</b>
<b>1.4. Normativa general de aplicación .....</b>	<b>6</b>
<b>Capítulo 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA .....</b>	<b>7</b>
<b>2.1. Dirección Facultativa .....</b>	<b>7</b>
<b>2.2. Obligaciones y derechos generales del contratista .....</b>	<b>8</b>
<b>2.2.1. Representación del contratista .....</b>	<b>8</b>
<b>2.2.2. Presencia del contratista en la obra .....</b>	<b>8</b>
<b>2.2.3. Gastos de cuenta del contratista .....</b>	<b>9</b>
<b>2.2.4. Oficina en la obra .....</b>	<b>9</b>
<b>2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación .....</b>	<b>10</b>
<b>2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto .....</b>	<b>10</b>
<b>2.2.7. Subcontratas .....</b>	<b>10</b>
<b>2.2.8. Copias de documentos .....</b>	<b>11</b>
<b>2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección .....</b>	<b>11</b>
<b>2.2.10. Libro de Órdenes .....</b>	<b>11</b>
<b>2.2.11. Residencia del contratista .....</b>	<b>12</b>

2.2.12. Despido del contratista .....	12
2.3. Obras y su ejecución .....	12
2.3.1. Replanteo de la obra .....	12
2.3.2. Calendario de trabajo .....	13
2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución .....	14
2.3.4. Prórroga por causa de fuerza mayor .....	14
2.3.5. Maquinaria .....	14
2.3.6. Ensayos .....	15
2.3.7. Materiales .....	15
2.3.8. Acopios .....	17
2.3.9. Accidentes de trabajo .....	18
2.3.10. Descanso en días festivos .....	18
2.3.11. Trabajos defectuosos o no autorizados .....	19
2.3.12. Señalización de las obras .....	19
2.3.13. Precauciones especiales .....	19
2.4. Recepción provisional .....	20
2.5. Plazo de garantías .....	21
2.6. Recepción definitiva .....	21
Capítulo 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA .....	22
3.1. Percepción económica del contratista .....	22
3.2. Garantía de cumplimiento .....	22
3.3. Fianzas .....	22

<b>3.4. Penalizaciones y bonificaciones .....</b>	<b>23</b>
<b>3.5. Precios .....</b>	<b>23</b>
<b>3.5.1. Composición de los precios unitarios .....</b>	<b>23</b>
<b>3.5.2. Precios no contratados .....</b>	<b>24</b>
<b>3.5.3. Variaciones en los precios unitarios .....</b>	<b>25</b>
<b>3.6. Valoración y abono de los trabajos .....</b>	<b>25</b>
<b>3.6.1. Valoración de la obra .....</b>	<b>25</b>
<b>3.6.2. Valoración de obras incompletas .....</b>	<b>26</b>
<b>3.6.3. Abono de unidades de obra ejecutada .....</b>	<b>26</b>
<b>3.6.4. Liquidaciones parciales .....</b>	<b>26</b>
<b>3.6.5. Liquidación general .....</b>	<b>26</b>
<b>3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales .....</b>	<b>27</b>
<b>3.6.7. Pagos .....</b>	<b>27</b>
<b>3.6.8. Suspensión por retraso de pagos .....</b>	<b>27</b>
<b>3.7. Seguros .....</b>	<b>28</b>
<b>Capítulo 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL .....</b>	<b>29</b>
<b>4.1. Adjudicación .....</b>	<b>29</b>
<b>4.2. El contrato .....</b>	<b>29</b>
<b>4.3. Arbitrajes y jurisdicción .....</b>	<b>29</b>
<b>4.4. Responsabilidad del contratista .....</b>	<b>30</b>
<b>4.5. Seguridad .....</b>	<b>31</b>
<b>4.6. Licencias, permisos e impuestos .....</b>	<b>31</b>
<b>4.7. Causas de rescisión del contrato .....</b>	<b>31</b>

<b>Capítulo 5. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA .....</b>	<b>33</b>
<b>5.1. Condiciones para los materiales .....</b>	<b>33</b>
<b>5.1.1. Condiciones generales de los materiales .....</b>	<b>33</b>
<b>5.1.2. Materiales no especificados .....</b>	<b>33</b>
<b>5.1.3. Ensayos .....</b>	<b>34</b>
<b>5.2. Condiciones para la ejecución de las unidades de obra .....</b>	<b>34</b>
<b>5.2.1. Movimiento de tierras .....</b>	<b>34</b>
<b>5.2.2. Cimentaciones .....</b>	<b>34</b>
<b>5.2.3. Estructuras de hormigón .....</b>	<b>35</b>
<b>5.3. Control de calidad .....</b>	<b>35</b>
<b>5.4. Obras o instalaciones no especificadas .....</b>	<b>36</b>
<b>Capítulo 6. CONDICIONES PARTICULARES DE EQUIPOS .....</b>	<b>37</b>
<b>6.1. Especificaciones particulares de los equipos .....</b>	<b>37</b>

## **CAPÍTULO 1. DISPOSICIONES GENERALES**

### **1.1. OBJETIVO DEL PLIEGO DE CONDICIONES**

El objetivo del presente pliego es recoger las exigencias técnicas, económicas, administrativas y legales que han de regir para la ejecución del Proyecto “Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha” de forma que pueda materializarse en las condiciones especificadas, evitando posibles interpretaciones diferentes de las deseadas.

### **1.2. DOCUMENTOS DEL PROYECTO QUE DEFINEN LAS OBRAS**

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Se entiende por documentos contractuales aquellos que estén incorporados en el contrato y que sean de obligado cumplimiento, excepto modificaciones debidamente autorizadas.

El presente Proyecto consta de los siguientes documentos:

- Documento nº 1: Memoria y Anexos.
- Documento nº 2: Planos.
- Documento nº 3: Pliego de Condiciones
- Documento nº 4: Presupuesto.

Son documentos contractuales los Planos, el Pliego de Condiciones y el Presupuesto recogidos en el presente proyecto. Los datos incluidos en la Memoria y Anexos, tienen carácter meramente informativo.

### **1.3. COMPATIBILIDAD Y RELACIÓN ENTRE LOS DOCUMENTOS**

En este caso de contradicción entre los Planos y el Pliego de Condiciones, prevalecerá lo prescrito en este último. Lo mencionado en los Planos y omitido en el Pliego de Condiciones o viceversa, habrá de ser aceptado como si estuviera expuesto en ambos documentos.

### **1.4. NORMATIVA GENERAL DE APLICACIÓN**

-  Pliego de Prescripciones Técnicas Generales vigentes del M.O.P.U.
-  Métodos y Normas de Ensayo del Laboratorio Central del M.O.P.U.
-  Normas Básicas (NBE) y Tecnológicas (NTE) de la Edificación.
-  Instrucción Española del Hormigón Estructural (EHE) para el proyecto y ejecución de obras de hormigón en masa o armado.
-  Reglamento Electrotécnico para Baja Tensión, aprobado por decreto 842/2002 de 2 de Agosto, y sus Instrucciones Técnicas Complementarias.
-  Reglamento de Aparatos a Presión, aprobado por decreto 1244/1979 de 4 de Abril.
-  Ley 31/1995 de 8 de Noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.
-  Real Decreto 1627/1997, de 24 de Octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción.

## **CAPÍTULO 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA**

### **2.1. DIRECCIÓN FACULTATIVA**

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero técnico o superior nombrado por la propiedad en su presentación, sobre quién recaerán las labores de dirección, control o vigilancia de las obras del presente proyecto.

Las funciones del ingeniero director de obras serán la siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente Pliego de Condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconseje su modificación, tramitando, en su caso, las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con la misma.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en casos de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso, por lo cual, el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de la obra.

- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales establecidas.

El director de obras no será responsable ante la propiedad de la tardanza de los organismos competentes en la tramitación del proyecto. Una vez conseguidos todos los permisos, el director de obra dará orden de comenzar la misma.

## **2.2. OBLIGACIONES Y DERECHOS GENERALES DEL CONTRATISTA**

### **2.2.1. Representación del contratista**

Desde que se den principio las obras, hasta su recepción provisional, el contratista designará un jefe de obras como representante suyo autorizado que cuidará de que los trabajos sean llevados con diligencia y competencia. Este jefe será expresamente autorizado por el contratista para recibir notificaciones escritas o verbales emitidas por la dirección facultativa y para asegurar que dichas órdenes se ejecuten. Así mismo, estará expresamente autorizado para firmar y aceptar las mediciones realizadas por la dirección facultativa.

Cualquier cambio que el contratista desee realizar respecto a sus representantes y personal cualificado y, en especial, del jefe de obras, deberá comunicarse a la dirección facultativa.

### **2.2.2. Presencia del contratista en la obra**

El contratista, por sí o por medio de sus facultativos representantes o encargados, estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañará a la dirección facultativa en las visitas que hagan a la obra. Así mismo, y por sí o por medio de sus representantes, asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivos de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la dirección facultativa en el transcurso de las reuniones.

### **2.2.3. Gastos de cuenta del contratista**

Serán de cuenta del contratista, siempre que en el contrato no se prevea explícitamente lo contrario, los siguientes gastos:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.
- Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para depósito de maquinaria y materiales.
- Los gastos de protección de acopio y de la propia obra contra deterioro, daño o incendio, cumpliendo los requisitos vigentes para almacenamientos de explosivos y carburantes.
- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basura.
- Los gastos de suministros, colocación y conservación de señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de montajes, conservación y retiradas de instalaciones para el suministro de agua y la energía eléctrica necesaria para las obras.
- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales.
- Los gastos de retirada de materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puestas de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

### **2.2.4. Oficina en la obra**

El contratista habilitará en la obra una oficina en la que existirá una mesa o tablero adecuado, en el que se pueden extender y consultar los Planos.

En la oficina de obras, tendrá siempre el contratista una copia autorizada de todos los documentos del proyecto que le hayan sido facilitados por la dirección facultativa y el “Libro de Órdenes” a que se refiere un artículo siguiente.

### **2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto**

Si alguna parte de la obra no quedara suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizará hasta que la dirección facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extremo se advertirá a la citada dirección por escrito, con antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la solución más acertada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variará con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

### **2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto**

Cuando se trate de aclarar, interpretar o modificar preceptos de los Pliegos de Condiciones o indicaciones de los Planos, las órdenes e instrucciones correspondientes se comunicarán por escrito al contratista, estando éste obligado a su vez a devolver, ya los originales, ya las copias, suscribiendo con su firma a enterado, que figurará así mismo en todas las órdenes, avisos o instrucciones que reciba tanto de la propiedad como de la dirección técnica.

### **2.2.7. Subcontratas**

El contratista podrá subcontratar capítulos o unidades de la obra a otros contratistas e industriales sin perjuicio de sus obligaciones como contratista general de la obra.

Se permitirá las subcontrataciones de los trabajos siempre y cuando la empresa subcontratada garantice los niveles de formación y seguridad para realizar los trabajos mencionados.

### **2.2.8. Copias de documentos**

El contratista tiene derecho a sacar copias, a su costa, de los Planos, Presupuestos, Pliego de Condiciones y demás documentos del proyecto.

La dirección facultativa, si el contratista lo solicita, autorizará estas copias con su firma una vez confrontadas. En la obra, siempre se encontrará una copia completa del proyecto visada por el colegio oficial, que no se utilizará como planos de obra, sino en contados casos de comprobaciones.

### **2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa**

Las reclamaciones que el contratista quiera hacer contra las órdenes emanadas de la dirección facultativa, sólo podrá presentarlas a través de la misma, ante la propiedad, si ellas son de orden económico, y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes. Contra disposiciones de orden técnico o facultativo de la dirección facultativa, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada dirigida a la dirección facultativa, la cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo, que en todo caso será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

### **2.2.10. Libro de Órdenes**

El contratista tendrá siempre en la oficina de la obra y a disposición de la dirección facultativa, un "Libro de Órdenes", con sus hojas foliadas por triplicado y visado por el colegio oficial.

El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

### **2.2.11. Residencia del contratista**

Desde el inicio de las obras, hasta su recepción definitiva, el contratista o un representante suyo autorizado, deberá residir en un punto próximo al de ejecución de los trabajos y no podrá ausentarse de él sin previo conocimiento de la dirección facultativa, notificándole expresamente la persona que durante su ausencia le ha de representar en todas las funciones.

Cuando se falte a lo anteriormente prescrito, se considerarán válidas las notificaciones que se efectúen al individuo más caracterizado o de mayor categoría técnica de los empleados operarios de cualquier rama que, como dependiente de la contrata, intervengan en las obras.

### **2.2.12. Despido del contratista**

Se considerará causa de despido del contratista, el incumplimiento de las instrucciones dadas por el director de obra, la manifiesta incapacidad de realización de sus cometidos y la realización de actos que comprometan o perturben la marcha de los trabajos.

## **2.3. OBRAS Y SU EJECUCIÓN**

### **2.3.1. Replanteo de las obra**

Antes de dar comienzo las obras, el director de obra auxiliado por el personal subalterno necesario y por el contratista o su representante, procederá al replanteo general de la obra. En dicho replanteo se establecerán las líneas fundamentales y puntos de nivel necesarios para definir y delimitar perfectamente el terreno donde se va a ejecutar la obra.

El replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstas para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los

sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos. Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su aparición.

Una vez finalizado el replanteo, se levantará la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de comprobación de replanteo reflejará la conformidad o disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como a cualquier punto que, en caso de disconformidad, pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Los datos, cotas y puntos fijados en el replanteo, se anotarán en un anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

Cuando el acto de comprobación de replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

### **2.3.2. Calendario de trabajo**

En el plano que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- ✚ Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.
- ✚ Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).
- ✚ Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.

- ✚ Representación gráfica de las diversas actividades mediante un diagrama P.E.R.T.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de la obra, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

### **2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución**

El contratista empezará las obras al día siguiente de la fecha del acta de comprobación del replanteo, debiendo quedar terminado en la fecha acordada en dicho acta.

### **2.3.4. Prórroga por causa de fuerza mayor**

Si por causa de fuerza mayor o independientemente de la voluntad del contratista y siempre que ésta causa sea distinta de las que se especifican como la rescisión en el capítulo “Condiciones de índole legal” aquél no pudiese comenzar las obras o tuviese que suspenderlas en los plazos prefijados, se le otorgará una prórroga proporcionada, para el cumplimiento de la contrata, previo informe a la dirección facultativa de la causa que impide la ejecución o la marcha de los trabajos y el retraso que por ello se originaría en los plazos acordados, razonando la prórroga que por dicha causa solicita.

### **2.3.5. Maquinaria**

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometan a aportar en la licitación, y que el director de las

obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

### **2.3.6. Ensayos**

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el director de obra, y se efectuará con arreglo a las normas que afectan a cada unidad de obra o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director de obra.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrá superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométricos en general, así como el de calidad, mediante ensayos de materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicará a la dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

### **2.3.7. Materiales**

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberían cumplir las condiciones que se establecen en el Pliego de Condiciones, pudiendo ser rechazados

por el director de obra. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra, deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista y, eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el Pliego de Condiciones Particulares, los materiales requeridos para la ejecución del contratado serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que estime oportuno.

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y sus procedencias, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos, materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director de obra.

Se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

 Manipulación de materiales

Todos los materiales se manipularán con cuidado y de tal modo que se mantenga su calidad y aptitud para la obra.

 Inspección de la planta

Si el volumen de la obra, la marcha de construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

 Materiales defectuosos

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del Pliego de Condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el director de obra ordene lo contrario.

Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido sustancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

### **2.3.8. Acopios**

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualesquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinarias, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de procesos adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan trabajos.
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de procesos adyacentes a ésta.
- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma, tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven, correrán por cuenta del contratista.

### **2.3.9. Accidentes de trabajo**

El contratista está obligado a cumplir la legislación vigente en materia de seguro contra el riesgo de accidentes para su personal.

El contratista y la dirección de obra fijarán de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevarán a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que, en cualquier caso, deberán ser como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en el que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones adicionales de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo, los equipos necesarios para que éste trabaje en las condiciones de seguridad adecuadas, tales como casco, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra durante el horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que pueden ocurrir.

### **2.3.10. Descanso en días festivos**

En los trabajos concedidos a la contrata, se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

### **2.3.11. Trabajos defectuosos o no autorizados**

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista, y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obra, podrá ser recibida provisionalmente y, definitivamente en su caso, quedando el adjudicatario obligado a conformarse sin derecho a reclamación con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por la demolición a su costa y las rehaga con arreglo a las condiciones del contrato.

### **2.3.12. Señalización de las obras**

El contratista queda obligado a señalar a su costa, las obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

Las obras se ejecutarán de forma que el tráfico ajeno a ellas, encuentre en todo momento un paso en buenas condiciones de viabilidad y seguridad.

### **2.3.13. Precauciones especiales**

#### **Lluvia**

Durante la fase de construcción, montaje e instalación de obras y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo que no produzcan daños. El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

## Incendios

El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios y a las recomendaciones u órdenes que reciba del director. En todo caso, adoptará las medidas necesarias para evitar que se enciendan fuegos innecesarios, y será responsable de evitar la propagación de los que se requieren para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir. No obstante, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente.

### **2.4. RECEPCIÓN PROVISIONAL**

El director de la obra junto con el propietario y el contratista, realizarán un examen global de la obra, una vez terminados los trabajos.

Si las obras se encuentran en buen estado y han sido ejecutadas con arreglo a las condiciones establecidas, se levantará el acta de recepción provisional de las obras, en donde constará la fecha y las condiciones de recepción de las mismas. Dicho documento será firmado por el director de obra, el propietario y el contratista. El plazo de garantía de la obra empezará a contar a partir de esta fecha.

Cuando las obras no se hallen en estado de ser recibidas, se hará constar en el acta, donde se especificarán los desperfectos encontrados y fijándose un plazo para subsanarlos, a cargo del contratista. Expirado el plazo, se efectuará un nuevo reconocimiento en idénticas condiciones, a fin de proceder a la recepción provisional de la obra. Si en dicho reconocimiento se comprueba que los desperfectos aún no han sido subsanados, el director de obra, en nombre y representación de la propiedad, encargará a otra entidad que las solucione con cargo a la fianza depositada por el contratista.

## **2.5. PLAZO DE GARANTÍAS**

El plazo de garantía de las obras comprendidas en el presente Proyecto, será de un año, contado a partir de la fecha de recepción provisional. Durante dicho período, las posibilidades de conservación, reparación y sustitución debidas a defectos y vicios ocultos, serán por cuenta del contratista, siendo éste el responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o el subalterno hayan examinado durante la construcción, reconocido sus materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales. En consecuencia, si se observa vicios e imperfecciones antes de efectuarse la recepción definitiva de la obra, se dispondrá que el contratista demuela, reconstruya o repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

## **2.6. RECEPCIÓN DEFINITIVA**

Terminado el plazo de garantía, y previo a los trámites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas se encuentren en las condiciones debidas. A partir de ese momento, el contratista quedará relevado de toda responsabilidad económica, con excepción de los gastos derivados de la aparición de vicios ocultos, los cuales serán responsabilidad suya durante un plazo de diez años contados a partir de la fecha de recepción definitiva de las obras.

En caso de que, al proceder al reconocimiento de las obras, éstas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazará su recepción hasta que, a juicio del director de obra, y dentro del plazo que se marque, queden las obras del modo y forma que se determinan en el presente Pliego de Condiciones.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por triplicado el acta correspondiente, en donde figurará la fecha de recepción definitiva de las obras y la firma de cada una de las partes implicadas: director de obra, propiedad y contratista.

## **CAPÍTULO 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA**

### **3.1. PERCEPCIÓN ECONÓMICA DEL CONTRATISTA**

El contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al Proyecto.

### **3.2. GARANTÍA DE CUMPLIMIENTO**

El director de obra podrá exigir al contratista, la presentación de referencias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. Dichas referencias, si le son pedidas, las presentará el contratista antes de la firma del contrato.

### **3.3. FIANZAS**

El contratista deberá abonar una fianza del 5% del presupuesto de las obras adjudicadas, con vistas a responder del cumplimiento de lo contratado. La fianza podrá ser depositada mediante cheque o aval bancario.

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para terminar la obra en las condiciones contratadas, el director de obra en nombre y representación de la propiedad, los ordenará ejecutar a un tercero, abonando su importe con la fianza depositada por el contratista, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el propietario.

La fianza depositada, o lo que quede de ella, será devuelta al contratista una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra en un plazo que no excederá de treinta días.

Siempre que el contratista haya acreditado por medio de un certificado del Alcalde del municipio en cuyo término se halle emplazada la obra contratada, que no existe reclamación alguna contra él por los daños y perjuicios que sean de su cuenta o

por deuda de los jornales o materiales, ni por indemnización derivadas de accidentes ocurridos en el trabajo.

### **3.4. PENALIZACIONES Y BONIFICACIONES**

El contratista, director de obra y propiedad, firmarán un documento donde se especifique la cuantía y las condiciones de penalización económicas a cargo del contratista, debidas a retrasos en la ejecución de las obras. Del mismo modo, se especificará la cuantía y las condiciones de bonificación en beneficio del contratista, debidas a adelantos en la ejecución de la obra.

No se considerarán causa de penalización, los retrasos en la ejecución de las obras debido a:

-  Incendios causados por electricidad atmosférica.
-  Daños producidos por terremotos y maremotos.
-  Daños producidos por vientos huracanados, mareas y crecidas de río superiores a la que sean de preveer en el país, y siempre que exista constancia inequívoca de que el contratista tomó las medidas posibles, dentro de sus medios.
-  Destrozos causados violentamente a mano armada, en tiempo de guerra, movimientos sediciosos populares o robos tumultuosos.

### **3.5. PRECIOS**

#### **3.5.1. Composición de los precios unitarios**

Una vez adjudicadas las obras, el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes, los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no

presentación indica que acepta en su día los precios descompuestos preparados por la Dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- a) Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.
- b) Mano de obra por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra y los jornales horarios correspondientes.
- c) Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte de unidades.
- d) Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad sobre la suma de conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.
- e) Tanto por ciento de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte, la cuantía de cada concepto del seguro o carga.
- f) Tanto por ciento de gastos generales, sobre la suma de conceptos anteriores.
- g) Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicando a la suma total de los conceptos anteriores.

Se denominará Precio de Ejecución Material al resultado obtenido por la suma de los anteriores conceptos, a excepción del beneficio industrial

La suma de todas las cantidades que importan los siete capítulos, se entiende que es el precio unitario contratado (Precio de Ejecución por Contrata).

### **3.5.2. Precios no contratados**

Los precios de las unidades de obra, de los materiales, así como de la mano de obra, que no figuren entre los contratados, se fijarán contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista formulará por escrito, bajo su firma, el precio que a su juicio, debe aplicarse a la nueva unidad de obra. Por su parte, el director de obra fijará el precio que, a su juicio, debe aplicarse a dicha unidad. Si ambos son coincidentes, se formulará por parte del director de obra el Acta de Avenencia, quedando así formalizado el precio contradictorio. Si no fuera posible conciliar por simple discusión los resultados, el director de obra propondrá a la propiedad que adopte la resolución que estime conveniente.

### **3.5.3. Variaciones en los precios unitarios**

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, al director de obra y al propietario dichas valoraciones, así como una valoración exacta hasta el día citado de la obra ejecutada con su importe.

El contratista sólo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

## **3.6. VALORACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS**

### **3.6.1. Valoración de la obra**

La medición de la obra se hará por el tipo de unidad fijada en el correspondiente presupuesto.

La valoración deberá obtenerse aplicando a las diversas unidades de obra el precio que tuviese asignado en el presupuesto, añadiendo a este importe el de los tantos por ciento que corresponda al beneficio industrial

Las valoraciones se realizarán mensualmente. Las llevará a cabo el director de obra, en presencia del contratista. De dicho acto, se levantará un acto por duplicado, que se firmará por ambas partes.

### **3.6.2. Valoración de obras incompletas**

Cuando a consecuencia de rescisión u otras causas, fuera preciso valorar las obras incompletas, se aplicarán los precios del presupuesto, sin que pueda pretenderse hacer la valoración de la unidad de obra fraccionándola en forma distinta a la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

### **3.6.3. Abono de unidades de obra ejecutadas**

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las órdenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

### **3.6.4. Liquidaciones parciales**

Mensualmente, el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel período.

### **3.6.5. Liquidación general**

Terminadas las obras, se procederá a hacer la liquidación general, que constará de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyen la obra.

### **3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales**

Las liquidaciones parciales tienen carácter de documentos provisionales a buena cuenta, sujetos a certificaciones y variaciones que resulten de la liquidación final. Dichas certificaciones, no suponen tampoco la aprobación ni recepción de las obras que comprenden. La propiedad se reserva en todo momento y, especialmente, al hacer efectivas las liquidaciones parciales, el derecho a comprobar que el contratista ha cumplido los compromisos referentes al pago de jornales y materiales invertidos en la obra, a cuyo efecto deberá presentar los comprobantes que se exijan.

### **3.6.7. Pagos**

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedidas por el director de obra, en virtud de las cuales se verifican aquéllos.

### **3.6.8. Suspensión por retraso de pagos**

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que les corresponda, con arreglo al plazo en que deban terminarse. Cuando el contratista proceda de dicha forma, el propietario podrá rescindir la contrata.

### **3.7. SEGUROS**

El contratista está obligado a asegurar la obra contratada durante todo el tiempo que dure su ejecución, hasta la recepción definitiva.

La cuantía del seguro coincidirá, en todo momento, con el valor que tengan por contrata los objetos asegurados. El importe abonado por la sociedad aseguradora, en caso de siniestro, se ingresará a cuenta a nombre de la propiedad, para que a cargo de ella se abone la obra que se construya y, a medida que ésta se vaya realizando.

El reintegro de dicha cantidad al contratista, se efectuará por certificaciones, como el resto de los trabajos de la construcción. En ningún caso, salvo por conformidad expresa del contratista, hecha en documento público, el propietario podrá disponer de dicho importe para menesteres ajenos a los de la construcción de la parte siniestrada.

Del mismo modo, el contratista deberá tener contratado un seguro de responsabilidad civil que cubra las indemnizaciones causadas por accidentes o perjuicios derivados de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

## **CAPÍTULO 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL**

### **4.1. ADJUDICACIÓN**

La adjudicación de las obras se realizará mediante concurso. Las ofertas presentadas a dicho concurso, deberán incluir como mínimo, una estimación del precio de ejecución de las obras, el tiempo de ejecución y las calidades empleadas en las mismas.

### **4.2. EL CONTRATO**

El contrato se formalizará mediante documento privado o público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificarán las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor, firmarán previamente el presente pliego, obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

### **4.3. ARBITRAJES Y JURISDICCIÓN**

Para cuantas cuestiones, litigios o diferencias pudieran surgir durante o después de los trabajos, las partes se someterán a juicio de amigables componedores nombrado uno de ellos por el propietario, otro por el contratista y tres ingenieros del

colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

En caso de no haber llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que puedan surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades y tribunales administrativos, con arreglo a la legislación vigente.

#### **4.4. RESPONSABILIDAD DEL CONTRATISTA**

El contratista será responsable de la ejecución de la obra en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto. Como consecuencia de ello, vendrá obligado a la demolición y reconstrucción de todo lo mal ejecutado, sin que pueda servir de excusa el que la dirección técnica haya examinado y reconocido la construcción durante las obras, ni el que hayan sido abonadas en liquidaciones parciales.

Será responsabilidad del contratista, el cumplimiento de todas las ordenanzas y disposiciones municipales que estén vigentes en la localidad donde la obra esté emplazada.

El contratista será responsable de todos los accidentes o perjuicios de todo género que, por inexperiencia, descuido o incumplimiento de la legislación vigente en materia de seguridad, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas, ya que se consideran que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar dichas disposiciones legales. El contratista deberá tener contratado un seguro que cubra las indemnizaciones a quienes correspondan y cuando a ello hubiera lugar, los perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

Será de cargo y cuenta del contratista, el vallado y la política del solar, cuidando de la conservación de sus líneas de lindero y vigilando que, por los poseedores de las fincas contiguas, si las hubiere, u otras personas ajenas a las obras, no se realicen durante la obra actos que mermen o modifiquen a la misma.

#### **4.5. SEGURIDAD**

El contratista estará obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúen para evitar, en lo posible, accidentes a los obreros o viandantes, no sólo en los andamios sino, en todos los lugares peligrosos de la obra, así como los accidentes en zonas ajenas a la misma, derivados de dichas obras.

#### **4.6. LICENCIAS, PERMISOS E IMPUESTOS**

El contratista deberá tramitar todas las licencias, permisos e impuestos necesarios para la normal ejecución de las obras, con excepción de las correspondientes a las expropiaciones, servidumbres y servicios definidos en el Contrato, corriendo el pago de los mismos por cuenta del propietario.

#### **4.7. CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO**

Las causas de rescisión del contrato son las que se enumeran a continuación:

- El incumplimiento por parte del contratista, de las condiciones fijadas en el presente Pliego de Condiciones, tanto por negligencias como por cualquier otra causa.
- Las modificaciones del proyecto en tal forma que presenten alteraciones fundamentales del mismo, a juicio del director de obra y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución, como consecuencia de estas modificaciones, represente como mínimo, el 25% del importe.
- Las modificaciones de unidades de obra, siempre que éstas modificaciones, presenten variaciones como mínimo del 40% de las unidades del proyecto modificadas.
- Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.

- El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plano señalado en las condiciones del proyecto.
- La suspensión de la obra comenzada y, en todo caso, siempre que por razones ajenas a la contrata, no se dé comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de 3 meses, a partir de la adjudicación. En este caso, la devolución de la fianza será automática.
- La suspensión de la obra comenzada sin causa justificada.
- La no terminación de la obra en los plazos establecidos en el presente Pliego de Condiciones.
- Cuando sea aprobado por el director de obra que el contratista hubiera procedido de mala fe o ignorancia con el suministro de materiales o en la ejecución de las obras.
- Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso, el director de obra, en nombre y representación del propietario, ordenará ejecutarlas a un tercero, con cargo a la fianza depositada.
- El incumplimiento de las instrucciones dadas por el director de obra al contratista.
- La muerte o incapacidad del contratista.
- La quiebra del contratista.
- En los dos casos anteriores, si los herederos o síndicos ofrecieran llevar a cabo las obras, bajo las mismas condiciones estipuladas en el contrato, el propietario puede admitir o rechazar el ofrecimiento, sin que en este último caso tengan aquéllos derecho a indemnización alguna.

## **CAPÍTULO 5. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA**

### **5.1. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES**

Los materiales a emplear para cada equipo, serán los expresados en el Capítulo 6 de este Pliego de Condiciones. De forma general, estos materiales estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no reúnan las características requeridas.

Los materiales no podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estimen oportunas.

#### **5.1.2. Materiales no especificados**

Cualquier material que no haya sido especificado ni descrito en el presente Proyecto y fuese necesario utilizar, reunirá las condiciones que se requieran para su función, siendo fijados por el contratista las fuentes de suministro que estime oportunas. En cualquier caso, el contratista notificará al director de obra, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y su procedencia, aportando cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a cantidad como a su calidad, siendo el criterio de la dirección facultativa totalmente inapelable.

### **5.1.3. Ensayos**

Antes de proceder al empleo de los materiales serán examinados y aceptados por el director de obra, quien podrá disponer si así lo considera oportuno, de todas las pruebas, análisis, ensayos, etc., hasta su definitiva aprobación. Los ensayos de materiales deberán hacerse en Laboratorio Homologado por el M.O.P.U.

## **5.2. CONDICIONES PARA LA EJECUCIÓN DE LAS UNIDADES DE OBRA**

### **5.2.1. Movimiento de tierras**

Se refiere el presente artículo a los desmontes y terraplenes para dar al terreno la rasante de explanación, a la excavación a cielo abierto realizada con medios manuales y/o mecánicos y a la excavación de zanjas y pozos.

Se adoptan las condiciones generales de seguridad en el trabajo, así como las condiciones relativas a los materiales, control de la ejecución, valoración y mantenimiento que especifican las normas tecnológicas de edificación (NTE) de acondicionamiento del terreno que corresponda (vaciados, zanjas y pozos, etc).

### **5.2.2. Cimentaciones**

Las secciones y cotas de profundidad serán las que el ingeniero director señale. No se rellenarán los cimientos hasta que éste lo ordene.

El ingeniero director queda facultado para introducir las cimentaciones especiales o modificaciones que juzgue oportuno en función de las características particulares que presente el terreno.

Se adoptan las condiciones relativas a materiales, control, valoración, mantenimiento y seguridad especificados en las normas tecnológicas de edificación (NTE) de cimentaciones que corresponda.

### **5.2.3. Estructuras de hormigón**

Se refiere el presente artículo a las condiciones relativas a los materiales y equipos de origen industrial, relacionados con la ejecución de las obras de hormigón en masa o armado fabricados en obra o prefabricados, así como las condiciones generales de ejecución, criterios de medición, valoración y mantenimiento.

Regirá lo prescrito en la Instrucción EHE para las obras de hormigón en masa o armado. Así mismo, se adopta lo establecido en las normas NTE-EH “Estructuras de hormigón” y NTE\_EME “Estructuras de madera. Encofrados”.

### **5.3. CONTROL DE CALIDAD**

Previamente al inicio de las obras, el contratista deberá presentar al Director facultativo, para su aprobación, el Plan de Control de Calidad y el de puntos de Inspección y Control de la obra, que será de aplicación tanto a la obra civil como a los equipos eléctricos y mecánicos a instalar.

Para la ejecución de todas las unidades de obra, éstas se someterán a los controles establecidos por la normativa legal vigente de aplicación, o los que por cualquier motivo considere necesario la Dirección Facultativa.

En los mencionados planes, se recogerá de forma clara, la identificación de cada unidad de obra, el tipo de ensayo a realizar y la normativa de aplicación, la frecuencia de realización de cada tipo de ensayo, y las condiciones de aceptación o rechazo. Para materiales y equipos definirá los certificados de origen, pruebas y garantías que deberá aportar el proveedor de los mismos, así como las pruebas y ensayos a realizar en obra, la frecuencia de los mismos y las condiciones de aceptación o rechazo.

#### **5.4. OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECIFICAS**

Si en el transcurso de los trabajos fuera necesario ejecutar alguna clase de obra no regulada en el presente Pliego de Condiciones, el contratista queda obligado a ejecutarla con arreglo a las instrucciones que reciba del ingeniero director quien, a su vez, cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El contratista no tendrá derecho a reclamación alguna.

## **CAPÍTULO 6. CONDICIONES PARTICULARES DE EQUIPOS**

### **6.1. ESPECIFICACIONES PARTICULARES DE LOS EQUIPOS**

El objeto del presente capítulo, es concretar las especificaciones técnicas que deben satisfacer los distintos equipos, diseñados o de adquisición directa por compra, para que sean aceptados en la instalación que se proyecta.

Los equipos deben entregarse con las pruebas hidráulicas que correspondan, realizadas de forma satisfactoria.

La instalación sólo será recepcionada cuando se demuestre que todos los equipos de la planta y dispositivos de control funcionan perfectamente.

## 6.2. EQUIPO DE INTERCAMBIO DE CALOR

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	Tipo AES
Posición del intercambiador	Horizontal
<b>TUBOS</b>	
Material	Acero al carbono SA-53B
Diámetro exterior [m]	0,019
Espesor [m]	0,058
Longitud [m]	6,096
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0254
Número de tubos	26
Número de pasos	2
Área de transferencia [m <sup>2</sup> ]	9,461
<b>CARCASA</b>	
Material	Acero al carbono SA-283C
Diámetro interior [m]	0,203
Espesor [m]	0,0052
Número de pasos	1
<b>DEFLECTORES TRANSVERSALES</b>	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	8
Distancia entre deflectores [m]	0,8
Diámetro [m]	0,203
<b>AISLAMIENTO</b>	
Material	Colcha de fibra de vidrio
<b>SOPORTE</b>	
Tipo	Silletas

**Tabla 6.1:** Datos de diseño del intercambiador de calor

### 6.3. DIGESTOR ACIDOGÉNICO

Descripción	Reactor tipo Tanque Agitado
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	410,42
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	282,752
Altura [m]	11,096
Material de construcción	SA-516, grado 70
Tipo de mezclador	Agitador de 6 palas
[Distribución de la alimentación	Sistema de distribución móvil por carga hidráulica
Número de brazos giratorios	4
Caudal de melazas por brazo [m <sup>3</sup> /h]	0,659
Material de aislamiento	Fibra de vidrio
Espesor del aislamiento	0,06
Material de acabado	Lámina de aluminio
Soporte del reactor	Faldón
<b>CÚPULA Y SOLERA</b>	
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro [m]	7
Altura [m]	1,507
Espesor [m]	0,018
<b>ZONA CENTRAL</b>	
Forma	Cilíndrica
Diámetro [m]	7
Altura [m]	8,082
Espesor [m]	0,018

**Tabla 6.2:** Datos de diseño del digestor acidogénico

#### 6.4. COLUMNA DE ABSORCIÓN

Descripción	Columna de relleno
Unidades	1
Tipo de flujo	Gas: ascendente Líquido: descendente
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	0,193
Altura total [m]	1,268
Material de construcción	Acero al carbono, SA-516, grado 70
Tipo de relleno	Anillos Raschig, cerámica, 25 mm
Caudal de gas [m <sup>3</sup> /h]	46,688
Caudal de líquido (DEA comercial) [m <sup>3</sup> /h]	0,461
Material de aislamiento	Fibra de vidrio
Espesor del aislamiento	0,06
Material de acabado	Lámina de aluminio
Soporte la columna	Faldón
Elementos y accesorios	- Boca de hombre - Abertura de acceso - Escalera de acceso
<b>Fondo superior</b>	
Tipo	Korbbogen
Forma	Toriesférica
Diámetro de la base [m]	0,458
Altura [m]	0,152
Espesor [m]	0,04
<b>Zona central</b>	
Forma	Cilíndrica
Diámetro [m]	0,458
Altura [m]	0,964
Espesor [m]	0,04
<b>Fondo inferior</b>	
Tipo	Korbbogen
Forma	Toriesférica
Diámetro de la base [m]	0,458
Altura [m]	0,152
Espesor [m]	0,04

**Tabla 6.3:** Datos de diseño de la columna de absorción

## 6.5. DIGESTOR METANOGÉNICO

Descripción	Reactor tipo Filtro anaerobio
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	116,741
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	61,728
Altura [m]	5,415
Material de construcción	SA-285
Tipo de mezclado	Inyección de gas mediante difusores situados en la solera
Distribución de la alimentación	Sistema de distribución móvil por carga hidráulica
Número de brazos giratorios	4
Caudal de melazas por brazo [m <sup>3</sup> /h]	0,659
Material de aislamiento	Lana de vidrio
Espesor del aislamiento	0,06
Material de acabado	Lámina de aluminio
Soporte del reactor	Faldón
<b>CÚPULA Y SOLERA</b>	
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro [m]	6
Altura [m]	1,507
Espesor [m]	0,018
<b>ZONA CENTRAL</b>	
Forma	Cilíndrica
Diámetro [m]	6
Altura [m]	2,401
Espesor [m]	0,018

Tabla 6.4: Datos de diseño del reactor metanogénico

## 6.6. DEPÓSITOS PARA EL ALMACENAMIENTO DE GASES

### 6.6.1. Gasómetro 1

Descripción	Gasómetro de doble membrana con forma esférica
Unidades	1
Fabricante	Sattler
Modelo	B9 - 120
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	780
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	626,40
Diámetro [m]	12,10
Altura [m]	9,07
Presión de trabajo [kg/m <sup>2</sup> ]	84
Temperatura del gas [°C]	35
Accesorios	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Una soplante de inflado con protección antideflagrante</li> <li>- Una válvula antirretorno montada entre la soplante de apoyo y el gasómetro</li> <li>- Una válvula de seguridad y de vacío</li> <li>- Sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador</li> <li>- Mirilla de inspección</li> <li>- Un cerco de anclaje completo con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero galvanizado en caliente, con tornillos de anclaje</li> </ul>

**Tabla 6.5:** Datos de diseño del gasómetro 1

### 6.6.2. Gasómetro 2

Descripción	Gasómetro de doble membrana con forma esférica
Unidades	1
Fabricante	Sattler
Modelo	B9 - 110
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	100
Volumen útil [m <sup>3</sup> ]	78,48
Diámetro [m]	6,05
Altura [m]	4,54
Presión de trabajo [kg/m <sup>2</sup> ]	0,02
Temperatura del gas [°C]	35
Accesorios	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Una soplante de inflado con protección antideflagrante</li> <li>- Una válvula antirretorno montada entre la soplante de apoyo y el gasómetro</li> <li>- Una válvula de seguridad y de vacío</li> <li>- Sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador                             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Mirilla de inspección</li> </ul> </li> <li>- Un cerco de anclaje completo con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero galvanizado en caliente, con tornillos de anclaje</li> </ul>

**Tabla 6.6:** Datos de diseño del gasómetro 2

## 6.7. BOMBAS

Tipo de dispositivo	FABRICANTE	MODELO	Unidades
Bomba Centrífuga	Bombas ideal	GNI 40-32	1
Bomba centrífuga	Bombas ideal	GNI 80-40	1
Bomba dosificadora	COYDO	SPRING PS2	1
Compresor	MAPNER	R-12 N	1
Compresor	Reavell	SV 1101/120	1

## 6.7. CONDUCCIONES Y ACCESORIOS

### 6.7.1. Conducciones

LÍNEA	FLUÍDO	MATERIAL	DIÁMETRO NOMINAL [in]	DIÁMETRO EXTERNO [in]	METROS [m]
1	Agua	SA-53B	1	1,315	7
2	Agua	SA-53B	1	1,315	5
3	Melazas	SA-53B	1	1,315	5
4	Melazas	SA-53B	1	1,315	5
5	Gases (H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> y SH <sub>2</sub> )	SA-372	1 ¼	1,66	13
6	Melazas sin digerir y microorganismos	SA-268	1 ¼	1,66	9
7	DEA	SA-304	3/8	0,675	6
8	DEA	SA-304	3/8	0,675	6
9	Hidrógeno	SA-372	¾	1,05	50
10	Biogás	AISI 316	¾	1,05	30
11	Residuo	SA-53B	1	1,315	7
12	Biogás	AISI 316	¾	1,05	28

### **6.7.2. Accesorios**

<b>TIPO DE VÁLVULA</b>	<b>UNIDADES</b>
Válvula de asiento de acero inoxidable AISI 316L, DN 1"	1
Válvula de asiento de acero inoxidable AISI 316L, DN 1¼"	1
Válvula de asiento de acero inoxidable AISI 316L DN ¾"	2
Válvula de mariposa de acero inoxidable AISI 316L, DN 1¼"	1
Válvula de mariposa de acero inoxidable, AISI 316L DN ¾"	1
Válvula de retención de acero inoxidable AISI 316L, DN 1"	1
Codo de 90° de acero al carbono SA-53B, DN 1"	9
Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316L, DN 1¼"	4
Codo de 90° de acero al carbono SA-53B, DN 1¼"	3
Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316L, DN ¾"	8
Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316L, DN ¾"	6

## **6.8. INSTRUMENTACIÓN**

<b>DESCRIPCIÓN</b>	<b>FABRICANTE</b>	<b>MODELO</b>	<b>CANTIDAD</b>
Caudalímetro electromagnético	Lana-Sarrate	MS2500	4
Controlador de caudal	Lana-Sarrate	ML 110	3
Medidor de temperatura	AKO	AKO-15584	2
Medidor de temperatura	KOBOLD	TKA-Kobold	2
Controlador avanzado	ABB	C355	1
Interruptor de nivel	AKO	AKO-5316	2
Medidor de pH	OAKTON	WD-35807-10	2
Controlador de pH	OAKTON	pH 1000 Controller	2
Medidor de presión	TC-Direct	TC/716-051	3
Medidor de presión	TC-Direct	TC/716-130	1
Analizador de gases	ABB	Calcos 25	1

Puerto Real, Diciembre 2008

Fdo: Isabel González Garrido

Fdo: Miriam Leal Domínguez

# **DOCUMENTO 4**

## **PRESUPUESTO**

## ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

<b>Capítulo 1. Introducción .....</b>	<b>2</b>
<b>Capítulo 2. Estado de mediciones .....</b>	<b>3</b>
<b>2.1. Presupuestos parciales .....</b>	<b>6</b>
<b>2.2. Presupuesto de ejecución material .....</b>	<b>10</b>
<b>2.3. Presupuesto de ejecución por contrata .....</b>	<b>11</b>
<b>Capítulo 3. Gastos anuales</b>	
<b>3.1. Materias primas .....</b>	<b>12</b>
<b>3.2. Servicios auxiliares .....</b>	<b>12</b>
<b>3.3. Gasto neto anual .....</b>	<b>13</b>
<b>Capítulo 4. Estudio económico</b>	
<b>4.1. Ingreso neto anual .....</b>	<b>14</b>
<b>4.2. Beneficio bruto anual .....</b>	<b>15</b>
<b>4.3. Beneficio neto anual .....</b>	<b>16</b>
<b>4.4. Rentabilidad .....</b>	<b>17</b>

## **CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN**

Este documento tiene como objetivo la estimación del presupuesto general de ejecución del proyecto “Diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha”. Para ello, se tendrá en cuenta el coste que supondrá el inmovilizado (equipos, conducciones y accesorios del sistema de control e instrumentación) y la mano de obra para la construcción y montaje de los equipos en la instalación proyectada.

En primer lugar se calculará el Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M.) referente al precio de los equipos. A continuación, se incluirá el Beneficio Industrial y los Gastos Generales obteniéndose el Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C.). Por último, para obtener el presupuesto total, se le añadirá el IVA, que supone un 16% del P.E.C.

En segundo lugar, se llevará a cabo un análisis detallado del gasto anual que supondrá la planta una vez puesta en marcha, en lo referente a materias primas y servicios auxiliares.

Por último, para comprobar la viabilidad económica de la planta diseñada, en el **apartado 4.4** se realizará un estudio económico, que incluirá tanto beneficios como rentabilidad.

## **CAPÍTULO 2. ESTADO DE MEDICIONES**

Los requisitos básicos que debe cumplir un estado de mediciones son los siguientes:

- a. Definir y determinar las unidades de cada partida o unidad de obra.
- b. Incluir el número de unidades y definir las características, modelos, tipos y dimensiones de cada partida de obra o elemento del objeto del Proyecto.
- c. Utilizar el concepto de partida alzada cuando la unidad no sea fácilmente desglosable.
- d. Contener un listado completo de las partidas de obra.
- e. Subdividirse según las partes más significativas del Proyecto.
- f. Servir de base para la realización del presupuesto.

En base a estos requisitos, y estructurándose en los siguientes puntos, se desarrollará a continuación el estado de mediciones propuesto para el presente Proyecto:

- A. Unidades de proceso
- B. Equipos auxiliares
- C. Bombas, soplante y compresor
- D. Válvulas y accesorios
- E. Tuberías
- F. Control e instrumentación

### A. Unidades de proceso

DESCRIPCIÓN	UNIDADES
<p><b><u>INTERCAMBIADOR DE CALOR</u></b> de carcasa y tubos 1 – 2, tipo AES.</p> <p>Carcasa de acero al carbono SA – 283 con un espesor de 0,518 m.</p> <p>Tubos construidos en acero al carbono SA – 53B, de 0,058 m espesor y 0,019 m de diámetro exterior.</p>	1
<p><b><u>REACTOR</u></b> vertical tipo tanque agitado de volumen 410,42 m<sup>3</sup>, fabricado en acero al carbono SA-516-70, de 11,096 m de altura, 7 m de diámetro interior y 0,018 m de espesor.</p>	1
<p><b><u>COLUMNA DE ABSORCIÓN GAS - LÍQUIDO</u></b> de 0,193 m<sup>3</sup> de volumen, construida en acero al carbono SA-516-70, de 1,268 m de altura, 0,458 m de diámetro interior y 0,04 m de espesor.</p>	1
<p><b><u>REACTOR</u></b> vertical tipo filtro anaerobio de 116,741 m<sup>3</sup> de volumen, fabricado en acero al carbono SA-285, de 5,415 m de altura, 6 m de diámetro interior y 0,018 m de espesor.</p> <p>Relleno FLOCOR R</p>	1
<p><b><u>GASÓMETRO DE DOBLE MEMBRANA</u></b>, modelo B9 110, de geometría esférica, de 100 m<sup>3</sup> volumen</p>	1
<p><b><u>GASÓMETRO DE DOBLE MEMBRANA</u></b>, modelo B9 120, de geometría esférica, de 780 m<sup>3</sup> volumen</p>	1

### B. Equipos auxiliares

DESCRIPCIÓN	UNIDADES
<p><b><u>AGITADOR</u></b> de 6 palas planas, fabricado en acero al carbono, de 2,333 m diámetro</p>	1

### C. Bombas, soplante y compresor

DESCRIPCIÓN	UNIDADES
<b>BOMBA CENTRÍFUGA</b> GNI 40-32	1
<b>BOMBA CENTRÍFUGA</b> GNI 80-40	1
<b>BOMBA DOSIFICADORA</b> a pistón SPRING PS2	1
<b>COMPRESOR</b> serie RG modelo R-12 N	1
<b>COMPRESOR</b> modelo SV 1101/120	1

### D. Válvulas y accesorios

DESCRIPCIÓN	UNIDADES
<b>VÁLVULA DE ASIENTO</b> de acero inoxidable AISI 316 L, DN 1"	1
<b>VÁLVULA DE ASIENTO</b> de acero inox. AISI 316 L, DN 1 ¼"	1
<b>VÁLVULA DE ASIENTO</b> de acero inox. AISI 316 L, DN ¾"	2
<b>VÁLVULA DE RETENCIÓN</b> de inox. AISI 316L, DN 1"	1
<b>VÁLVULA DE MARIPOSA</b> de inox. AISI 316L, DN 1 ¼"	1
<b>VÁLVULA DE MARIPOSA</b> de inox. AISI 316L, DN ¾"	1
<b>CODO DE 90°</b> de acero al carbono SA – 53B, DN 1"	9
<b>CODO DE 90°</b> de acero inox AISI 316L, DN 1 ¼"	4
<b>CODO DE 90°</b> de acero al carbono SA – 53B, DN 1 ¼"	3
<b>CODO DE 90°</b> de acero inox AISI 316L, DN ¾"	8
<b>CODO DE 90°</b> de acero inox AISI 316L, DN ¾"	6

### E. Tuberías

DESCRIPCIÓN	UNIDADES (m)
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 53 B, DN 1"	29
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 372, DN 1 ¼"	13
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 268, DN 1 ¼"	9
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 304, DN ¾"	12
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 372, DN ¾"	50
<b>TUBERÍA</b> de acero inox. AISI 316L, DN ¾"	30
<b>TUBERÍA</b> de acero inox. AISI 316L, DN ¾"	28

## F. Control e instrumentación

DESCRIPCIÓN	UNIDADES
<b>CAUDALÍMETRO ELECTROMAGNÉTICO</b> modelo Lana Sarrate - MS2500 (incluye <b>CONVERTIDOR DE SEÑAL</b> modelo Lana Sarrate - ML 110)	4
<b>CONTROLADOR DE CAUDAL</b> modelo Lana Sarrate - 214 D	2
<b>MEDIDOR DE TEMPERATURA</b> modelo AKO-15584 (incluye <b>SONDA PT 100</b> )	2
<b>MEDIDOR DE TEMPERATURA</b> modelo Kobold - TSA	2
<b>CONTROLADOR AVANZADO DE PROCESOS</b> modelo ABB - C355	1
<b>INTERRUPTOR DE NIVEL</b> modelo AKO-5316	2
<b>MEDIDOR DE pH</b> modelo OAKTON - WD-35807-10	2
<b>CONTROLADOR DE pH</b> modelo OAKTON - pH 1000 Controller	2
<b>MEDIDOR DE PRESIÓN</b> modelo TC Direct - TC/716-051	3
<b>MEDIDOR DE PRESIÓN</b> modelo TC Direct - TC/716-130	1
<b>ANALIZADOR DE GASES EN CONTÍNUO</b> (en línea) modelo ABB - Caldos 25 de la serie AO2020	1

### 2.1. PRESUPUESTOS PARCIALES

A continuación se detallarán los precios unitarios de cada uno de los elementos que componen la instalación proyectada, desde los medidores de temperatura hasta las grandes unidades de proceso como los digestores.

Es importante recordar, llegados a este punto, que la planta diseñada está pensada para que entre a formar parte del complejo industrial de la Azucarera Ebro en Jerez de la Frontera, luego los costes de la obra civil se considerarán nulos. Además, tal y como se detalló en la Memoria Descriptiva, debido a las moderadas condiciones de operación, las unidades se dispondrán al aire libre, con lo cual no será necesario construir una nave que las albergue.

**A. Unidades de proceso**

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	Precio unitario (€)	Presupuesto parcial (€)
Intercambiador de calor	1	19.451,55	19.451,55
Reactor tipo tanque agitado	1	252.721,66	252.721,66
Columna de absorción gas - líquido	1	40.232,18	40.232,18
Reactor tipo filtro anaerobio	1	141.169,50	141.169,50
Gasómetro de doble membrana 1	1	31.217,76	31.217,76
Gasómetro de doble membrana 2	1	23.909,78	23.909,78
<b>PRESUPUESTO PARTIDA UNIDADES DE PROCESO</b>			<b>508.702,43</b>

**B. Equipos auxiliares**

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	Precio unitario (€)	Presupuesto parcial (€)
Agitador de 6 palas planas	1	13.012,80	13.503,86
<b>PRESUPUESTO PARTIDA EQUIPOS AUXILIARES</b>			<b>13.503,86</b>

**C. Bombas, soplante y compresor**

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	Precio unitario (€)	Presupuesto parcial (€)
Bomba centrífuga GNI 40-32	1	597,172	597,172
Bomba centrífuga GNI 80-40	1	1.270,95	1.270,95
Bomba dosificadora	1	1.299,50	1.299,50
Compresor R-12 N	1	26.133,95	26.133,95
Compresor SV 1101/120	1	56.477,93	56.477,93
<b>PRESUPUESTO PARTIDA BOMBAS, SOPLANTE Y COMPRESOR</b>			<b>85.779,502</b>

#### D. Válvulas y accesorios

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	PRECIO UNITARIO (€)	PRESUPUESTO PARCIAL (€)
<b>VÁLVULA DE ASIENTO</b> de acero inoxidable AISI 316 L, DN 1"	1	109	109
<b>VÁLVULA DE ASIENTO</b> de acero inox. AISI 316 L, DN 1 ¼"	1	159	159
<b>VÁLVULA DE ASIENTO</b> de acero inox. AISI 316 L, DN ¾"	2	75	150
<b>VÁLVULA DE RETENCIÓN</b> de inox. AISI 316L, DN 1"	1	124	124
<b>VÁLVULA DE MARIPOSA</b> de inox. AISI 316L, DN 1 ¼"	1	80,95	80,95
<b>VÁLVULA DE MARIPOSA</b> de inox. AISI 316L, DN ¾"	1	40,56	40,56
<b>CODO DE 90°</b> de acero al carbono SA – 53B, DN 1"	9	10,17	91,53
<b>CODO DE 90°</b> de acero inox AISI 316L, DN 1 ¼"	4	65,80	263,2
<b>CODO DE 90°</b> de acero al carbono SA – 53B, DN 1 ¼"	3	12,71	38,13
<b>CODO DE 90°</b> de acero inox AISI 316L, DN ¾"	8	19,74	157,92
<b>CODO DE 90°</b> de acero inox AISI 316L, DN ¾"	6	59,48	356,88
<b>PRESUPUESTO PARTIDA VÁLVULAS Y ACCESORIOS</b>			<b>1.571,17</b>

#### E. Tuberías

DESCRIPCIÓN	UNIDADES (m)	PRECIO UNITARIO (€/m)	PRESUPUESTO PARCIAL (€)
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 53 B, DN 1"	29	5,69	165,01
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 372, DN 1 ¼"	13	27,32	355,16

<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 268, DN 1 ¼"	9	18,41	165,69
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 304, DN ¾"	12	13,47	161,64
<b>TUBERÍA</b> de acero al carbono SA – 372, DN ¾"	50	24,78	1239
<b>TUBERÍA</b> de acero inox. AISI 316L, DN ¾"	30	18,30	549
<b>TUBERÍA</b> de acero inox. AISI 316L, DN ¾"	28	21,53	602,84
<b>PRESUPUESTO PARTIDA TUBERÍAS</b>			<b>3.238,34</b>

#### F. Control e instrumentación

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	PRECIO UNITARIO (€)	PRESUPUESTO PARCIAL (€)
<b>Caudalímetro electromagnético</b> modelo Lana Sarrate - MS2500	4	1266	5064
<b>Controlador de caudal</b> modelo Lana Sarrate - 214 D	2	173,26	346,52
<b>Medidor de temperatura</b> modelo AKO-15584	2	40,87	81,74
<b>Medidor de temperatura</b> modelo Kobold - TSA	2	34,15	68,3
<b>Controlador avanzado</b> modelo ABB - C355	1	460,36	460,36
<b>Interruptor de nivel</b> modelo AKO-5316	2	215,69	431,38
<b>Medidor de pH</b> modelo OAKTON - WD-35807-10	2	322	644
<b>Controlador de pH</b> modelo OAKTON - pH 1000 Controller	2	637	1274
<b>Medidor de presión</b> modelo TC Direct - TC/716-051	3	188	564
<b>Medidor de presión</b> modelo TC Direct - TC/716-130	1	203	203
<b>Analizador de gases</b> modelo ABB - Caldos 25	1	2700	2700
<b>PRESUPUESTO PARTIDA CONTROL E INSTRUMENTACIÓN</b>			<b>11.837,30</b>

## **2.2. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL (P.E.M)**

<b>PARTIDAS</b>	<b>COSTE (€)</b>
Unidades de proceso	506.170,43
Equipos auxiliares	13.503,86
Bombas, soplante y compresor	85.779,502
Válvulas y accesorios	1.571,17
Tuberías	3.238,34
Control e instrumentación	14.369,30
<b>P.E.M</b>	<b>624.632,602</b>

El PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL de la Planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha asciende a la cantidad de “SEISCIENTOS VENTICUATRO MIL SEISCIENTOS TREINTA Y DOS EUROS CON SEISCIENTOS DOS CÉNTIMOS”

Puerto Real, Diciembre 2008

Fdo: Isabel González Garrido

Fdo: Miriam Leal Domínguez

### **2.3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA (P.E.C)**

<b>CONCEPTO</b>	<b>COSTE (€)</b>
<b>P.E.M</b>	<b>624.632,602</b>
Gastos generales (13%)	81.202,24
Beneficio industrial (6%)	37.477,96
I.V.A (16%)	99.941,22
Mano de obra (3%)	18.738,98
<b>P.E.C</b>	<b>861.993</b>

EL PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA de la Planta de producción de hidrógeno mediante digestión anaerobia a partir de melazas de remolacha asciende a la cantidad de “OCHOCIENTOS SESENTA Y UN MIL NOVECIENTOS NOVENTA Y TRES EUROS”

Puerto Real, Diciembre 2008

Fdo: Isabel González Garrido

Fdo: Miriam Leal Domínguez

## CAPÍTULO 3. GASTOS ANUALES

### 3.1. MATERIAS PRIMAS

#### Melazas de remolacha

Tal y como se comentó en el capítulo X de la Memoria Descriptiva del presente Proyecto, las melazas de remolacha tendrán un coste nulo para la planta proyectada, pues se pretende que ésta entre a formar parte de las instalaciones de la Azucarera Ebro situadas en el término municipal de Jerez de la Frontera.

#### Dietanolamina (DEA)

El precio de la Dietanolamina (20%) se ha estimado en base a datos proporcionados por varios fabricantes.

Consumo DEA [m <sup>3</sup> /h]	Consumo anual [m <sup>3</sup> ]	Coste unitario [€/m <sup>3</sup> ]	Coste anual [€]
0,461	4038,36	0,30	<b>1.212.559,2</b>

### 3.2. SERVICIOS AUXILIARES

#### Agua

El agua de servicio se emplea en la planta proyectada como fluido de enfriamiento en la unidad de intercambio de calor. En el municipio de Jerez de la Frontera, donde estará instalada la planta, el precio del agua es de 0,69 €/m<sup>3</sup> [Aguas de Jerez].

Consumo Agua [m <sup>3</sup> /h]	Consumo anual [m <sup>3</sup> ]	Coste unitario [€/m <sup>3</sup> ]	Coste anual [€]
3,42	29.959,2	0,69	<b>20.671,85</b>

### Electricidad

La siguiente tabla muestra el consumo de energía eléctrica que suponen cada uno de los equipos de la tabla:

Equipo	Consumo [KW]
Agitador	4,5
Bomba centrífuga GNI 40-32	5,5
Bomba centrífuga GNI 80-40	22
Bomba dosificadora	0,75
Compresor R-12N	7,5
Compresor SV 1101/120	22
<b>TOTAL [kW]</b>	<b>62,25</b>

Sabiendo que estos equipos funcionarán 24 horas al día durante 365 días al año:

$$62,25 \text{ kW} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} \cdot 365 = 249 \frac{\text{kWh}}{\text{d}}$$

Siendo la tarifa industrial de 0,07 €/kW·h, el consumo anual asciende a:

$$249 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \cdot 0,07 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} \cdot 365 \frac{\text{d}}{\text{año}} = \mathbf{6.361,95} \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

### 3.3. GASTO NETO ANUAL

CONCEPTO	COSTE [€/año]
Materias primas (DEA)	1.212.559,2
Agua	20.671,85
Electricidad	6.361,95
<b>TOTAL</b>	<b>1.239.593</b>

## CAPÍTULO 4 – ESTUDIO ECONÓMICO

### 4.1. INGRESO ANUAL NETO

Tal y como se describió en el capítulo 4 de la Memoria Descriptiva del presente Proyecto, los beneficios que se obtendrán en la planta diseñada provendrán de la venta del hidrógeno generado.

La generación de hidrógeno en la planta proyectada asciende a 25,912 m<sup>3</sup>/h, lo cual supone una producción anual de:

$$25,912 \frac{m^3}{h} \cdot 24 \frac{h}{d} \cdot 365 \frac{d}{año} = 226.989,12 \frac{m^3}{año}$$

Está estimado que, en un futuro próximo, el hidrógeno como combustible se venderá a unos 0,008 €/L [Asociación Española del Hidrógeno], luego el beneficio anual será de:

$$226.989,12 \frac{m^3}{año} \cdot \frac{1000 L}{1 m^3} \cdot 0,008 \frac{€}{L} = 1.815.912,96 \frac{€}{año}$$

Por otra parte, el biogás en exceso que se genera en el digester metanogénico se destina a fines energéticos dentro de la planta; la producción de biogás es de 13,08 m<sup>3</sup>/h :

$$13,08 \frac{m^3}{h} \cdot 24 \frac{h}{año} \cdot 365 \frac{d}{año} = 114.580,8 \frac{m^3}{año}$$

El poder calorífico del biogás (con un 65% en metano) es de 5500 kcal/m<sup>3</sup> [Metcalf & Eddy, 1995], luego la equivalencia con el gasóleo, cuyo poder calorífico asciende a 10000 kcal/kg, será de:

$$\frac{5500 \frac{kcal}{m^3 biogás}}{10000 \frac{kcal}{kg gasóleo}} = 0,55 \frac{kg gasóleo}{m^3 biogás}$$

Luego puede decirse que la producción anual es de:

$$114.580,8 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{año}} \cdot 0,55 \frac{\text{kg gasóleo}}{\text{m}^3 \text{ biogás}} = 63.019,44 \frac{\text{kg gasóleo}}{\text{año}}$$

Partiendo de la base de que la densidad de la gasóleo es de 0,845 kg/L y que su precio es aproximadamente 0,75€/L, el ingreso anual que se tendrá por la producción del biogás será de:

$$63.019,44 \frac{\text{kg gasóleo}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{L gasóleo}}{0,845 \text{ kg gasóleo}} \cdot 0,75 \frac{\text{€}}{\text{L gasóleo}} = 55.934,41 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Luego el ingreso anual neto que reportan las actividades productivas de la planta ascienden a:

Sustancia	Ingreso anual neto [€/año]
Hidrógeno	1.815.912,96
Biogás	55.934,41
<b>TOTAL</b>	<b>1.871.847,37</b>

#### 4.2. BENEFICIO BRUTO ANUAL (R)

Conocidos el gasto anual neto y el ingreso anual neto, es posible hallar el beneficio bruto anual, mediante la expresión:

$$R = \text{Ingreso neto anual} - \text{Gasto neto anual}$$

$$R = 1.871.847,37 - 1.239.593$$

$$R = 632.254,37 \text{ €/año}$$

### 4.3. BENEFICIO NETO ANUAL (P)

A partir del beneficio bruto anual es posible hallar el beneficio neto anual, después de deducir la amortización y los impuestos, según la siguiente expresión:

$$P = R - e \cdot I_f - (R - I_f) \cdot t \quad \text{P.1}$$

donde

P: beneficio neto anual

R: beneficio bruto anual

e: factor anual de amortización (calculado para recuperar la inversión en inmovilizado) [€/€ año]

$I_f$ : valor del capital inmovilizado

d: factor anual de pérdida de valor del inmovilizado [€/€ año]

t: impuestos [€/€ recibido]

A continuación se determinarán los parámetros no conocidos.

#### Factor anual de amortización, e

Se considerará una amortización no lineal, definida por la expresión:

$$e = \frac{i}{\exp(i \cdot n) - 1} \quad \text{P.2}$$

siendo

i: rentabilidad promedio, en este caso se considerará 0,11€/año [Rudd y Watson, 1976]

n: vida esperada para el proyecto desde el punto de vista de la amortización, en este caso 5 años

Sustituyendo en la **ecuación P.2** se tiene que:

$$e = \frac{0,11 \frac{\text{€}}{\text{año}}}{\exp\left(0,11 \frac{\text{€}}{\text{año}} \cdot 5 \text{ años}\right) - 1}$$
$$e = 0,15 \text{ €/€ año}$$

### Valor del capital inmovilizado, $I_f$

El valor del capital inmovilizado se determinó en el **capítulo 2** del presente Presupuesto. Concretamente, asciende a 861.993 €.

### Factor anual de pérdida de valor del inmovilizado, $d$

Este factor se estimará en un 10% por año, es decir, 0,1 €/€ año [Rudd y Watson, 1976].

### Impuestos, $t$

Se considerarán 0,35 €/€ recibido [Perry et al., 2001].

Sustituyendo en la **ecuación P.1**, se obtiene un beneficio neto anual de:

$$P = 632.254,37 \frac{\text{€}}{\text{año}} - 0,15 \frac{\text{€}}{\text{€ año}} \cdot 861.993 \text{ €} - \left( 632.254,37 \frac{\text{€}}{\text{año}} - 0,11 \frac{\text{€}}{\text{€ año}} \cdot 861.993 \text{ €} \right) \cdot 0,35 \frac{\text{€}}{\text{€ recibido}}$$
$$P = 314.853,12 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Este valor del beneficio neto se corresponde con el período de amortización de la planta, es decir, para los 5 primeros años. A partir de ahí, al no tener amortización, el beneficio será mayor.

## 4.4. RENTABILIDAD

Para hallar la rentabilidad o tasa de retorno se recurrirá a la siguiente expresión:

$$i = \frac{\text{Beneficio neto obtenido}}{\text{Capital fijo invertido promedio}} \cdot 100$$

En este caso:

$$i = \frac{314.853,12 \frac{\text{€}}{\text{año}}}{861.993 \text{ €}} \cdot 100$$

$$i = 36,53 \%$$

Esta rentabilidad corresponde al periodo de amortización. Transcurrido dicho periodo, el beneficio será mayor tal y como ya se ha comentado, y por tanto también lo será la rentabilidad.

La rentabilidad mínima que se debe exigir a una planta industrial es del 15%, luego se puede afirmar que la planta proyectada es rentable.

En conclusión, mediante este estudio económico queda demostrada la viabilidad económica de la planta.

