

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de un sistema de depuración
de vinazas de melaza de caña de azúcar
mediante digestión anaerobia

Autora: Patricia DELSO RAGEL

Fecha: Marzo 2008





Uno de los grandes problemas medioambientales con los que ha de enfrentarse los países industrializados es que los recursos hídricos de la Tierra son limitados y escasos. Por ello, los efluentes industriales y los residuos de las grandes aglomeraciones urbanas, requieren necesariamente un tratamiento adecuado ya que pueden llegar a afectar de manera irreversible a los medios receptores (ríos, estuarios, lagos, etc.).

Entre la gran variedad de industrias existentes hay un grupo en el que se encuentran las fábricas de conservas, centrales lecheras, destilerías, azucareras, etc. cuyos vertidos están formados principalmente por compuestos orgánicos que se metabolizan por vía aerobia o anaerobia incorporando los productos de descomposición a diferentes ciclos biológicos. En las plantas de depuración biológica estos vertidos plantean una serie de inconvenientes por lo que se impone la necesidad de que cada industria adapte la tecnología depurativa a su caso concreto .

Dentro de las industrias mencionadas se han incluido las destilerías, cuyos vertidos, denominados vinazas, presentan una problemática muy acusada. Las vinazas responden a una naturaleza que deriva de la materia prima usada en la destilación: caña de azúcar, melazas, manzanas, vinos y subproductos de vinificación, etc. aunque todas ellas muestran por características comunes su carácter ácido y su elevada carga orgánica.

En el presente Proyecto se tratarán las vinazas de la melaza procedente de la caña de azúcar. Un esquema global de la generación de dichas vinazas se muestra en la figura 1:

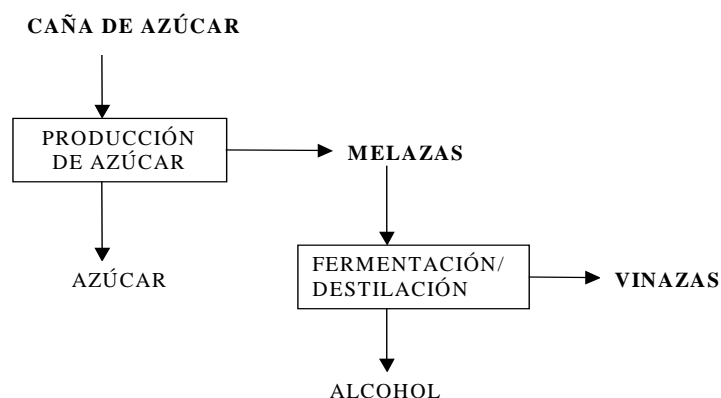


Figura 1. Esquema global de la generación de vinazas de melaza de caña de azúcar.

Para determinar qué tipo de tratamiento se va a utilizar, es necesario conocer las características de las vinazas, así como el caudal. Los parámetros más representativos son los siguientes:

$$\text{DQO} = 28450 \text{ mg/l}$$

$$\text{SS} = 3966,84 \text{ mg/l}$$

$$\text{pH} = 4,15$$

$$T^a = 90^\circ\text{C}$$

$$Q = 625 \text{ m}^3/\text{día}$$

El objeto de este proyecto es la descripción, justificación y dimensionamiento de las diferentes unidades y elementos accesorios que componen un sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia. Al tratarlas, se pretende reducir la carga contaminante de las mismas pudiendo así ser admitidas en el tratamiento aerobio de una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) pública junto con el resto de las aguas que reciben. La depuración de las vinazas se llevará a cabo a unos costos económicos, sociales y medioambientales mínimos.

Las etapas de tratamiento que corresponden a este proceso de depuración se visualizan en el diagrama de flujo de la figura 2 y son las siguientes:

✓ Neutralización .

Puesto que las vinazas de melaza se envían desde la destilería a $\text{pH} = 4,15$ y la digestión anaerobia a la que posteriormente serán sometidas tiene su óptimo a $\text{pH} = 7$, el primer tratamiento al que serán sometidas será una neutralización realizada en línea mediante la adición de hidróxido sódico diluido (50% p/v). El hidróxido sódico diluido a almacenar se reparte en dos depósitos de almacenamiento para que, en caso de avería de alguno de ellos, se siga disponiendo de hidróxido sódico en el otro depósito; además estarán interconectados por si es necesario trasvasar parte del contenido de uno de los dos al otro.

✓ Sedimentación.

Puesto que las vinazas poseen un alto contenido de sólidos en suspensión, se realizará una sedimentación para eliminar dichos sólidos. Se cumple así un doble objetivo: la adaptación del vertido para un posterior tratamiento biológico, y se intenta que el efluente del tratamiento biológico que va a la EDAR pública contenga la menor cantidad posible de dichos sólidos.

Los decantadores serán seleccionados comercialmente.

✓ Intercambio de calor

En el intercambiador de calor, las vinazas frías debido a su recorrido por la planta, absorberán el calor cedido por las vinazas que acaban de entrar en la planta y se encuentran a alta temperatura, acondicionándose térmicamente de esta manera para que estén en el interior del digester a la temperatura óptima para los microorganismos mesófilos allí presentes (35 °C). El intercambiador de calor será del tipo carcasa y tubos.

✓ Digestión Anaerobia.

La elección de un tratamiento anaerobio conlleva las siguientes ventajas respecto a uno aerobio:

1. Es posible alcanzar un alto grado de estabilización del vertido.
2. Mínimo consumo de energía. Ya que no se emplea equipo de aireación, se produce ahorro de consumo energético así como de coste de inmovilizado.
3. Baja producción de lodos y mayor estabilización de los mismos.
4. Bajos requerimientos de nutrientes. Al ser las tasas de crecimiento microbiano menores se requiere menos nitrógeno y fósforo.
5. Buenas condiciones de deshidratación de los lodos.
6. Producción de metano de alto valor energético. La producción de metano en los procesos anaerobios es una ventaja debido a su valor como combustible.

La digestión anaerobia se llevará a cabo en régimen mesofílico (35°C) y en un reactor tipo filtro anaerobio de flujo descendente que posee un relleno donde se adhieren los microorganismos. Estos microorganismos al entrar en contacto con las vinazas degradan la materia orgánica que éstas contienen transformándola principalmente en metano y dióxido de carbono, mezcla conocida como biogás. Este biogás se almacena en un gasómetro del tipo doble membrana para ser aprovechado en el propio proceso, ya que una fracción del mismo se recircula y se inyecta en el digester por medio de unos difusores situados en la solera del reactor. El gas en exceso se empleará como combustible en las calderas de la destilería.

Para transportar los distintos fluidos de una unidad a otra de la planta, se emplearán bombas y soplantes, y se hará mediante un sistema de tuberías, válvulas y otros accesorios. Asimismo, se dispondrá un sistema de control e instrumentación conforme las necesidades del proceso.

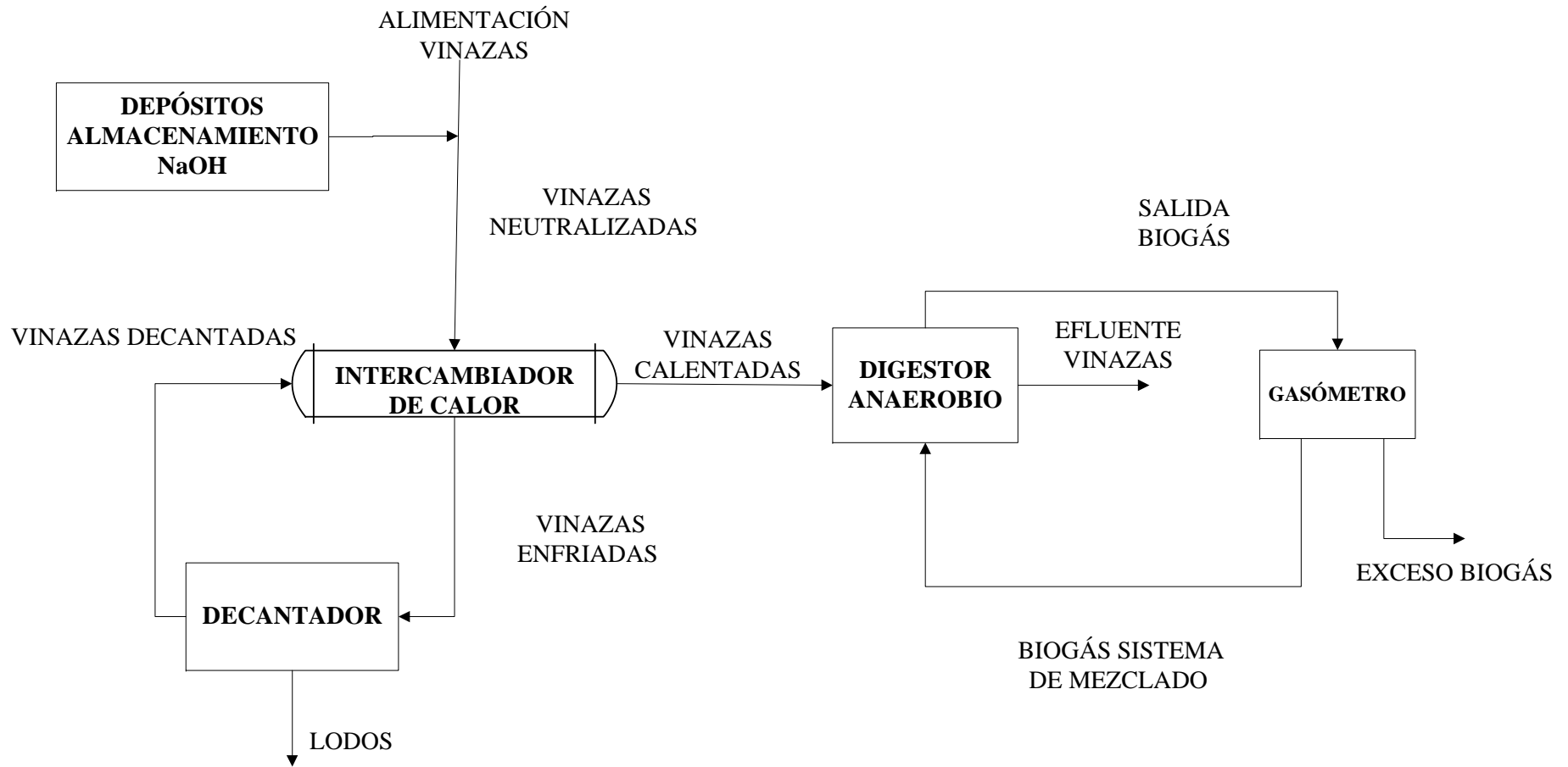


Figura 2: Diagrama de flujo del sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar

DOCUMENTOS DEL PROYECTO

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

MEMORIA DESCRIPTIVA

ANEXOS DE LA MEMORIA

DOCUMENTO N° 2: PLANOS

DOCUMENTO N° 3: PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO N° 4: PRESUPUESTO

DOCUMENTO N° 1:

MEMORIA

MEMORIA DESCRIPTIVA

Índice de la Memoria Descriptiva

Índice de la Memoria Descriptiva.....	1
Capítulo 1. INTRODUCCIÓN.....	5
Capítulo 2. OBJETO DEL PROYECTO.....	12
Capítulo 3. JUSTIFICACIÓN.....	13
3.1. Legislación.....	16
Capítulo 4. UBICACIÓN.....	18
Capítulo 5. CONSIDERACIONES GENERALES.....	19
5.1. Datos de partida.....	19
5.2. Caracterización físico-química de las vinazas de melaza de caña de azúcar.....	20
Capítulo 6. SELECCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO.....	22
6.1. Selección del sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar.....	22
6.1.1. Tratamientos químicos.....	22
6.1.2. Tratamientos físicos.....	24
6.1.3. Tratamientos biológicos.....	26
6.2. Selección del sistema de digestión anaerobia.....	33
6.2.1. Tratamiento anaerobio sin retención de biomasa.....	33
6.2.2. Tratamiento anaerobio con retención de biomasa.....	35

6.3. Selección del rango de temperatura de trabajo: sistemas mesofílicos y termofílicos.....	48
--	----

Capítulo 7. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO

ELEGIDO..... 50

7.1. Descripción del sistema de digestión anaerobia.....	50
7.1.1. Microbiología de la digestión anaerobia.....	50
7.1.2. Cinética del proceso.....	53
7.1.3. Condiciones óptimas de operación.....	62
7.2. Diagrama de flujo del proceso.....	70
7.3. Descripción del proceso.....	72
7.4. Selección de los equipos.....	76
7.4.1. Digestor anaerobio.....	76
7.4.2. Gasómetro.....	89
7.4.3. Decantadores.....	90
7.4.4. Intercambiador de calor.....	91
7.4.5. Depósitos de hidróxido sódico diluido.....	102
7.4.6. Bombas y Soplantes.....	105
7.4.7. Conducciones.....	109
7.5. Separación entre equipos.....	112

Capítulo 8. DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS..... 113

8.1. Digestor anaerobio.....	113
8.2. Gasómetro.....	115
8.3. Decantadores.....	116
8.4. Intercambiador de calor.....	117
8.5. Depósitos de hidróxido sódico diluido.....	118
8.6. Bombas y Soplantes.....	119

8.7. Conducciones.....	120
Capítulo 9. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.....	122
9.1. Circuito de vinazas.....	123
9.1.1. Caudal.....	123
9.1.2. Temperatura.....	124
9.1.3. Relación de ácidos volátiles y alcalinidad.....	125
9.1.4. pH.....	126
9.1.5. Nivel.....	127
9.2. Circuito de gas.....	128
9.2.1. Presión.....	128
9.2.2. Metano.....	129
9.3. Válvulas.....	130
Capítulo 10. SEGURIDAD E HIGIENE.....	134
10.1. Legislación aplicable.....	134
10.2. Identificación de los riesgos laborales y las medidas preventivas.....	135
10.2.1. Exposición a agentes biológicos.....	135
10.2.2. Exposición a agentes químicos.....	137
10.2.3. Exposición al ruido.....	139
10.2.4. Exposición a atmósferas explosivas.....	141
10.2.5. Riesgo de almacenamiento de productos químicos.....	143
10.2.6. Riesgo de incendio.....	146
10.2.7. Riesgo eléctrico.....	149
10.3. Disposiciones mínimas de seguridad.....	151
10.4. Señalización.....	152
10.5. Equipos de protección individual.....	154

Capítulo 11. MANTENIMIENTO.....	156
11.1. Introducción.....	156
11.2. Política de mantenimiento.....	157
11.3. Programa de mantenimiento.....	157
11.3.1. Mantenimiento correctivo.....	158
11.3.2. Mantenimiento preventivo.....	159
11.3.3. Mantenimiento predictivo.....	159
11.4. Mantenimiento y conservación del sistema de depuración...	160
 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	 165

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

El desarrollo del hombre desde sus orígenes ha estado ligado al medio ambiente, muchas veces hostil y otras veces benefactor, en su andadura a lo largo de la historia. Por ello, el hombre aprendió a transformar el medio en beneficio propio y a modificar su entorno en busca de bienestar. En este sentido, el devenir de las distintas civilizaciones ha sido una lucha constante por dominar el planeta y conseguir los máximos beneficios sin tener en cuenta lo limitado de los recursos y la insostenibilidad de una explotación irracional de los mismos.

Desde la Revolución Industrial hasta nuestros días, la utilización del entorno y la explotación de los recursos naturales ha sufrido un crecimiento espectacular, al menos en los países desarrollados, en aras a conseguir una mayor calidad de vida; entendiendo como tal, fundamentalmente, un mayor nivel económico y sin considerar, en la mayoría de los casos, el impacto ambiental que provocan.

Así, uno de los grandes problemas medioambientales con los que ha de enfrentarse los países industrializados es que los recursos hídricos de la Tierra son limitados y escasos. Por ello, los efluentes industriales y los residuos de las grandes aglomeraciones urbanas, requieren necesariamente un tratamiento adecuado ya que pueden llegar a afectar de manera irreversible a los medios receptores (ríos, estuarios, lagos, etc.).

La conjugación de las aspiraciones de la sociedad de mantener un alto nivel de desarrollo económico junto con la necesidad de preservar el medio ambiente han conducido a acuñar un nuevo término: el desarrollo sostenible. Implícitamente, este concepto constituye una demanda a la Comunidad Científica Internacional que deberá realizar un gran esfuerzo en lo concerniente al desarrollo de procesos que minimicen el impacto que provocan determinadas actividades industriales.

Entre la gran variedad de industrias existentes hay un grupo en el que se encuentran las fábricas de conservas, centrales lecheras, destilerías, azucareras, etc. cuyos vertidos están formados principalmente por compuestos orgánicos que se metabolizan por vía aerobia o anaerobia incorporando los productos de descomposición a diferentes ciclos biológicos. De hecho, en la naturaleza estas sustancias se descomponen en el suelo mejorando sus características físicas y químicas. Sin embargo,

en las plantas de depuración biológica estos vertidos plantean una serie de inconvenientes, como son:

-La necesidad de efectuar pretratamientos a algunos de estos vertidos a fin de obtener las condiciones ambientales óptimas que permitan el desarrollo de los microorganismos responsables del proceso de depuración.

-La utilización de elevados tiempos de residencia cuando se tratan vertidos de alta carga orgánica con objeto de lograr unos efluentes aceptables.

-La imposibilidad de emplear técnicas operativas uniformes dado el carácter estacional de estas industrias. Esta estacionalidad obliga a las plantas de tratamiento biológico a sucesivas puestas en marcha, ya que estos procesos soportan mal los prolongados períodos de inactividad.

-El empleo de sistemas de depuración versátiles dada la heterogeneidad de sus vertidos.

Toda esta diversidad de inconvenientes impone la necesidad de que cada industria adapte la tecnología depurativa a su caso concreto .

Dentro de las industrias mencionadas se han incluido las destilerías, cuyos vertidos, denominados vinazas, presentan una problemática muy acusada. Las vinazas responden a una naturaleza que deriva de la materia prima usada en la destilación: caña de azúcar, melazas, manzanas, patatas, granos de cereales, vinos y subproductos de vinificación, etc. aunque todas ellas muestran por características comunes su carácter ácido y su elevada carga orgánica.

La clasificación tradicional de las vinazas cuyo origen proviene de la caña de azúcar está hecha según la materia prima a fermentar, dando lugar a tres tipos:

-Vinazas de jugo de caña de azúcar

-Vinazas de melaza de caña de azúcar

-Vinazas mixtas (mezcla de las dos anteriores)

En las destilerías se usa la melaza, el jugo, o una mezcla de ambos dependiendo de las propiedades que se quieran conseguir en el alcohol obtenido. Las vinazas de jugo de caña de azúcar tienen menos carga contaminante que las vinazas de melaza de caña de azúcar, y las vinazas mixtas están entre las dos.

En el proyecto que nos ocupa se tratarán las vinazas de la melaza procedente de la caña de azúcar. El origen de dicho residuo se explica a continuación.

Las vinazas de melaza son el residuo líquido de la destilación del etanol después de la fermentación de la melaza de caña de azúcar. La melaza es un residuo del proceso de obtención del azúcar. En otras palabras, la melaza generada en las azucareras se fermenta y se destila para obtener etanol; en esta destilación se generan las vinazas.

La composición de las vinazas de melaza de caña de azúcar va a depender de las características de las diferentes melazas que se usen en la fermentación y del proceso de fermentación y destilación en si mismo.

Un esquema global de la generación de vinazas de melaza de caña de azúcar es el siguiente:

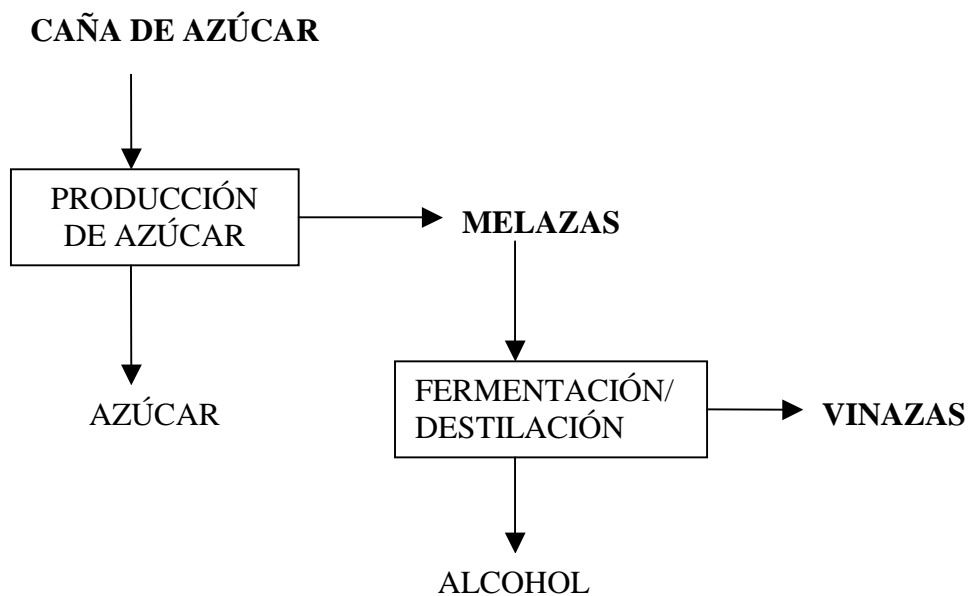


Figura 1.1: Esquema global de la generación de vinazas de melaza de caña de azúcar

La caña de azúcar se cultiva en países intertropicales y subtropicales, entre los 25° de latitud Norte y los 30° de latitud Sur. Requiere suelos nuevos y con buen drenaje. No es un cultivo esquilante, ni requiere una excesiva fertilización. En el mundo hay más de 70 países que cultivan la caña de azúcar, de ahí que el 60% de la producción azucarera mundial sea de caña, aunque en España la proporción es muy inferior (del

orden del 1%) ya que su cultivo sólo es posible en la zona costera andaluza, donde la Cordillera Penibética protege de los vientos del norte.

En la **figura 1.2** se muestra el proceso industrial de obtención de azúcar, y de generación de las melazas, tanto a partir de remolacha como de caña de azúcar. Hay que destacar la última etapa de la purificación del jugo, el sulfitado, puesto que en la sulfitación al oxidarse el SO_3^{2-} a SO_4^{2-} parte de las sales cálcicas existentes pasan a ácidos libres y a la disolución en las melazas, esto explica su alto contenido en sulfatos.

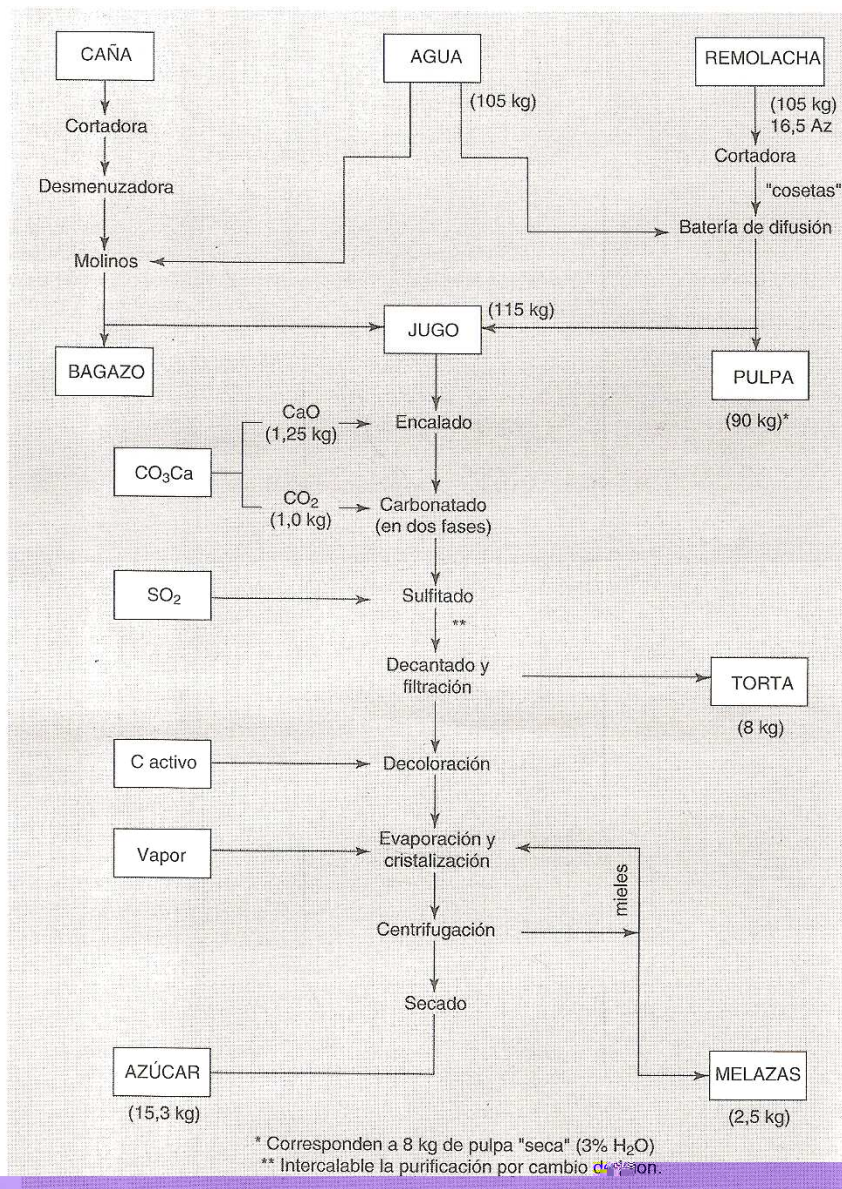


Figura 1.2: Esquema de la fabricación azucarera. [Vian, 1999]

Las melazas contienen aproximadamente 50% de sacarosa, 20% de sustancias no azucaradas, 18% de agua, 10% de sales (mitad potásicas) y 2% de otros azúcares, como rafinosa y azúcar invertido. La viscosidad y las impurezas hacen inviable la separación de más sacarosa por cristalización. Siendo las melazas un producto muy azucarado y que, además, lleva materias primas nitrogenadas, constituye un sustrato de gran valor para muchas fermentaciones. La más empleada es la alcohólica pues el etanol producido y luego separado por destilación tiene aroma y sabor especiales (ron).

La melaza es transportada a la planta de procesamiento de alcohol etílico; para la fermentación se comienza por diluirla hasta un contenido de azúcar de un 15%, aproximadamente; luego se complementa con los nutrientes básicos necesarios, se añade una suspensión de levaduras y se deja fermentar. Terminada la fermentación se ha obtenido un vino con aproximadamente 8% de etanol en peso, que pasa a ser destilado. El etanol es separado de las sustancias que no fermentaron y del agua. El etanol y vapor de agua dejan la parte superior de la columna con un porcentaje de etanol en peso alto. Los líquidos y sólidos residuales conocidos como vinazas, salen por el fondo de la columna y se bombean a la planta de tratamiento.

Como se mencionó al principio, la composición de las vinazas variará según la composición de melaza que se fermente, las condiciones del proceso de fermentación y del de destilación. Así las vinazas tienen composiciones diferentes entre destilerías de alcohol, y en menor grado, para una misma destilería, entre día y día de la zafra y entre zafras. Esto, unido a la gran variedad de tratamientos a los que puede ser sometido el alcohol después de la destilación dependiendo del objetivo de fabricación de la destilería (por ejemplo: fabricar bebidas alcohólicas con distinto contenido en alcohol, etanol comercial con distintos fines, bioetanol, etc) y que la caracterización físico-química de la vinaza generada variará dependiendo de dicho tratamiento, se ha propuesto un esquema general de obtención de etanol a partir de melaza (**figura 1.3**) y se ha decidido partir de una generación de vinazas de carácter medio (en caudal) y de una composición lo más representativa posible.

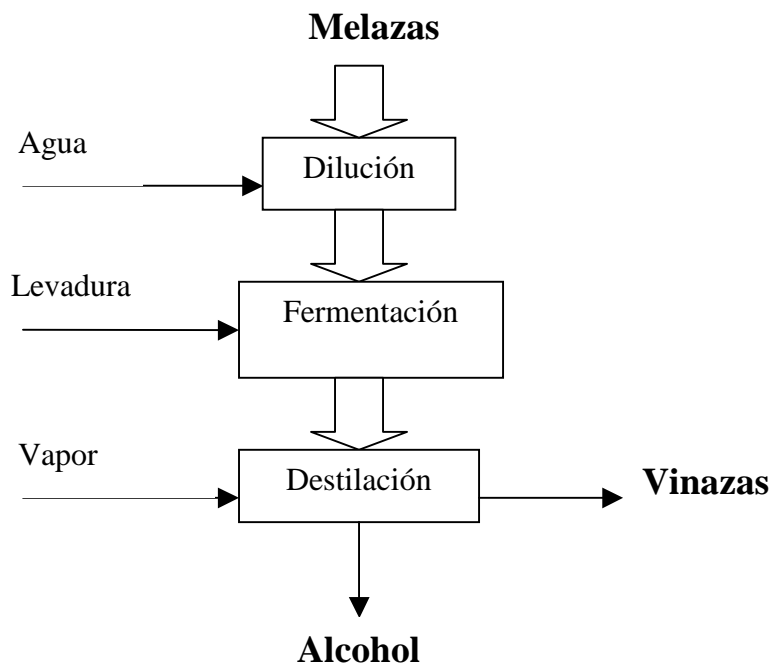


Figura 1.3: Esquema general de la fabricación de alcohol.

Las vinazas de melaza de caña de azúcar son un residuo altamente contaminante (con una elevada carga orgánica y un pH ácido) por lo que su vertido supone un problema. La situación se agrava debido a que la cantidad de vinazas que se genera es de 10 a 15 veces la cantidad de alcohol producido. Por tanto, se hace necesaria su depuración. Esta depuración puede llevarse a cabo mediante digestión anaerobia, que es uno de los procesos que ha experimentado un mayor desarrollo en las últimas décadas. Esto se ha debido, fundamentalmente, a las importantes ventajas que presenta: menor coste de operación, ya que no es necesario el aporte de oxígeno, y generación de energía. El biogás generado durante el tratamiento de las vinazas de melaza es un combustible que pertenece al grupo de las energías renovables que se obtienen a partir de la materia orgánica o biomasa, y con él se puede reducir la dependencia de los derivados del petróleo.

Actualmente, más del 80% de nuestro abastecimiento energético proviene de energías fósiles, otro 13% de energía nuclear, y solamente alrededor del 6% de Energías Renovables. Este 94% no renovable conlleva importantes implicaciones medioambientales y una fuerte dependencia del abastecimiento exterior.

Los objetivos del Plan de Energías Renovables en España 2005-2010 establecen una contribución de estas fuentes renovables en el año 2010 superior al 12% de la

energía primaria. Las energías renovables que se obtienen a partir de la materia orgánica o biomasa en la combustión emiten dióxido de carbono, gas de efecto invernadero, al igual que ocurre con la energía producida por combustibles fósiles. Sin embargo se encuadran dentro de las energías renovables porque el dióxido de carbono emitido será utilizado por la siguiente generación de materia orgánica. Es decir, la combustión de biomasa no contribuye al aumento del efecto invernadero porque el carbono que se libera forma parte de la atmósfera actual (es el que absorben y liberan continuamente las plantas durante su crecimiento) y no del subsuelo, capturado en épocas remotas, precisamente como el gas o el petróleo.

Capítulo 2. OBJETO DEL PROYECTO

El objeto de este proyecto es la descripción, justificación y dimensionamiento de las diferentes unidades y elementos accesorios que componen un sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia. Al tratarlas, se pretende reducir la carga contaminante de las mismas pudiendo así ser admitidas en el tratamiento aerobio de una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) pública junto con el resto de las aguas que reciben.

Para ello el sistema constará de las siguientes unidades: un reactor tipo filtro anaerobio, donde se llevará a cabo la reducción de la materia orgánica y que estará dotado de un sistema de mezclado por inyección del propio gas que se produce en el proceso; un gasómetro para la recogida de dicho gas; un intercambiador de calor para mantener las condiciones de temperatura de operación requeridas, 35° C; asimismo, para adecuar las vinazas de melaza de caña de azúcar al tratamiento anaerobio, se incluirá una neutralización en línea destinada a corregir el pH ácido de las vinazas (que incluye dos depósitos para almacenar el agente neutralizante) y una unidad de decantación para eliminar los sólidos en suspensión que será seleccionada comercialmente de acuerdo con el volumen requerido en el proceso. Además se incluye el conjunto de elementos necesarios para la conducción de las vinazas de melaza de caña de azúcar a dichas unidades y para la conducción del biogás a los equipos correspondientes.

Se pretende conseguir, por tanto, unos rendimientos de depuración que sean acordes con la legislación vigente y a unos costos económicos, sociales y medioambientales mínimos.

Capítulo 3. JUSTIFICACIÓN

En España existen dos destilerías que utilizan como materia prima la melaza de caña tanto de producción propia como de importación, la cual llega en barco al puerto de Motril. La primera en la Caleta (Guadalfeo) con una producción aproximada de 50000 litros/día de alcohol y otra en Lobres (Montero) que produce unos 70000 litros/día. Esto significa que generan entre las dos fábricas de 1200000 a 1800000 litros/día de vinazas.

En Brasil, hay unas 300 plantas de producción de alcohol en operación. La producción anual de alcohol es de 17 millones de m³/año. Un 25% del alcohol producido tiene su origen en la melaza de caña de azúcar, por tanto se generan aproximadamente 50 millones de m³/año de vinazas de melaza, lo cual supone un importante problema medioambiental.

Los principales usos que se le da a las vinazas de melaza son los siguientes:

-Fertirrigación

La vinaza ha sido aplicada directamente sobre la tierra mezclada con el agua de riego con efectos adicionales de acondicionamiento de suelos y fertilización.

Tiene como ventajas:

Mejora las propiedades fisicoquímicas del suelo.

Incrementa el poder de retención del agua y de sales minerales.

Aumenta el potasio y otros elementos fertilizantes en el suelo.

Aumenta la microflora.

Desafortunadamente, la vinaza es un fertilizante desequilibrado con relación a la presencia de macronutrientes. Tiene un contenido elevado de potasio, mediano de nitrógeno y bajo de fósforo.

Una alta aplicación de vinaza al suelo genera un desequilibrio de elementos, por lo general una presencia excesiva de potasio. Se ha encontrado en muchos estudios que esto a su vez genera algunos problemas en el cultivo de la caña de azúcar.

-Concentración para uso como fertilizante

En teoría es posible eliminar toda el agua por evaporación. Los altos precios de los combustibles hacen de esta opción la menos interesante, a menos que se desarrolle un mercado para el producto final seco.

-Proteína unicelular:

La vinaza puede ser usada como materia prima para la fabricación de levadura. De hecho, muchos países la usan para fabricar proteína que, por su parte, es utilizada en alimentación de animales.

Sin embargo, el que las destilerías de alcohol y las plantas de levadura no se encuentren cercanas convierten la opción inviable económicamente, puesto que se requiere el transporte de las vinazas y los gastos por este concepto afectan la factibilidad de la alternativa.

-Alimentación animal:

La vinaza, después de un proceso de concentración, se ha utilizado como complemento a la alimentación animal.

Las vinazas de melaza, tal y como se ha comentado, suponen un grave problema medioambiental. Para comprender la magnitud de la polución que provocan estas vinazas, existen unos parámetros indicadores de contaminación que indican los niveles de contaminación que presenta el vertido. Entre estos parámetros se encuentran: pH, demanda química de oxígeno (DQO), demanda biológica de oxígeno (DBO), sólidos y fosfatos.

-pH: las vinazas son de carácter ácido, presenta valores de pH comprendidos entre 3,5 y 4,9.

-Demanda química de oxígeno (DQO): La DQO, que se define como la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar por vía química la materia orgánica, adquiere valores elevados en estos vertidos (desde 9000 mg/l hasta 97000 mg/l).

-Demanda biológica de oxígeno (DBO): La DBO₅ es un índice que determina la cantidad de materia orgánica capaz de ser degradada por los microorganismos

existentes en el medio en un período de cinco días (valores desde 6000 mg/l hasta 75000 mg/l)

-Cociente DBO₅/DQO: Este cociente indica el porcentaje de sustancias biodegradables que existen en el medio y es más elevado en aquellos vertidos que presentan menores cantidades de sólidos en suspensión o de sustancias difícilmente biodegradables.

-Sólidos: Los sólidos totales presentes en la vinaza se pueden dividir en sólidos disueltos y sólidos en suspensión, a su vez, cada uno de ellos se divide en sólidos volátiles (orgánicos) y fijos (inorgánicos). Las vinazas poseen alto contenido de sólidos en suspensión.

-Fosfatos: Los valores de fosfatos que se encuentran en estos vertidos (de hasta 188 mg/l) son superiores a los habitualmente encontrados en aguas residuales urbanas, lo que supone un cierto riesgo de eutrofización.

El objeto primario de la depuración de las vinazas de melaza es reducir los efectos perjudiciales de su vertido en las aguas.

Las vinazas de melaza tienen un carácter ácido y un alto contenido en materia orgánica, el vertido sin tratamiento depurador de las mismas produce los siguientes efectos en los cursos superficiales de agua:

-Disminuye la solubilidad del oxígeno, por la temperatura de los vertidos.

-Mata o daña la fauna acuática como consecuencia del pH ácido del vertido.

-Disminuye o agota el oxígeno disuelto en el agua por el alto contenido en materia orgánica del vertido.

-Reduce el aporte de luz en el agua, como consecuencia de un aumento importante de la turbidez.

-Efectos estéticos (olor, color, etc).

-En las aguas subterráneas las consecuencias de los vertidos de vinazas son menos visibles pero igualmente importantes.

3.1. Legislación

La directiva 91/271/CEE del Consejo de 21 de mayo de 1991 sobre el tratamiento de aguas residuales urbanas, tiene por objeto la recogida, el tratamiento y el vertido de las aguas residuales urbanas y el tratamiento y vertido de las aguas residuales procedentes de determinados sectores industriales.

En el Artículo 2 se encuentran las siguientes definiciones de interés:

« Aguas residuales urbanas »: las aguas residuales domésticas o la mezcla de las mismas con aguas residuales industriales y/o aguas de correntía pluvial.

« Aguas residuales industriales »: todas las aguas residuales vertidas desde locales utilizados para efectuar cualquier actividad comercial o industrial, que no sean aguas residuales domésticas ni aguas de correntía pluvial.

« 1 e-h (equivalente habitante) »: la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de 5 días (DBO₅) de 60 g de oxígeno por día.

« Sistema colector »: un sistema de conductos que recoja y conduzca las aguas residuales urbanas.

En el Artículo 11 se expone:

1. Los Estados miembros velarán por que, a más tardar el 31 de diciembre de 1993, el vertido de aguas residuales industriales en sistemas colectores e instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas se someta a la normativa previa y/o a autorizaciones específicas por parte de la autoridad competente o de los organismos adecuados.

2. Las normativas y/o autorizaciones específicas cumplirán los requisitos expuestos en la letra C del Anexo I.

En el Anexo I, letra C se lee:

C. Aguas residuales industriales

Las aguas residuales industriales que entren en los sistemas colectores y en las instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas serán objeto del tratamiento previo que sea necesario para:

- proteger la salud del personal que trabaje en los sistemas colectores y en las instalaciones de tratamiento;
- garantizar que los sistemas colectores, las instalaciones de tratamiento de aguas residuales y los equipos correspondientes no se deterioren;
- garantizar que no se obstaculice el funcionamiento de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales y de lodos;
- garantizar que los vertidos de las instalaciones de tratamiento no tengan efectos nocivos sobre el medio ambiente y no impidan que las aguas receptoras cumplan otras Directivas comunitarias;
- garantizar que los lodos puedan evacuarse con completa seguridad de forma aceptable desde la perspectiva medioambiental.

En el Artículo 13 se expone:

1. Los Estados miembros velarán por que, a más tardar el 31 de diciembre del año 2000, las aguas residuales industriales biodegradables procedentes de instalaciones que procedan de los sectores **industriales enumerados en el Anexo III y que no penetren** en las instalaciones de tratamiento de aguas residuales urbanas, antes de ser vertidas en las aguas receptoras se sometan antes del vertido a las condiciones establecidas en la normativa previa y/o a autorización específica por parte de la autoridad competente o del organismo que corresponda, para todos los vertidos procedentes de instalaciones que presenten 4 000 e-h o más.

Por un lado, en el Anexo III se enumeran los sectores industriales que deben someterse a lo antes expuesto, entre ellos está la “Producción de alcohol y de bebidas alcohólicas”, por tanto las vinazas de melaza generadas en las destilerías se incluyen en él, y, por otro lado, haciendo caso a la definición de 1 e-h, se calcula que la instalación considerada presenta más de 4000 e-h, por tanto este artículo es de aplicación en el presente proyecto.

Según la legislación, la depuración se puede abordar de dos formas:

1. Tratamiento anaerobio de las vinazas en la planta y descarga del efluente a la EDAR pública, y de ahí al cauce receptor.
2. Tratamiento anaerobio y aerobio en la planta (puesto que con la depuración anaerobia únicamente no se consigue el rendimiento de depuración requerido) y descarga al cauce receptor.

Se ha optado por la primera opción. Para tomar esta decisión se han sopesado las ventajas e inconvenientes de ambas opciones.

Primera opción:

Entre las ventajas que supone no instalar un tratamiento aerobio están el ahorro de costes de inmovilizado, ahorro en los costes de explotación de la planta (menor consumo energético, menor requerimiento de personal, etc) y ahorro en los costes de mantenimiento, y entre las desventajas se pueden citar el tener que instalar tuberías que conduzcan el efluente a la EDAR pública, los costes de bombeo de este efluente, y el pagar el canon de vertido.

Segunda opción:

Dentro del tratamiento aerobio a instalar, las tecnologías que se amoldan mejor al proceso son el sistema de fangos activados y el sistema de filtros percoladores. Ambos requieren un alto coste del inmovilizado y, además llevan implícitos la producción de fangos residuales en una proporción mayor de los sistemas anaerobios, mayores consumos energéticos y especial atención a los microorganismos aerobios.

Considerando lo descrito, es preferible diluir el efluente de la planta con el influente a tratar en la EDAR, para así no tener que incluir el tratamiento aerobio.

Capítulo 4. UBICACIÓN

La planta de tratamiento de vinazas de melaza de caña de azúcar se ubicará en las proximidades de una destilería de producción de alcohol que use como materia prima para la fermentación la melaza de caña de azúcar.

Capítulo 5. CONSIDERACIONES GENERALES

5.1. Datos de partida

Como se adelantó en el Capítulo 1 de esta Memoria, la melaza de caña de azúcar (que puede ser generada en una azucarera anexa a la destilería o bien importada a otra fábrica) se fermenta y se destila para obtener etanol; en esta destilación se generan las vinazas. Se ha propuesto un esquema general de obtención de etanol (con la consecuente generación de vinazas) a partir de la melaza de la caña de azúcar y se ha decidido partir de un caudal de generación de vinazas medio y de una composición lo más representativa posible. Para ello, se ha considerado que la destilería tiene una producción de alcohol de 50000 litros/día; este es un valor medio tomado según lo consultado sobre producciones de destilerías en varios países. Asimismo, la destilería está en continuo funcionamiento, puesto que se importa la materia prima con la que obtener el etanol (melaza de caña de azúcar) durante todo el año, por lo que la planta depuradora también estará funcionando en continuo todo el año.

En la **figura 5.1** se muestra un diagrama de flujo general de la cantidad vinazas generadas a partir de la caña de azúcar. Se ha tenido en cuenta que por una tonelada de caña de azúcar destinada para la producción de azúcar se obtienen 100 kg de ésta [Fálder, 2004], y se generan alrededor de 45 kg de melaza que pueden producir 12 litros de alcohol [Orlando, 1991]; asimismo se ha considerado que por cada litro de alcohol producido se generan 12,5 litros de vinazas, valor medio del rango en que se generan éstas, de 10 a 15 litros de vinazas generados por cada litro de alcohol producido [Lamo, 1991].

Resumiendo, estos son los datos más relevantes en cuanto para el desarrollo del presente Proyecto.

Destilería:

Producción de alcohol en la destilería: 50000 litros /día

Período de funcionamiento: 360 días/año

30 días/mes

24 horas/día

Producción de vinazas de melaza de caña de azúcar: 625000 litros/día

Planta de tratamiento de vinazas de melaza de caña de azúcar:

Caudal de vinazas de melaza de caña de azúcar a tratar: 625000 litros/día

Período de funcionamiento: 360 días/año

30 días/mes

24 horas/día

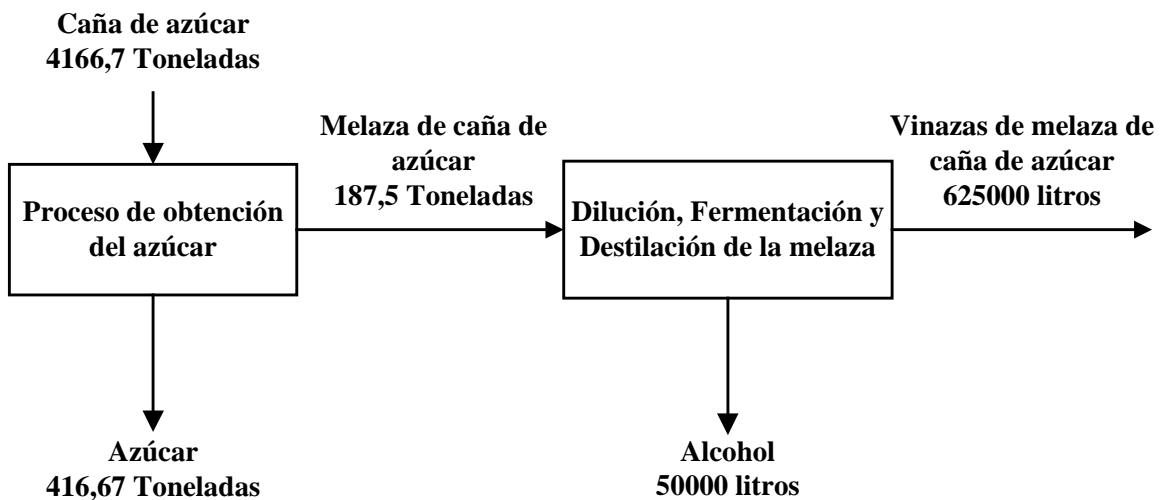


Figura 5.1: Diagrama de flujo de la generación de vinazas de melaza de caña de azúcar.

5.2. Caracterización físico-química de las vinazas de melaza de caña de azúcar

El conocimiento de las características de las vinazas de melaza es esencial para un correcto funcionamiento de las instalaciones de tratamiento de éstas.

La composición de las vinazas de melaza de caña de azúcar va a depender de las características de las diferentes melazas que se usen en la fermentación y del proceso de fermentación y destilación en si mismo. Por esto, se ha optado por seleccionar una composición de las vinazas lo más general y representativa posible.

Las vinazas que se tratan en este Proyecto se generan en una destilería. Las características físico-químicas de las vinazas de melaza sobre las que se asienta el diseño de las unidades del presente Proyecto se encuentran en la siguiente tabla:

MATERIA PRIMA	Vinazas de melaza
pH	4,15
Temperatura (°C)	90
DBO (mg/l O ₂)	16949,7
DQO (mg/l O ₂)	28450
Sólidos Totales (mg/l)	25154,61
Sólidos Totales Fijos (mg/l)	14942,87
Sólidos Totales Volátiles (mg/l)	10211,74
Sólidos en Suspensión Totales (mg/l)	3966,84
Sólidos en Suspensión Fijos (mg/l)	294,38
Sólidos en Suspensión Volátiles (mg/l)	3632,16
Sólidos Disueltos Totales (mg/l)	18420,06
Sólidos Disueltos Fijos (mg/l)	11872,36
Sólidos Disueltos Volátiles (mg/l)	6579,58
Nitrógeno (mg/l N)	356,63
Nitrógeno amoniacal (mg/l N)	10,94
Fósforo (mg/l)	60,41
Potasio (mg/l K ₂ O)	2034,89
Calcio (mg/l CaO)	515,25
Magnesio (mg/l MgO)	225,64
Sulfato (mg/l SO ₄)	1537,66

Tabla 5.1: Caracterización físico-química de la vinaza de melaza de caña de azúcar. Fuente: Elia Neto, A. e Nakahodo, T. “Caracterização Físico-Química da Vinhaça-Projeto nº 9500278” Relatório Técnico 761-96/96 Centro de Tecnologia Copersucar, Piracicaba, SP1995, 26 p.

Además, puesto que sólo se ha encontrado un dato de densidad de la vinaza de melaza de caña de azúcar en la bibliografía, se tomará dicho valor como constante a lo largo de todas las unidades de la planta.

$$\rho = 1,051 \text{ kg/l} \quad [\text{Robertiello, 1982}]$$

Capítulo 6. SELECCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO

6.1. Selección del sistema de depuración de vinazas

Para seleccionar el sistema de tratamiento de las vinazas de melaza se ha tenido en cuenta los siguientes criterios:

- Las características de las vinazas de melaza.
- La minimización del impacto ambiental.
- La optimización del coste económico.
- El cumplimiento de la legislación vigente.

El tratamiento de aguas residuales supone la aplicación de unos procesos básicos u operaciones unitarias cuya utilización y secuencia viene definida por las características del vertido y el grado de depuración que se desee conseguir.

Estos tratamientos se pueden clasificar según su naturaleza:

Tratamientos químicos

Tratamientos físicos

Tratamientos biológicos

Se debe aclarar que para la depuración de las vinazas de melaza la aplicación de los tratamientos físico-químicos por sí solos no han demostrado ser una alternativa adecuada, mostrando tan solo utilidad como un acondicionamiento de algunos de ellos para un tratamiento biológico posterior.

6.1.1. Tratamientos químicos

Son los procesos empleados en el tratamiento de las aguas residuales en los que las transformaciones se producen mediante reacciones químicas. Es importante mencionar que una de las desventajas inherentes asociada al uso de procesos químicos unitarios es que se trata de procesos aditivos. En la mayoría de los casos, la eliminación de un constituyente se consigue por medio de la adición de otra sustancia. Como resultado de ello, se suele producir un incremento neto de los constituyentes disueltos

en el agua residual. Otra desventaja de todos los procesos químicos es que comportan un coste de funcionamiento importante.

Los procesos unitarios más usuales en el tratamiento químico son la neutralización, la precipitación química, la adsorción y la desinfección.

- Con la **precipitación química** se consigue alterar el estado físico de los sólidos disueltos y en suspensión (mediante la adición de productos químicos) para facilitar su eliminación por sedimentación. Se aplica frecuentemente para la eliminación del fósforo.
- La **neutralización** tiene como finalidad adecuar el pH del vertido mediante la adición de un agente neutralizante, ya sea ácido (si el vertido tiene un pH básico) o básico (si el vertido tiene un pH ácido).
- Asumiendo que la **adsorción** y la **desinfección** tienen su aplicación en el efluente del tratamiento biológico (constituyen un tratamiento terciario) se van a obviar.

Puesto que las vinazas de melaza se envían desde la destilería a $\text{pH} = 4,15$ y la digestión anaerobia a la que posteriormente serán sometidas tiene su óptimo entre $\text{pH} = 7$ y $\text{pH} = 7,4$ el primer tratamiento al que serán sometidas será una neutralización. Debido a que el resto de los tratamientos químicos descritos no son necesarios se evitará su aplicación por motivos económicos.

- **Neutralización**

Debido al carácter ácido de las vinazas de melaza de caña de azúcar ($\text{pH} = 4,15$) es imprescindible neutralizarlas consiguiendo así el pH requerido para que en el posterior tratamiento biológico no se produzca la inhibición de la microbiota presente (al mismo tiempo se evitará la corrosión de los equipos industriales). La neutralización se realizará en la línea de conducción de las vinazas al penetrar en la planta de tratamiento.

En cuanto a la elección del agente neutralizante, señalar que se han tenido en consideración dos de ellos, el hidróxido sódico y el hidróxido cálcico, esto es debido a que tienen alta eficacia y bajo coste. De ambos, se ha optado por el hidróxido sódico, las razones son las siguientes:

- El hidróxido cálcico es mejor agente precipitante que el hidróxido sódico lo que origina precipitados dentro del reactor que disminuyen la eficacia de éste.

- La adición de hidróxido sódico permite controlar el pH del proceso. Los descensos de pH de estos sistemas se corrigen adicionando agente neutralizante sódico, pues si se empleara una sustancia cálcica se provocaría la precipitación de los carbonatos y bicarbonatos del medio y consecuentemente existiría una desestabilización del pH al desaparecer el tampón.
- Puesto que las sales cálcicas son más insolubles que las sales sódicas, si se neutraliza con hidróxido sódico, se aprecia un aumento de los valores de sólidos disueltos con el pH ya que se forman sales sódicas bastante solubles, consecuentemente los valores de sólidos en suspensión son semejantes a los de las vinazas. No ocurre esto con la neutralización cálcica, donde los valores de sólidos disueltos sufren un ligero descenso por insolubilización de sales cálcicas, por lo que, en este caso existe un aumento de los valores de sólidos en suspensión.

6.1.2. Tratamientos físicos

Denominados así porque los cambios en las características y propiedades del agua residual se realizan basándose en fenómenos físicos.

Las operaciones físicas unitarias más comúnmente empleadas en el tratamiento del agua residual son: desbaste, sedimentación, floculación, flotación y filtración.

- El **desbaste** consiste en la eliminación de sólidos gruesos por intercepción (retención en superficie). Las vinazas de melaza no precisan este tratamiento puesto que no contienen materiales de esta naturaleza (piedras, arena...).
- La **sedimentación** o decantación consiste en la separación, por la acción de la gravedad, de las partículas suspendidas cuyo peso específico es mayor que el del agua. Es una de las operaciones unitarias más utilizadas en el tratamiento de las aguas residuales.
- Con la **floculación** se provoca la agregación de pequeñas partículas aumentando el tamaño de las mismas, para mejorar su eliminación por gravedad.
- La **flotación** es una operación unitaria que se emplea para la separación de partículas sólidas o líquidas de una fase líquida. La separación se consigue

introduciendo finas burbujas de gas, normalmente aire, en la fase líquida. Las burbujas se adhieren a las partículas, y la fuerza ascensional que experimenta el conjunto partícula-burbuja de aire hace que suban hasta la superficie del líquido. De esta forma, es posible hacer ascender a la superficie partículas cuya densidad es mayor que la del líquido, además de favorecer la ascensión de las partículas cuya densidad es inferior, como el caso del aceite en el agua.

➤ La **filtración** es una de las principales operaciones unitarias empleadas en el tratamiento del agua potable, pero la filtración de efluentes procedentes de procesos de tratamiento de aguas residuales es una práctica relativamente reciente. Hoy en día, la filtración se emplea, de modo generalizado, en la eliminación de los sólidos en suspensión residuales presentes después del tratamiento biológico.

Teniendo en cuenta las características físico-químicas de las vinazas de melaza (alto contenido de sólidos en suspensión), se ha optado por realizar un tratamiento físico previo al tratamiento biológico para eliminar parte de los sólidos en suspensión. El tratamiento físico que se propone es una sedimentación. La elección de la sedimentación sobre otros tratamientos físicos se basa en que es el proceso más económico para llegar a alcanzar el objetivo propuesto.

- **Sedimentación**

Con la eliminación parcial de los sólidos en suspensión, mediante la sedimentación, se cumple un doble objetivo, por un lado, la adaptación del vertido para un posterior tratamiento biológico, y por otro lado, se intenta que el efluente del tratamiento biológico que va a la EDAR pública contenga la menor cantidad posible de dichos sólidos.

Con la decantación se consigue eliminar de un 50 a 65 por 100 [Metcalf & Eddy, 1995] de las materias en suspensión del influente. Esta eliminación se fundamenta en la reducción de la velocidad de corriente por debajo de un determinado valor. Además, como consecuencia de esta reducción de sólidos suspendidos, el tratamiento da origen a una reducción de la DQO asociada con los sólidos suspendidos que son retirados.

6.1.3. Tratamientos biológicos

Denominados así porque la eliminación de residuos se realiza a través de actividad biológica. Todos los procesos biológicos que se emplean en el tratamiento del agua residual tienen su origen en fenómenos y procesos que se producen en la naturaleza. La finalidad de estos tratamientos generalmente es eliminar la materia orgánica biodegradable presente en el vertido.

En estos procesos existe una flora microbiana capaz de degradar la materia orgánica dando unos productos finales no contaminantes. Esta flora microbiana responsable del proceso puede ser de tres tipos: aerobia, anaerobia o anaerobia facultativa, cuya existencia depende de los niveles de oxígeno disuelto que existan en el medio.

-Los microorganismos aerobios degradan la materia orgánica consumiendo el oxígeno disuelto en el medio y dan como productos finales CO_2 , NH_3 , H_2O ...

-Los microorganismos anaerobios degradan la materia orgánica en ausencia de oxígeno molecular, consumiendo el oxígeno contenido en los compuestos orgánicos o en las sales inorgánicas (nitratos y sulfatos). Esta degradación se produce principalmente en dos etapas: en primer lugar, una fase acidogénica en la que existe una degradación de la materia orgánica a compuestos intermedios como ácidos, alcoholes,... y posteriormente una segunda fase que da lugar a los productos finales (CO_2 , CH_4 , NH_3 , SH_2 ...).

-Por último, los microorganismos anaerobios facultativos dan lugar indistintamente a degradaciones aerobias o anaerobias dependiendo de las condiciones ambientales del medio.

Las vinazas de melaza contienen una elevada carga orgánica, en gran medida biodegradable, y todos los macro y micronutrientes necesarios para poder ser tratados biológicamente. Analizando los diferentes tratamientos biológicos aplicables a vertidos con estas características, son susceptibles de utilización para su depuración tanto sistemas que impliquen una microbiota aerobia como anaerobia.

➤ El tratamiento **biológico aerobio** consiste en la transformación de la materia orgánica presente en las aguas residuales en presencia de oxígeno y nutrientes de acuerdo con el esquema que se indica:

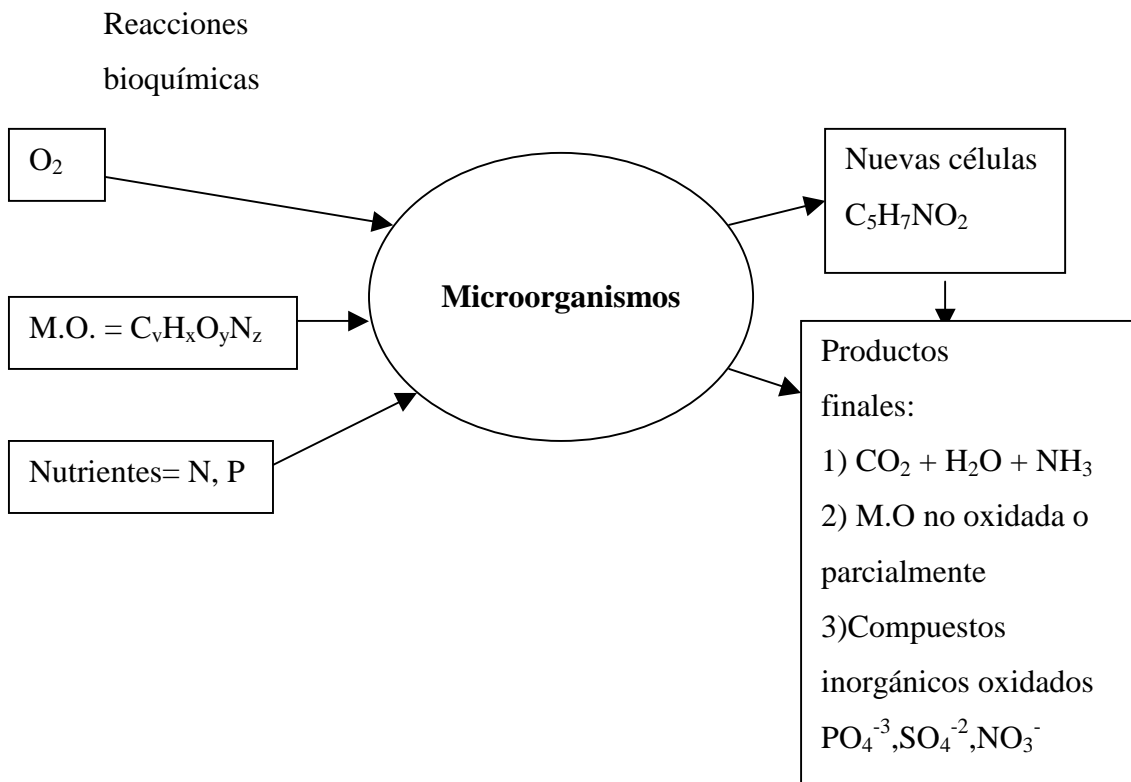


Figura 6.1: Esquema reacciones bioquímicas de los procesos aerobios

Fuente: [Hdez. Lehmann, 2002]

Los primeros sistemas de depuración que se utilizaron para vertidos industriales consistían en los mismos sistemas de depuración y se basaban en los mismos principios de diseño que se venían utilizando para diseñar depuradoras urbanas. Con los años se pudo comprobar que en muchos casos los sistemas aerobios usados para depurar las aguas residuales urbanas no son los más indicados para determinados sectores industriales, como es el caso que nos ocupa.

El sistema biológico más ampliamente extendido en las estaciones depuradoras de aguas residuales, y especialmente en las urbanas, es el sistema biológico aerobio de fangos activados en suspensión. Su nombre proviene de la producción de una masa activada de microorganismos capaz de estabilizar un residuo por vía aerobia. Los fangos activados se encuentran formando unos agregados o flóculos, estando constituidos por una gran variedad de microorganismos que se encuentran interrelacionados entre sí, son por tanto sistemas complejos y delicados cuyo comportamiento es en ocasiones difícil de predecir. El flóculo es la unidad funcional que debe depurar y decantar eficazmente. En determinadas circunstancias, el fango activado que habitualmente se separa

eficazmente en el decantador secundario debido a una correcta floculación, pierde esta decantabilidad debido generalmente a la proliferación excesiva de bacterias filamentosas. En estas circunstancias, las bacterias filamentosas tienden a unir los flóculos entre sí o forman un flóculo de estructura abierta y poco compacto, siendo el resultado un incremento en el volumen del fango (hinchamiento o bulking). Como consecuencia se produce una pérdida de fango en el decantador secundario, lo que conduce a una disminución de la biomasa en el sistema biológico y por lo tanto a una disminución en la eficiencia de operación. Asimismo la calidad del efluente empeora por la presencia del fango.

A este fenómeno se le conoce con el nombre de bulking y es uno de los problemas más frecuentes y difíciles de solucionar en las EDAR's.

Una de las causas más importantes asociadas a este fenómeno es la naturaleza del agua residual. Las aguas residuales procedentes de determinados sectores industriales (entre ellos las destilerías) tienen una gran propensión a sufrir el fenómeno de bulking. Ello es debido a que sus vertidos son fácilmente biodegradables debido a su composición rica en azúcares, aminoácidos, nutrientes, etc. [Carceller, 2005].

Además de este inconveniente, el tratamiento aerobio de las vinazas de melaza no está recomendado principalmente porque se presentan dificultades tales como incapacidad del sistema para tratar altas cargas de DBO o DQO de forma económica, alta producción de biomasa y altos costes en términos de energía (necesidad de aireación) [Borja et al., 1996].

➤ El tratamiento **biológico anaerobio** de aguas residuales se fundamentan en la oxidación biológica de la materia orgánica contenida en el vertido mediante la actuación de microorganismos específicos y en ausencia de oxígeno molecular. Como consecuencia de este proceso la materia orgánica se transforma en productos finales estables e inertes, al mismo tiempo que se genera biogás (fundamentalmente metano y dióxido de carbono) de considerable potencial energético [Pérez, 1995].

En el proceso anaerobio, solamente una pequeña fracción de la energía contenida en el sustrato es empleada por los microorganismos para su mantenimiento y para la formación de nueva masa celular, permaneciendo una parte importante de la energía en los productos, en forma de biogás. El gas metano generado se podría emplear como combustible en las calderas de la destilería o si se dispone de turbinas de vapor, el

exceso de metano se podría utilizar como combustible y obtener energía para abastecer de electricidad a la propia planta depuradora. Sin embargo, en una transformación aerobia, la energía obtenida del sustrato se emplea fundamentalmente para el crecimiento de los microorganismos. De aquí surgen las principales ventajas de la depuración anaerobia en comparación con la aerobia, baja producción de biomasa y generación de energía, aunque también surgen algunas de las desventajas del tratamiento anaerobio con respecto al aerobio. El lento crecimiento de las bacterias formadoras de metano obliga a imponer tiempos de retención más dilatados para conseguir una adecuada estabilización del residuo. No obstante, a día de hoy esto no representa un problema, puesto que las tecnologías que se han desarrollado en este campo consiguen una separación del tiempo de retención de los sólidos y el tiempo de retención hidráulico mediante la retención de los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica en el interior del reactor o la recirculación de los mismos. Otro de los inconvenientes que se le suele achacar a la digestión anaerobia es que se necesitan mayores temperaturas para asegurar que los procesos anaerobios se producen a velocidades razonables. Normalmente, la temperatura de los procesos anaerobios está alrededor de los 35° C, lo que significa que puede necesitarse el precalentamiento de la alimentación o el calentamiento del reactor anaerobio. Sin embargo, este requisito energético puede no ser una desventaja seria, si una parte sustancial puede suministrarse a partir del gas metano producido, y menos aún en el caso que nos ocupa en el que las vinazas llegan a una temperatura alta a la planta, por lo que, como se verá más adelante, no será necesario un gasto de operación para mantenerlas a la temperatura adecuada.

Resumiendo, la elección de un tratamiento anaerobio conlleva las siguientes ventajas respecto a uno aerobio:

1. Es posible alcanzar un alto grado de estabilización del vertido trabajando a alta velocidad de carga, en los procesos en continuo.
2. Mínimo consumo de energía. Ya que no se emplea equipo de aireación, se produce ahorro de consumo energético así como de coste de inmovilizado.
3. Baja producción de lodos y mayor estabilización de los mismos. El coeficiente de producción de biomasa para los procesos anaerobios es mucho menor que para los sistemas aerobios. Esto significa que se produce menos biomasa por unidad de reducción de sustrato y en consecuencia se presentan

ahorros considerables en los procesos de manejo y evacuación del exceso de lodo.

4. Bajos requerimientos de nutrientes. Que las tasas de crecimiento microbiano sean menores se traduce en esta ventaja: un menor requisito de nitrógeno y fósforo.

5. Buenas condiciones de deshidratación de los lodos.

6. Producción de metano: de alto valor energético. La producción de metano en los procesos anaerobios es una ventaja debido a su valor como combustible. Una parte sustancial de la necesidad energética de los procesos anaerobios puede obtenerse de los gases emitidos.

Una comparación ilustrativa entre los sistemas anaerobios y aerobios se muestra en la **figura 6.2**

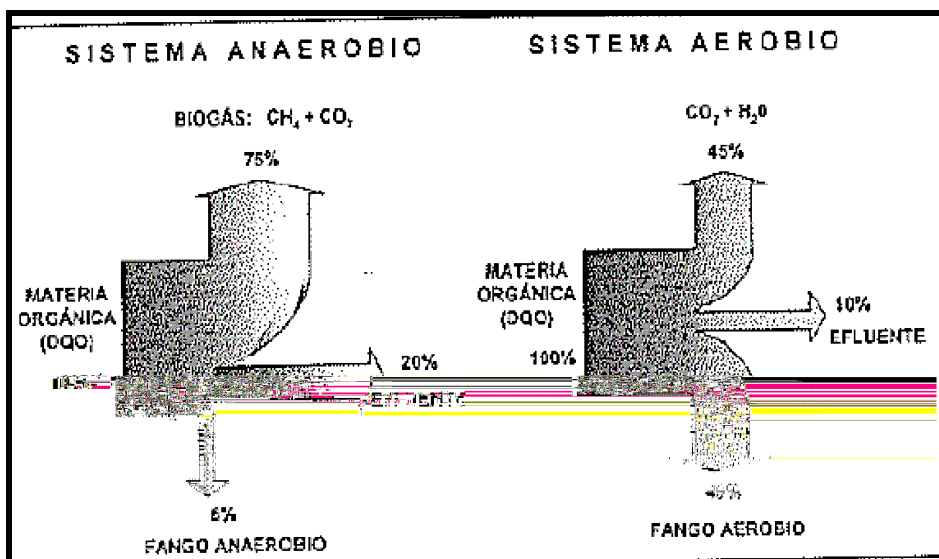


Figura 6.2: Balance de materia en los sistemas aerobio y anaerobio [Carceller, 2005].

Asimismo, efectuando un estudio comparativo económico entre las dos opciones, contemplando los gastos de primera instalación y los gastos de mantenimiento y explotación, se puede llegar a establecer las curvas de comparación de la **figura 6.3**.

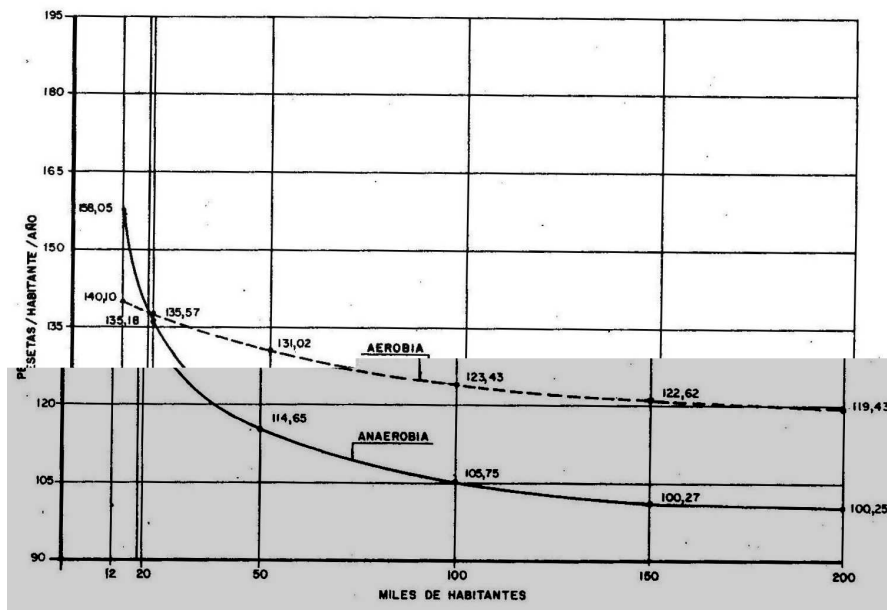


Figura 6.3: Comparación económica entre digestión aerobia y anaerobia

Fuente: [Hdez Muñoz, 2001]

Puede resumirse la comparación diciendo que, para poblaciones superiores a 25000 habitantes, el proceso anaerobio es más económico. Para núcleos con población inferior a los 15000 habitantes, es preferible, desde el punto de vista económico, la digestión aerobia. Entre los 15000 y 25000 habitantes la elección de una u otra solución no vendrá determinada por condiciones económicas.

Si se toma un habitante como el equivalente a la carga orgánica biodegradable con una demanda bioquímica de oxígeno de 5 días (DBO_5) de 60 g de oxígeno por día (ver apartado 3.1 de esta Memoria), para 25000 habitantes (que es el límite en el que empieza a ser más económico un tratamiento anaerobio) equivale a una DBO_5 de $1,5 \cdot 10^6$ g de oxígeno por día. Teniendo en cuenta las características de la vinaza a tratar (tabla 5.1) y el caudal, se tiene una DBO_5 de aproximadamente $1,1 \cdot 10^7$ g de oxígeno por día, cantidad mucho mayor que la equivalente a 25000 habitantes. Por tanto, queda claro que, en el caso que nos ocupa, el tratamiento anaerobio resulta más económico.

Considerando todo lo expuesto, que las vinazas de melaza poseen un alto contenido en materia orgánica, y que aplicar un tratamiento aerobio no sería económico y tendría un mayor impacto ambiental, se selecciona la depuración anaerobia como método más adecuado para tratar las vinazas de melaza de caña de azúcar.

- **Tratamiento Biológico Anaerobio**

La digestión anaerobia de materia orgánica tiene lugar en varias etapas en las que participan diferentes microorganismos que realizan sus funciones vitales en ausencia de oxígeno molecular. En general, suele hacerse una división en dos fases, en las que los productos orgánicos de la primera se utilizan en la segunda para originar fundamentalmente metano y dióxido de carbono.

La mencionada división del proceso en dos etapas supone una diferenciación de los microorganismos implicados en dos grandes grupos. Por un lado las bacterias formadoras de ácidos que hidrolizan y fermentan los compuestos orgánicos del agua residual (carbohidratos, lípidos y proteínas) para generar productos de fermentación tales como ácidos orgánicos, alcoholes, compuestos neutros, hidrógeno y dióxido de carbono y, por otro, las bacterias formadoras de metano que convierten esos productos de fermentación en metano y dióxido de carbono [García, 1997].

En la etapa de fermentación ácida no se produce una reducción importante de la DQO, ya que principalmente lo que ocurre es la conversión de las moléculas orgánicas complejas en ácidos orgánicos de cadena corta que ejercen también una demanda de oxígeno.

Es importante resaltar que el grupo de bacterias facultativas y anaerobias responsable de la etapa de fermentación ácida tiene una velocidad de crecimiento más elevada que las bacterias metanogénicas responsables de la etapa de fermentación metánica. Como resultado, la etapa de fermentación ácida es relativamente rápida por lo que la etapa de fermentación metánica es la que controla la velocidad en los procesos anaerobios. Ya que la fermentación metánica controla la velocidad del proceso, es primordial mantener las condiciones de una fermentación metánica eficaz [Ramalho, 1993].

Por tanto, se deberán mantener las condiciones adecuadas para que se desarrolle eficazmente la digestión anaerobia de las vinazas de melaza teniendo lugar así la reducción de la carga orgánica de éstas y siendo enviadas posteriormente a la EDAR pública, donde se diluirán con el influente allí entrante, siendo posteriormente tratadas por vía aerobia.

6.2. Selección del sistema de digestión anaerobia

Las diferentes innovaciones técnicas desarrolladas en el campo del diseño de reactores o fermentadores para la digestión anaerobia, tienen como objetivo fundamental maximizar la producción de metano y la eficacia depurativa del sistema. Asimismo se procura conseguir, en la medida de lo posible, un incremento en la estabilidad del proceso, acompañado de una mayor simplicidad en los campos de control y operación. Lógicamente también es necesario considerar los factores económicos en la elección de la tecnología a seleccionar, puesto que en algunos casos la mayor eficacia del proceso global está asociada a unos costos de operación o instalación mayores.

Se establece una clasificación de los sistemas en función de si poseen o no sistema de retención de biomasa, pudiéndose distinguir dos tipos:

- Sistemas que no poseen ningún dispositivo de retención de biomasa
- Sistemas que poseen dispositivo de retención de biomasa

A continuación se exponen las características de cada una de las alternativas posibles.

6.2.1. Tratamiento anaerobio sin retención de biomasa

Son los procesos anaerobios en los que los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica no son recirculados al reactor o no existe ningún sistema de retención de la biomasa en el interior del reactor. Los microorganismos se evacúan con el efluente, por lo que la biomasa abandona el reactor junto con el residuo tratado, reduciéndose la concentración de ésta en el medio y aumentando, en consecuencia, el tiempo (o el volumen del sistema) de tratamiento necesario para obtener la conversión deseada.

Los reactores anaerobios sin retención de biomasa son:

- Reactor Discontinuo
- Reactor Tanque Agitado
- Reactor Tubular

- **Reactor Discontinuo**

Este es el digestor más antiguo que se conoce, trabaja en forma discontinua y su contenido no es calentado ni homogeneizado. El volumen total de alimentación es introducido de una sola vez partiendo del digestor vacío, y no se descarga hasta que transcurre el tiempo necesario para conseguir la degradación requerida. Junto con la alimentación es preciso adicionar el inóculo y asegurar la debida proporción de nutrientes.

Inconvenientes:

Sistema no homogeneizado lo que dificulta el control del pH, Temperatura, etc., así como un contacto completo entre el sustrato y los microorganismos. Para que se obtengan con él buenos rendimientos de depuración son necesarios tiempos de residencia de 30 a 60 días.

- **Reactor continuo de tanque agitado**

En este tipo de digestor existe una homogeneización del medio por recirculación del biogás o agitación mecánica, lo que permite controlar ciertos parámetros como el pH, la temperatura, etc, además de un contacto completo entre la biomasa y el sustrato. Los rendimientos de depuración que se logran son elevados con tiempos de retención de 10 a 30 días, ya que al carecer de sistema de retención de biomasa y estar agitado, el efluente contiene la misma concentración de microorganismos que el interior del tanque y si se disminuye el tiempo de residencia hidráulico (TRH) se puede llegar al llamado “tiempo de lavado” en el que la velocidad de generación microbiana es menor que la de salida de la misma con el efluente.

Este sistema responde al modelo básico de reactor de mezcla completa, si bien, ha de considerarse que cualquier sistema real difiere de los modelos ideales, presentando un comportamiento intermedio entre los reactores ideales de flujo pistón y mezcla completa. Normalmente, la carga a digerir se introduce por un extremo del digestor, descargándose el efluente digerido por el extremo contrario.

Inconvenientes:

Gran tamaño de reactor, lo que implica grandes costes de inmovilizado.

Costes de operación elevados

Difícil mantenimiento del régimen de mezcla completa.

Pérdida de bacterias en el efluente, hecho que exige trabajar con elevados TRH.

- **Reactor tubular**

La diferencia fundamental frente a los reactores de tanque agitado es la carencia de agitación, de tal modo que el modelo de flujo que sigue la corriente de entrada se asemeja al modelo de flujo en pistón ideal. Suelen disponerse de manera horizontal, con placas deflectoras verticales que facilitan la creación de espacios muertos dónde se acumula algo de biomasa y se evita así el “lavado”. Aunque no posee sistemas específicos que faciliten el mezclado, la producción de biogás produce un movimiento vertical del fluido que ocasiona cierto grado de mezcla en dirección radial mientras que en sentido axial la mezcla es mínima, hecho que favorece el flujo en pistón y promueve la separación de las fases o etapas de la degradación. Así, en la entrada del reactor, la concentración de sustrato es muy elevada y tiene lugar la fase hidrolítica y acidogénica, mientras que en la parte final del reactor, donde llegan altas concentraciones de los componentes promotores de la metanogénesis, tiene lugar la producción masiva de metano.

Inconvenientes:

La acumulación de sólidos disminuye el volumen efectivo del reactor

Se forman costras de difícil eliminación.

Dificultad de mantener la temperatura uniforme así como condiciones de sustrato homogéneas.

6.2.2. Tratamiento anaerobio con retención de biomasa

Son los procesos en los que se consigue la retención de la biomasa en el interior del reactor logrando así la separación de los conceptos del tiempo de retención hidráulico (el tiempo que permanece en el reactor el vertido a depurar) y el tiempo de retención de sólidos (TRS, es el tiempo que permanece en el reactor la biomasa). Puesto que los microorganismos anaerobios, y en particular los metanogénicos, poseen una baja velocidad de crecimiento, la retención de biomasa es la clave de la operación de estos reactores; esto permite operar en condiciones de bajos tiempos hidráulicos de residencia y, simultáneamente, con elevados tiempos de residencia de sólidos.

Todas las tecnologías empleadas actualmente se basan en la propiedad de las bacterias de formar flóculos por unión con otras bacterias o de adherirse sobre

superficies sólidas. En este sentido, las técnicas de retención de los microorganismos en el reactor, son:

- Separación externa y recirculación
- Sedimentación interna
- Inmovilización sobre superficies sólidas.

La aplicación de estos sistemas de retención conduce a los siguientes modelos de reactor:

- Contacto Anaerobio (CA)
- Lecho de fangos (UASB)
- Filtro Anaerobio (FA)
- Reactor de película fija (DSFF)
- Lecho fluidizado/ expandido (LF)
- Biodiscos (RBC)
- CASBER
- Reactor Híbrido

- **Reactor de Contacto Anaerobio (CA):**

Fue el primer reactor con retención de biomasa que se diseñó y utilizó sistemáticamente. Es un reactor de tanque agitado en el que el arrastre de la biomasa activa fuera del reactor se controla por un separador y recirculación de fangos, lográndose de esta forma la existencia de tiempos de retención de sólidos superiores a los hidráulicos, lo que implica poder disminuir el TRH y, por tanto el volumen del reactor, sin que se produzca el “lavado” de la población microbiana.

Para el correcto funcionamiento de esta tecnología es muy importante el diseño del decantador en el que se produce la separación líquido-sólido. Este proceso está dificultado por la biomasa activa que sigue produciendo biogás en el sedimentador y por tanto dificulta la decantación. Para solventar esta dificultad se suele emplear un desgasificado previo o se enfría el efluente para inactivar a los microorganismos.

Inconvenientes:

Proceso dificultado por la biomasa activa que sigue produciendo biogás en el sedimentador.

Necesita sistema externo de separación (decantador)

Necesidad de un separador gas-sólido

Necesita recircular fango

Pérdidas de calor en el circuito de recirculación

Precisa agitación

Baja velocidad de carga orgánica aplicable

Volumen de instalación grande

- **Filtro anaerobio (FA)**

El filtro anaerobio es un reactor de lecho fijo desarrollado principalmente en EE.UU a partir de los años 70. El reactor anaerobio de lecho fijo es un proceso biológico de depuración de líquidos residuales basado en la retención de biomasa activa en el digestor mediante la formación de una biopelícula sobre un soporte fijo, y en algunos casos, también, por atrapamiento de flóculos biológicos en los intersticios del material inerte que contiene el reactor. El reactor está relleno de un material que forma un lecho fijo y que actúa como soporte sobre el cuál se adhieren los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica en forma de biopelícula. La materia orgánica del vertido se difunde a través de la superficie de la biopelícula dónde se degrada, inicialmente a compuestos intermedios (ácidos orgánicos) y finalmente a metano y dióxido de carbono.

En el filtro anaerobio el flujo de líquido puede ser ascendente o descendente.

El material de relleno puede estar dispuesto de un modo ordenado (orientado en una dirección u otra) o dispuesto simplemente al azar. Como relleno se han utilizado gran variedad de materiales: cantos rodados, caliza, ladrillo y toda una serie de anillos plásticos, que proporcionan multitud de canalillos y gran área superficial. Una parte de la biomasa activa se encuentra en suspensión entre los espacios vacíos del soporte, y otra parte adherida a la superficie del mismo. En este sistema no se requiere reciclado ya que la mayor parte de la biomasa permanece adherida al relleno del filtro y por lo tanto no se pierde con el efluente.

En este proceso, el propio relleno actúa como separador de gas, proporcionando zonas de reposo para la sedimentación de los fangos que se encuentran en suspensión.

El filtro anaerobio constituye un sistema eficaz para el tratamiento anaerobio de las aguas residuales solubles. Sin embargo, no resulta indicado para el tratamiento de

aguas residuales conteniendo concentraciones elevadas de sólidos en suspensión debido a problemas de obstrucciones.

Entre las ventajas puede destacarse la alta estabilidad del proceso frente a todo tipo de modificaciones en las condiciones ambientales y de alimentación, lo que permite el tratamiento de vertidos con un rango de variabilidad alto. Debido a las elevadas concentraciones de biomasa que alcanza y, consecuentemente, los altos tiempos de retención de sólidos, es posible reducir notablemente el volumen de tanque frente a otras tecnologías menos avanzadas. Asimismo, este sistema proporciona una rápida velocidad de conversión metanogénica y es adecuado para tratar vertidos concentrados.

Además, el re arranque de un filtro anaerobio tras un período de parada es rápido. Este fenómeno suele darse mucho en la práctica, pues muchos de los vertidos que se procesan con la tecnología anaerobia son de carácter estacional, lo que obliga a períodos más o menos largos de parada de la planta y, por consiguiente, es necesario el posterior re arranque.

Como principal dificultad hay que considerar el alto coste del material que actúa de soporte y la posibilidad de colmatación del filtro.

- **Reactor de película fija (DSFF Downflow Stationary Fixed Film)**

Es una variante del reactor Filtro Anaerobio. En estos digestores la flora se encuentra adherida sobre láminas en forma de finas películas que forman canales de circulación continuos. La existencia de estos canales junto con la circulación descendente del sustrato, ya que la alimentación del sustrato se realiza por la parte superior, eliminan el riesgo de colmatación, permitiendo que los sólidos suspendidos no biodegradables salgan con el efluente, empeorando por tanto su calidad.

- **Reactor de lecho suspendido (UASB Upflow Anaerobic Sludge Blancket)**

Otro tipo de reactor anaerobio, hoy muy utilizado en el tratamiento de aguas residuales, es el UASB. Su fundamento es la obtención de flóculos bacterianos cuyas buenas características de sedimentación, impidan su arrastre fuera del reactor.

El agua residual entra por debajo del reactor, y el efluente tratado sale por la parte superior. El reactor no contiene ningún relleno para soportar el crecimiento biológico ya que los flóculos se mantienen en suspensión sin necesidad de encontrarse adheridos a un soporte inerte.

El lodo formado en el reactor puede considerarse dividido en dos zonas. La zona 1, se llama <<lecho de lodos>> y la zona 2 es la <<manta de lodos>>. La diferencia entre las dos zonas es que el lodo en la primera es mucho más compacto que en la segunda.

Otra característica específica del UASB, corresponde al sistema de recogida de gas o separador gas-líquido-sólido. Para impedir la fuga de flóculos de pequeño tamaño que ascienden adheridos a burbujas de gas, el sistema de sedimentación-desgasificación en la zona superior del reactor, se comporta como un sedimentador interno en el que decantan los sólidos y son retornados al reactor. El diseño de dicho separador interno es imprescindible para minimizar las pérdidas de flóculos de microorganismos.

Un parámetro fundamental de diseño es la velocidad del líquido ya que ha de permitir la suspensión de la biomasa e impedir la decantación de sólidos inertes que disminuyen la actividad del lodo, y a la vez no ocasionar excesivas pérdidas de microorganismos. El sistema de distribución del influente en la base del reactor es otra de las claves de operación y en reactores de gran volumen puede ser limitante.

Es deseable que el influente este exento de sólidos no degradables. Los sólidos degradables son retenidos por el propio lecho y se posibilita su degradación, mientras que la acumulación de sólidos no degradables puede perturbar la estabilidad del digestor.

Inconvenientes:

Proceso de granulación mal conocido

No todas las aguas producen gránulo

Dificultades en el arranque

Sensible a las modificaciones en el caudal y la temperatura

Sensible a altas concentraciones de sólidos en suspensión (deterioro del gránulo)

Necesidad de un buen diseño del separador gas/líquido/sólido

- **Reactor de lecho fluidizado o expandido (LF)**

Este proceso consiste en poner en suspensión, por medio de altas velocidades de recirculación, el relleno de partículas inertes que contiene el digestor sobre el cual se encuentran adheridas las bacterias.

Las biopartículas se mantienen en suspensión formando el lecho fluidizado suministrando una elevada velocidad superficial al fluido ascendente. Esta velocidad de ascenso determina el grado de expansión del lecho. Algunos autores hablan de expansión cuando la longitud del lecho aumenta menos de un 20% de su valor en reposo y fluidización para aumentos superiores. En este último caso la elevada velocidad ascensional expande el lecho hasta un punto en el que la fuerza de gravedad y la fuerza de rozamiento se igualan.

Esta tecnología puede justificarse como una mejora frente a los sistemas de crecimiento sobre soporte estacionario, ya que, estos últimos presentan la desventaja de que se forman gruesas capas de biopelícula (1-9 mm.) que dan lugar a problemas de difusión del sustrato en su interior, posibilidad de colmatación, etc.

La principal limitación del proceso radica en la necesidad de mantener un flujo ascensional elevado y uniforme, que implica un consumo de energía mayor, por lo que el rendimiento energético es menor que en otros reactores.

Inconvenientes:

Alto coste energético en la expansión y fluidización del lecho

Pérdida del material de soporte con el efluente (daños en bombas y otros equipos)

Necesidad de recuperación del soporte arrastrado con el efluente

Poca experiencia a escala real

Mayor mantenimiento de equipos

Requiere un largo y dificultoso arranque (tiempo de arranque de 2 a 3 meses)

- **Contactores Biológicos Rotativos Anaerobios (RBC)**

La patente de este modelo de reactor data de 1928, sin embargo hasta el desarrollo de los soportes plásticos (baratos y efectivos) no se propagó su utilización. Se ha empleado para tratamientos aerobios; pero para tratamientos anaerobios, en el que parecen tener mucho futuro, está aún en fase de desarrollo.

En estos reactores, la biomasa bacteriana se encuentra soportada sobre un material inerte, configurado a modo de discos paralelos (biodiscos), de jaulas cilíndricas

rellenas de diversos materiales (biocilindros), o tambores recorridos internamente por canales (biorrotos). Estos dispositivos se encuentran total o casi totalmente sumergidos, rotando continuamente sobre un eje horizontal, en un tanque cerrado a través del cual fluye el agua residual. La rotación continuada permite la mezcla dentro del tanque y facilita la transferencia del biogás producido a la zona superior del tanque.

La velocidad de rotación ejerce cierto control sobre el grosor de la biopelícula, y suele ser entre 1 y 7 rpm, producida por un mecanismo mecánico o una soplante.

Cuando el espesor de la biopelícula alcanza un determinado grosor, los organismos más en el interior en contacto con el soporte, mueren por falta de nutrientes y las fuerzas hidráulica que ejerce el flujo de influente y la rotación desprenden la biopelícula. Esta materia orgánica es arrastrada por el agua y separada mediante sedimentación por un separador sólido/líquido.

Inconvenientes:

Sistemas de mayor complejidad

Altos costes de operación y de instalación

Las características operacionales de este proceso no están bien establecidas, al no estar muy extendido su uso.

- **Reactor de Contacto con material de Soporte (CASBER)**

Este proceso es esencialmente idéntico al contacto interno, pero con la incorporación de un material inerte en el digestor en forma de pequeñas partículas a las que se adhiere parte de la biomasa y facilita después su reciclado al sedimentar en el decantador. En este caso, la adición de material de soporte es extremadamente limitada en comparación con la cantidad usada comúnmente en, por ejemplo, los reactores de lecho fluidizado. Por su pequeño tamaño, de 5 a 25 μm , poseen una velocidad de sedimentación también pequeña y por tanto se mantienen en suspensión con un nivel relativamente bajo de mezcla.

Un pequeño porcentaje de bacterias es soportada en estas partículas, que pueden ser arenas, plásticos, etc., mientras que un porcentaje sustancial de la biomasa activa permanece como flóculos en suspensión. En el sedimentador se recupera la biomasa en forma de flóculos junto con las partículas a las que se adhiere una biopelícula.

Como en el caso del sistema de contacto interno, la fase principal del proceso es la separación sólido/líquido.

Inconvenientes:

Está en fase de estudio.

- **Reactores híbridos**

En los últimos años se ha desarrollado un tipo de reactores que combina características del sistema de lecho suspendido y del filtro anaerobio de flujo ascendente. La parte correspondiente a éste último comprende el tercio superior del reactor y su función más importante es la retención de la biomasa. La porción inferior del reactor funciona como un UASB donde se mantienen en suspensión los microorganismos en forma de flóculos o gránulos. De esta manera se trata de sumar las ventajas del reactor UASB (altas cargas y simplicidad) con las del filtro anaerobio (altas cargas y resistencia a las sobrecargas).

Estos reactores están en fase de estudio y sus resultados a nivel industrial son aún una incógnita.

En la **tabla 6.1** se resumen las principales características que diferencian y definen a las diferentes tecnologías aplicables al proceso de digestión anaerobia.

TIPO DE REACTOR	TIPO DE CRECIMIENTO	RETENCIÓN DE BIOMASA	TIPO DE FLUJO
DISCONTINUO	SUSPENDIDO	NINGUNO	NINGUNO
TANQUE AGITADO			MEZCLA COMPLETA
TUBULAR			FLUJO PISTÓN
DE CONTACTO		EXTERNO (DECANTADOR)	ASCENDENTE Y RECIRCULACIÓN
UASB		INTERNO (SEPARADOR)	ASCENDENTE
FILTRO ANAEROBIO ASCENDENTE	SOBRE SOPORTE	SOPORTE INTERNO FIJO SIN SEPARADOR	ASCENDENTE
FILTRO ANAEROBIO DESCENDENTE			DESCENDENTE Y RECIRCULACIÓN
RBC			HORIZONTAL
LECHO EXPANDIDO		SOPORTE MÓVIL Y SEPARADOR INTERNO	ASCENDENTE
LECHO FLUIDIZADO		ASCENDENTE	
HÍBRIDO	SUSPENDIDO Y SOBRE SOPORTE	ARRIBA: SUSPENDIDO ABAJO: SOPORTE FIJO	ASCENDENTE
CASBER		SEPARADOR EXTERNO	ASCENDENTE Y RECIRCULACIÓN

Tabla 6.1: Esquema comparativo de las diferentes tecnologías anaerobias.

Fuente: [López, 2005]

La elección de una determinada tecnología para el tratamiento de un vertido específico es una tarea compleja en la que intervienen múltiples variables a considerar. Se puede considerar que todas esas variables se engloban en dos grupos:

- Factores derivados de la naturaleza del vertido.
- Factores derivados de las limitaciones impuestas: legales, técnicas, económicas, etc.

A continuación se describirán las variables más representativas de cada grupo.

✓ Factores derivados de la naturaleza del vertido

Las características del sustrato a degradar son determinantes para seleccionar una tecnología concreta que sea capaz de depurar dicho vertido. Las variables más significativas son:

Concentración de materia orgánica del vertido: expresada como S_o y con dimensiones de gDQO/l. A mayor concentración del vertido se precisan digestores con mayor concentración de microorganismos y con mayor TRS para obtener la eficacia depurativa adecuada. En realidad la variable útil en este sentido es la Carga Orgánica Suministrada L , que se define como la cantidad de materia orgánica que se trata por unidad de volumen de digestor y de tiempo (gDQO/l · día) y que se relaciona con S_o mediante la siguiente expresión: $L = S_o/TRH$

Cuando S_o es muy elevado el TRH utilizado debe aumentarse, también, a fin de conseguir una depuración determinada. Esto implica aumentar el volumen de reactor o disminuir el caudal de alimentación.

En todo caso, en lo que se refiere a la concentración del vertido, aquellos sistemas que consiguen mayor concentración de biomasa, toleran mayores cargas orgánicas.

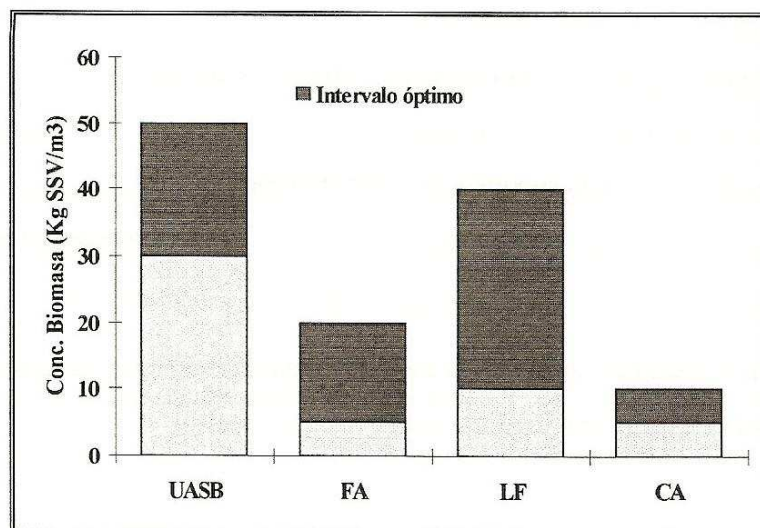


Figura 6.4: Concentraciones típicas de biomasa en distintas configuraciones de reactores [Fdez-Polanco y García, 1993]

Como se muestra en la **figura 6.4**, el sistema UASB permite la acumulación de altas concentraciones de biomasa, y la biomasa contenida en un lecho fluidizado es del mismo orden de magnitud, mientras que el filtro anaerobio y los procesos de contacto alcanzan menores concentraciones. En función de la concentración de microorganismos presentes en el medio, cada reactor actúa dentro de unos márgenes limitados de velocidad de carga orgánica.

Este es el rango de velocidad de carga orgánica típico (gDQO/l ·día) para las configuraciones de reactores más empleadas:

Reactor de contacto anaerobio: 1-6

Reactor de lecho suspendido UASB: 5-30

Filtro anaerobio: 1-12

Reactor de lecho fluidizado: 10-40

Sólidos en suspensión: Algunos vertidos presentan altos contenidos en sólidos en suspensión de difícil degradación. Determinadas tecnologías no son adecuadas para el tratamiento de estos vertidos, bien porque producen un fallo físico en el funcionamiento del digester, o simplemente porque no se consigue su degradación.

Como se expone en la **figura 6.5**, los diferentes digestores pueden clasificarse en función de las concentraciones de DQO y sólidos en suspensión que toleran.

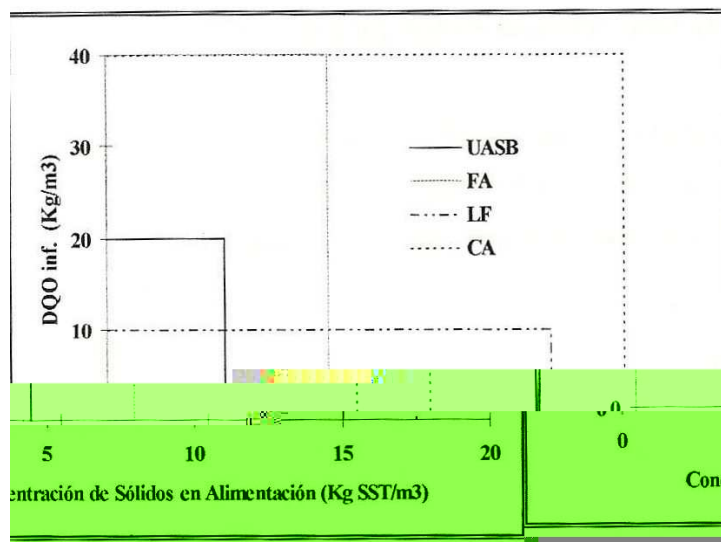


Figura 6.5: Régimen de operación típico (DQO-SST en la alimentación) para distintas configuraciones de reactores [Fdez-Polanco y García, 1993].

El sistema más sensible a los sólidos en suspensión es el UASB, que tiende a acumular sólidos con pérdida de actividad ya que puede causar el deterioro del lodo granular así como inducir al lavado de la biomasa.

Estabilidad en las condiciones de alimentación: Normalmente las características de los vertidos que se desean depurar no son constantes en el tiempo. Así, suelen variar tanto el caudal de vertido como sus características físico-químicas. En estos casos se requiere un reactor que tenga una gran flexibilidad de operación bajo diferentes condiciones como pueden ser los reactores que cuentan con una biopelícula fija –sobre todo los filtros anaerobios- en los que las altas concentraciones de microorganismos permiten operar en condiciones variables sin desestabilizarse y, en todo caso, su capacidad de recuperación tras una sobrecarga (térmica, de pH, de concentración, etc.) es muy buena.

✓ Factores derivados de limitaciones impuestas

Estas limitaciones pueden ser de diferente naturaleza, entre otras se pueden poner como ejemplo los siguientes condicionantes que habrán de considerarse a la hora del diseño de la instalación.

Calidad requerida del efluente, en cuanto a su carga orgánica y en cuanto a los sólidos en suspensión generados.

Cantidad de materia orgánica a tratar por día, es preciso conocer no sólo las características del agua a tratar sino también el caudal diario de la misma. En función de este parámetro se deberá elegir una tecnología que se pueda dimensionar de acuerdo con este dato.

Mientras que la capacidad de los reactores con biomasa inmovilizada está limitada por la actividad de los microorganismos, en los de biomasa libre (UASB y reactor de Contacto) está limitada por factores hidráulicos.

Factores económicos, conociendo la carga orgánica a tratar, así como la depuración requerida, es posible seleccionar uno u otro reactor. Según la tecnología escogida, el volumen del reactor será diferente: menor para aquellos que puedan trabajar con TRH menores. Por tanto, éstos tendrán un coste de instalación menor en lo que se refiere al tanque. Sin embargo hay también que considerar los costes de operación, así como el ingreso que supone la producción de metano.

Como **conclusión** del apartado, se va a realizar la selección de la tecnología más adecuada (de entre las más empleadas industrialmente, puesto que para el resto de las tecnologías los inconvenientes mencionados en su correspondiente apartado ocasionan que ni siquiera se cuestione su aplicación) considerando todos los factores descritos que influyen en la selección y sopesando las ventajas e inconvenientes de cada una de ellas.

De las cuatro tecnologías más difundidas (UASB, CA, FA, LF), se descarta el reactor de contacto anaerobio porque es el que consigue menor concentración de microorganismos y tolera menor carga orgánica, necesitando un TRH mayor y por tanto, un gran volumen de reacción. Seguidamente, se descarta la tecnología de lecho fluidizado; el motivo principal es el gran gasto energético que le caracteriza. Por último, a pesar de tolerar las mayores cargas orgánicas y por tanto obtener un volumen de reactor menor que con el filtro anaerobio, se va a descartar el reactor de lecho suspendido UASB. Esto se debe principalmente a que el gran hándicap que presentan dichos reactores es que se requiere la formación de flóculos bacterianos para llevar a cabo la depuración, y puesto que no se dispone de referencias sobre si las vinazas tratadas son capaces de producir estos gránulos, no estaría asegurada la depuración. Además, los sistemas UASB son muy sensibles a la concentración de sólidos en suspensión (ver **figura 6.5**) porque dichos sólidos provocan la desfloculación del lodo (efecto inverso al deseado) y, a pesar de que el vertido tratado en el presente Proyecto es sometido a un tratamiento físico para eliminar dichos sólidos, sigue conteniendo materia en suspensión que resultaría fatal para este reactor. Asimismo, cualquier variación de temperatura o de carga orgánica o hidráulica le perturba excesivamente.

Finalmente, se ha optado por el **Filtro Anaerobio de Flujo Descendente**, esto es un tratamiento con biomasa fija, entre las ventajas y desventajas de esta tecnología se encuentran:

VENTAJAS:

Bajos costes de operación

Economía de espacio

Elevada estabilidad del proceso

Flexibilidad del proceso ante variaciones de carga

Tiempos de retención de microorganismos elevados

Rápidos rearranques del sistema tras paradas prolongadas

DESVANTAJAS:

Elevado coste del material empleado (60% del coste total)

Pérdidas de presión durante la operación debido a la acumulación de biomasa

Operación limitada a vertidos con baja concentración en material particulado

Elevados períodos de puesta en marcha

6.3. Selección del rango de temperatura de trabajo: sistemas mesofílicos y termofílicos

Otro factor importante que se debe fijar a la hora del diseño del sistema de la digestión anaerobia es la temperatura de operación. Existen dos rangos óptimos:

- Rango mesofílico
- Rango termofílico

El factor que diferencia estos dos sistemas es la temperatura. La temperatura es un parámetro físico fundamental en cualquier proceso bioquímico, por lo tanto también lo será en el caso de digestión anaerobia.

La digestión anaerobia se realiza a altas temperaturas lo que favorece la mejor separación sólido-líquido, la mayor velocidad de degradación y la minimización de bacterias y microorganismos patógenos.

- Sistema Mesofílico: Los microorganismos mesofílicos actúan a temperaturas comprendidas entre los 14°C y 35°C. Generalmente, las temperaturas de trabajo se encuentran entre los 30-35 °C pues en este intervalo las bacterias mesofílicas actúan de forma óptima. [Valcárcel, 1985].

Este rango es el más estudiado y el más utilizado actualmente para la digestión anaerobia. Se ha aplicado a todo tipo de residuos sólidos y efluentes líquidos.

- Sistema Termofílico: Los microorganismos termofílicos actúan a temperaturas comprendidas entre los 35°C y los 65°C y entre los 55-60 °C se encuentra su temperatura óptima de trabajo [Valcárcel, 1985]. Como la velocidad de reacción de las reacciones bioquímicas aumenta con la temperatura, la digestión termofílica se lleva a cabo a una velocidad muy superior a la digestión mesofílica, esto permite una reducción importante del TRH y un aumento en la producción de biogás, lo que implicaría además una disminución en el tamaño de las instalaciones necesarias, y con ello se reducirían los costes de inversión de dicha instalación.

Además, un tratamiento por encima de los 50°C reúne en un solo paso el tratamiento de digestión anaerobia y de higienización, es decir, se produce la eliminación de patógenos.

El aumento en la producción de biogás puede contemplarse en la **figura 6.6**.

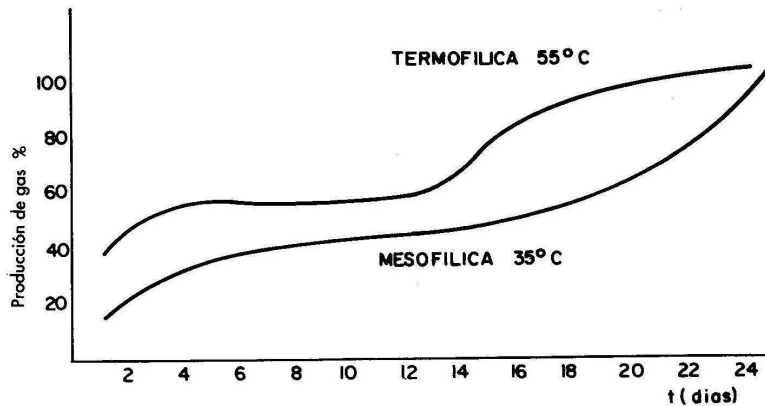


Figura 6.6: Producción de gas en condiciones mesofílicas y termofílicas.

Fuente: [Hdez. Muñoz, 2001]

Por el contrario, la aportación energética necesaria para mantener la temperatura del sistema resulta demasiado elevada y, con frecuencia, implica la no rentabilidad del proceso.

Es importante también destacar los problemas de estabilización que se dan en este rango de temperaturas, ya que las bacterias termofílicas son más sensibles que las mesofílicas, así pequeñas oscilaciones de temperatura dentro del rango termofílico tienen un significativo efecto sobre la estabilidad del proceso, resultando más complejo el control del digestor.

Por estas razones, el empleo en la práctica de la digestión termofílica está muy limitado.

Una vez conocidas las ventajas e inconvenientes de la digestión anaerobia en ambos rangos, se ha optado por el régimen mesofílico, la razón principal para descartar el rango termofílico es el mayor coste energético que conlleva; además, los posibles problemas de estabilización en dicho régimen complicarían el control de la planta.

Para mantener, por tanto, las condiciones de temperatura óptima para el rango mesofílico dentro del reactor, se instalará en la planta un intercambiador de calor donde las vinazas calientes procedentes de la destilería cederán su calor a las vinazas que ya se han enfriado como consecuencia de su recorrido por la planta depuradora de vinazas.

Capítulo 7. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO ELEGIDO

7.1. Descripción del sistema de digestión anaerobia

7.1.1. Microbiología de la digestión anaerobia

De forma simple, la digestión anaerobia es la transformación por vía biológica anaerobia de la materia orgánica de las vinazas de melaza a productos finales inertes, como son gases y sales minerales. En dicha transformación intervienen dos tipos de microorganismos: Las bacterias productoras de ácidos que transforman la materia orgánica a productos intermedios, que a su vez, son transformados a productos finales por medio de las metanobacterias o productoras de metano.

No obstante, la división realizada en dos etapas es una gran simplificación ya que una descripción más detallada de la degradación anaerobia de la materia orgánica permite considerar hasta cuatro etapas sucesivas con diferentes poblaciones implicadas en una o varias de ellas: [García, 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”.

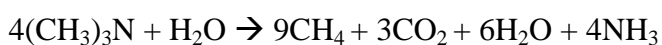
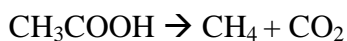
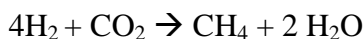
4.-Fermentación metanogénica

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: aquellas que implican a una molécula de dióxido de carbono y al hidrógeno que son convertidas en metano y agua, y 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 [Hdez. Lehmann, 2002].

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



En la siguiente figura se encuentran las etapas teóricas de la digestión anaerobia según Metcalf & Eddy (1995):

Etapas teóricas

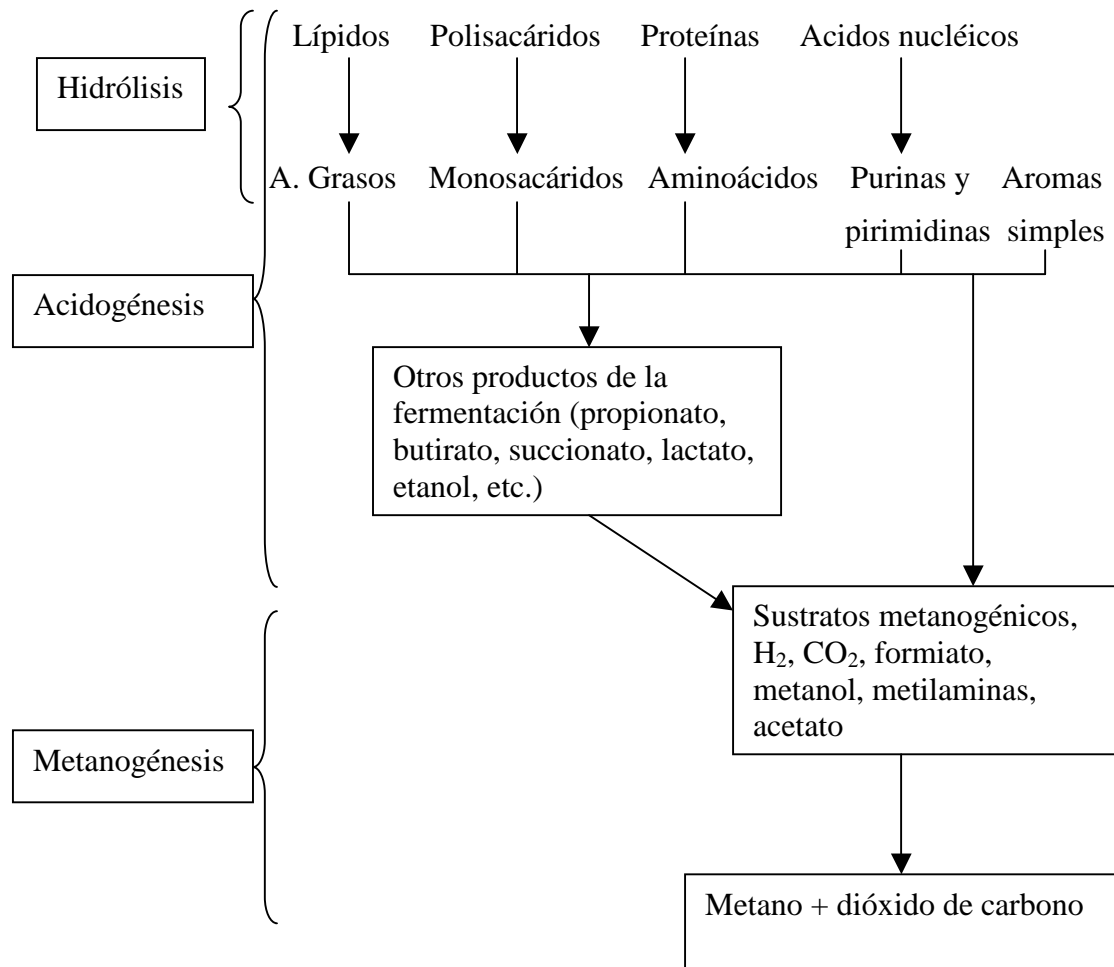


Figura 7.1: Etapas teóricas de la digestión anaerobia [Metcalf & Eddy, 1995].

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

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 que:

-Si los procesos individuales que afectan a la velocidad global transcurren por caminos paralelos e independientes, la velocidad global será la suma de las diferentes velocidades individuales.

-Si el proceso global requiere que se efectúen sucesivamente (en serie) las diferentes etapas individuales que lo componen, 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 (la de la etapa 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 simplificada habitualmente puesto que se considera que las diferentes etapas de transferencia de materia y la de reacción química (considerada como un todo) 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 lenta. Normalmente, en el caso de la degradación anaerobia se considera que la etapa de reacción es la limitante de la velocidad [Nebot, 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.

Puede suponerse, sin gran pérdida de rigurosidad, que el consumo de sustrato se realiza primordialmente por la ruta catabólica (que conlleva una producción estequiométrica de metano) y las rutas anabólicas (síntesis de nuevo material celular y síntesis de productos bioquímicos complejos) contribuyen relativamente poco a tal consumo de sustrato (máxime si se considera que las cantidades de microorganismos en los procesos anaerobios son muy pequeñas) [Nebot, 1992].

→El esquema representativo de las reacciones bioquímicas específicas que dan lugar a la transformación deseada en el caso del proceso de digestión anaerobia 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 metano.

Respecto este conjunto de reacciones consecutivas que dan lugar a la transformación del sustrato en metano cabe mencionar que en todas ellas la etapa metanogénica es mucho más lenta. En consecuencia, puede admitirse que la velocidad de reacción global corresponde a la de la etapa metanogénica [Nebot, 1992].

Admitiendo todas las hipótesis anteriores, la ecuación cinética del proceso anaerobio corresponderá a la de la transformación metanogénica 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, que se realiza gracias al concurso de un conjunto de microorganismos, puede tratarse como si se debiese únicamente a la acción de las bacterias de la flora metanogénica y, en consecuencia, podrán 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):

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S}$$

en la que μ es la velocidad de crecimiento específica de los microorganismos; μ_{\max} corresponde a su valor máximo; K_s es la constante de afinidad o saturación por sustrato y corresponde al valor de la concentración de sustrato para el que μ es la mitad de su

valor máximo (μ_{\max}) 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 el modelo de Contois, Andrews y Ierusalimsky. Estos tres modelos corresponden a variaciones del modelo de Monod y cada uno pretende incluir alguno de los efectos mencionados.

Resumiendo, la principal desventaja que presenta el modelo cinético descrito por Monod es que los parámetros cinéticos no representan el comportamiento de ciertos sustratos complejos. Sin embargo, este no es el caso de las vinazas de melaza de caña de azúcar.

Al realizar una búsqueda bibliográfica sobre la cinética de las vinazas de melaza de caña de azúcar tratadas mediante digestión anaerobia se encontró muy poca información; Borja et al. (1996) trataron las vinazas de melaza procedente de la caña de azúcar en un reactor con un relleno tipo goma de neumáticos y agitación mecánica continua, y estudiaron la cinética, obteniendo unos 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.

- **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:

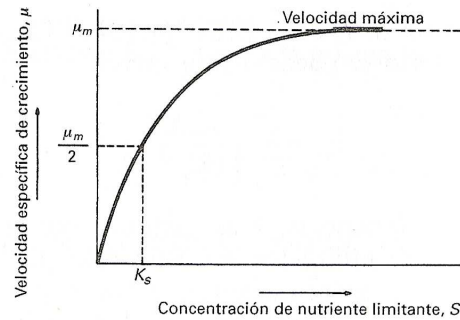


Figura 7.2: Los efectos de un nutriente limitante sobre la velocidad específica de crecimiento [Metcalf & Eddy, 1995].

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:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \quad 7.1$$

Dónde:

μ = Velocidad de crecimiento específica de los microorganismos (día^{-1})

μ_{\max} = Velocidad máxima de crecimiento específica de los microorganismos (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:

$$Y_{x/s} = \frac{dX}{-dS} \quad 7.2$$

Dónde X es la concentración de microorganismos presentes en el digestor (gSSV/l). La ecuación puede transformarse a:

$$Y_{x/s} = \frac{\frac{dX}{dt}}{-\frac{dS}{dt}} \quad 7.3$$

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

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad 7.4$$

Combinando las **ecuaciones 7.1 y 7.4** se deduce la expresión de la velocidad de consumo de sustrato (dS/dt):

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{max} X S}{Y_{x/s} (K_s + S)} \quad 7.5$$

Una de las ventajas del Modelo de Monod es que los parámetros cinéticos (μ_{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 (μ_{max}) y cuando cesa la misma.

El modelo que va a proporcionarnos los parámetros cinéticos de la degradación de las vinazas de melaza procedente de la caña de azúcar es una expresión tipo Monod, derivada de ella, teniendo en cuenta la relación alimentación/microorganismos.

La carga orgánica por biomasa, también llamada relación Alimentación: Microorganismos (F:M) expresa la masa de materia orgánica por unidad de tiempo y de masa de microorganismos:

$$L_x = S_i Q / XV \quad 7.6$$

Donde:

L_x es la carga orgánica por biomasa (gDQO/gSSV·día)

S_i es la concentración de sustrato en el influente (gDQO/m³)

Q es el caudal volumétrico (m³/día)

X es la concentración de biomasa en el reactor (gSSV/ m³)

V es el volumen del reactor (m³)

Si se divide el numerador y el denominador de la **ecuación 7.5** por la concentración de biomasa (X), se tiene que la velocidad de consumo de sustrato, a la que se le denominará R, será:

$$R = \frac{\mu_{\max} X \cdot S / X}{Y_{x/s} (K_s / X + S / X)} \quad 7.7$$

Si se denomina como k al cociente $\mu_{\max}/Y_{x/s}$ y se utiliza la expresión de la carga orgánica por biomasa (**ecuación 7.6**) para sustituir los valores de las concentraciones por unidad de biomasa, la velocidad de consumo de sustrato queda:

$$R = \frac{kXL_x}{K_L + L_x} = qX \quad 7.8$$

Donde:

R es la velocidad de consumo de sustrato (masa/volumen·tiempo)

k es la velocidad de consumo de sustrato específica máxima (masa/masa·tiempo)

X es la concentración de biomasa en el reactor (masa/volumen)

K_L es la velocidad de carga orgánica a $R = k/2$ (masa/masa·tiempo)

q es la velocidad de consumo de sustrato específica (masa/masa·tiempo)

Una vez expuesto el modelo propuesto para interpretar la velocidad específica de crecimiento de microorganismo se van a obtener las ecuaciones de diseño suponiendo que se trata de un reactor de mezcla completa (respecto la fase líquida), en continuo y sin recirculación de sólidos. El modelo de flujo que se va a considerar es el de mezcla completa puesto que los experimentos realizador 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. Además, se va a considerar que la producción de biogás que tiene lugar durante la digestión de las vinazas junto con la recirculación de biogás que se va a realizar proporcionan el grado de mezcla necesario para poder asimilarlo plenamente a un reactor ideal de mezcla completa.

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

Variación de la cantidad de sustrato	=	Sustrato en la alimentación	-	Consumo de sustrato	-	Sustrato en el efluente
--	---	-----------------------------------	---	------------------------	---	----------------------------

Variación de la cantidad de microorganismos	=	Microorganismos en la alimentación	-	Crecimiento de microorganismos	-	Microorganismos en el efluente
---	---	--	---	-----------------------------------	---	-----------------------------------

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:

$$(dS / dt)_{net}V = QS_i - RV - QS \quad \mathbf{7.9}$$

$$(dX / dt)_{net}V = Y_{x/s}RV - K_dXV - QX_e \quad \mathbf{7.10}$$

Dónde:

S_i y S es la concentración de sustrato en el influente y efluente respectivamente

V es el volumen del reactor

Q es el caudal volumétrico

X y X_e es la concentración de biomasa en el reactor y en el efluente respectivamente

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

R es la velocidad de consumo de sustrato

K_d es el coeficiente de muerte microbiana

En estado estacionario, combinando las **ecuaciones 7.8** y **7.9** se obtiene la siguiente relación:

$$S = S_i - \left[\frac{kS_i}{K_L + L_x} \right] \quad \mathbf{7.11}$$

De la **ecuación 7.8** se puede obtener la siguiente expresión linealizada:

$$1/q = (K_L/k)(1/L_x) + (1/k) \quad \mathbf{7.12}$$

Igualmente, a partir de la **ecuación 7.10** y la definición del tiempo de retención de sólidos (**ecuación 7.14**) se obtiene una expresión linealizada en estado estacionario:

$$1/\theta_c = Y_{x/s}q - K_d \quad \mathbf{7.13}$$

Dónde θ_c es el tiempo de retención de sólidos (tiempo).

El tiempo de retención de sólidos definido como el tiempo medio que la biomasa permanece en el sistema, fue determinado usando esta ecuación:

$$\theta_c = X_T / QX_e = X \cdot V / QX_e \quad \mathbf{7.14}$$

Dónde X_T es la biomasa total en el sistema (masa).

7.1.3. Condiciones óptimas de operación

Al objeto de mantener un sistema de tratamiento anaerobio que establezca correctamente el residuo orgánico, los microorganismos formadores de ácidos y de metano deben 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 volátiles será menor 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.

Por tanto, entre los factores que influyen en la degradación bacteriana y en la producción de gas se encuentran: pH, alcalinidad, acidez volátil, temperatura, nutrientes, inhibidores, etc. Todos ellos han de controlarse a fin de mantener las condiciones más adecuadas para el desarrollo de las metanobacterias.

- **Inhibidores**

La inhibición de los procesos de digestión anaerobia puede ser producida por diferentes materias tóxicas presentes en el medio. Estas sustancias pueden proceder de la corriente de alimentación o ser productos de la actividad metabólica de las bacterias presentes en el digestor. Así pueden actuar como inhibidores de la metanogénesis sustancias como el anión sulfuro, los ácidos grasos volátiles (que son intermediatos de

la degradación anaerobia), el ión amonio, los metales alcalinos o alcalinotérreos y los metales pesados.

A continuación se expone el efecto tóxico de estas sustancias (exceptuando los ácidos grasos volátiles que se explican en el siguiente apartado):

→**Inhibición por metales alcalinos o alcalinotérreos:** Los cationes metálicos ligeros (alcalinos o alcalinotérreos) suelen estar presentes en cantidades apreciables en las aguas residuales y, por otra parte, son introducidos en los reactores anaerobios formando parte de la mayoría de las bases utilizadas en la neutralización del medio. Estos cationes pueden mostrar efectos estimulantes o efectos tóxicos sobre la población microbiana global, dependiendo de su concentración. Además su presencia conjunta en el medio da lugar a interacciones complejas. Los más comunes son: sodio, potasio, calcio y magnesio.

En la **tabla 7.1** se exponen las concentraciones de estos cationes metálicos que muestran efectos estimulantes o fuertemente inhibitorios para la digestión anaerobia.

CACIÓN	CONCENTRACIÓN ESTIMULANTE (mg/l)	CONCENTRACIÓN FUERTEMENTE INHIBITORIA (mg/l)
SODIO	100-200	8000
POTASIO	200-400	12000
CALCIO	100-200	8000
MAGNESIO	75-150	3000

Tabla 7.1: Concentraciones estimulantes e inhibitorias de los cationes metálicos ligeros para los procesos anaerobios [Nebot, 1992].

Como se puede observar en la **tabla 5.1** del Apartado 5.2 de esta Memoria, en el caso bajo estudio, las concentraciones de los metales alcalinos citados no llegan a valores de concentración fuertemente inhibitoria.

→**Inhibición por metales pesados:** Los efectos tóxicos de los metales dependen de varios factores:

-Compuesto que forma el metal; el mismo metal formando distinto compuesto puede mostrar inhibición o no.

-Tiempo de exposición y concentración.

-Agentes precipitantes: La concentración de metales está muy relacionada con la presencia de agentes precipitantes, fundamentalmente aniones S^{2-} y CO_3^{2-} que forman sales insolubles, esto hace que dichos metales sean inaccesibles a las bacterias.

En la **tabla 7.2** se indican las concentraciones de los metales pesados que muestran efecto inhibitor para la digestión anaerobia.

Cobre	0.5 mg /l
Cromo (VI)	3.0 mg /l
Níquel	2.0 mg /l
Zinc	1.0 mg /l

Tabla 7.2: Concentraciones de metales pesados (en forma soluble) que resultan fuertemente inhibitorias en los procesos anaerobios [Malina y Pohland, 1995].

A esto debe añadirse que porque un residuo contenga una sustancia que se sepa tóxica para las bacterias anaerobias no quiere decir que no se pueda tratar con éxito mediante digestión anaerobia. Como la mayoría de los microorganismos, las bacterias anaerobias pueden desarrollar una tolerancia a una gran variedad de inhibidores.

→**Inhibición por sulfuros:** Los sulfatos y otras formas oxidadas del azufre son fácilmente reducibles a sulfuro en las condiciones anaerobias que se dan en los digestores. Los niveles de toxicidad del sulfuro varían según los medios fermentables, y otras variables, en el rango de 200 y 1500 mg/L [Nebot, 1992].

El sulfato en sí mismo no es un inhibidor, pero cuando se encuentra en determinadas concentraciones estimula el desarrollo de las sulfatobacterias que generan el sulfuro de hidrógeno además de competir con las bacterias metanogénicas en la utilización de sustrato (acético e hidrógeno).

La inhibición por sulfuro de hidrógeno es más común que ocurra en aguas residuales que tienen poca concentración de DQO y la relación DQO/SO_4^{2-} es menor

que 7,5 [Malina y Pohland, 1995]. En el caso que nos ocupa la relación $DQO/SO_4^{2-} = 18,50$ con lo cual podemos descartar la inhibición de las bacterias metanogénicas por sulfuro de hidrógeno.

→**Inhibición por nitrógeno amoniacal:** Aunque el amoníaco juega un papel importante en el sistema tampón del medio, altas concentraciones del mismo pueden ser perjudiciales para el sistema. Durante la digestión anaerobia, los compuestos orgánicos nitrogenados como proteínas o aminoácidos serán degradados formando nitrógeno inorgánico que estará presente de dos formas, como ión amonio (NH_4^+) y como amoníaco (NH_3), el que esté en más o menos proporción de una forma o de otra depende del pH.

Como en el caso del sulfuro, la forma no ionizada (NH_3) es la más tóxica y en este caso, cuanto más alto sea el pH la proporción de nitrógeno inorgánico presente en la forma de amoníaco aumentará, por tanto el pH alcalino favorece la toxicidad.

Está generalmente aceptado que las bacterias metanogénicas no aclimatadas se inhiben a una concentración de amoníaco libre (NH_3) mayor de 50-80 mg/l [Malina y Pohland, 1995].

También se afirma que concentraciones de nitrógeno amoniacal total (NH_3 y NH_4^+) de 1500 a 3000 mg/l son inhibitorias, mientras que por encima de 3000 mg/l son fuertemente inhibitorias [Malina y Pohland, 1995].

Como se puede observar en la **tabla 5.1** del Apartado 5.2 de esta Memoria, en el caso bajo estudio, la concentración de nitrógeno amoniacal total es 10,94 mg/l, por tanto no es de esperar inhibición por estos compuestos.

- **Importancia del pH**

El pH depende de las reacciones ácido-base. Dentro del proceso de digestión ocurren multitud de estas reacciones. Por lo tanto, el pH es un índice global de lo que ocurre en el digestor a dicho nivel.

Los organismos que intervienen en el proceso de digestión anaerobia son diferentes y para que puedan coexistir dentro del digestor debe establecerse un equilibrio entre la producción de ácidos y su consumo, ya que algunas bacterias pueden ser inhibidas por ciertos valores del pH. Así, en el rango mesofílico, los niveles de actividad óptimos se encuentran entre 7,2-7,4 para las bacterias hidrolíticas, próximo a

6 para las acidogénicas, entre 6-6,2 para las acetogénicas y 6,5-7,5 para las bacterias formadoras de metano, las más sensibles. A pH inferiores a 6,5 existe una fuerte producción de ácidos volátiles por las bacterias acidogénicas presentes en el medio que disminuye significativamente la actividad de las metanobacterias hasta que, por debajo de 5,5 cesa completamente. En estas condiciones, el pH puede ser regulado por la adición de un tampón debido a la capacidad de amortiguación de los grupos amino de las proteínas. La capacidad de amortiguación de un grupo amino depende del pKa de este grupo, que a su vez depende del entorno químico y del estado de oxidación del átomo de nitrógeno. La capacidad de amortiguación de un grupo amino es máxima cuando el pH es igual al pKa de este grupo. La capacidad de amortiguación de un grupo amino es mínima cuando el pH es dos unidades por encima o por debajo del pKa de este grupo.

La alcalinidad informa sobre la capacidad de amortiguación del medio, y la capacidad de amortiguación del medio depende de la frecuencia de la anomalía. La capacidad de amortiguación del medio depende de la capacidad de amortiguación de los grupos amino de las proteínas.

el pH del medio en torno a 7,2 en condiciones mesofílicas [Nebot, 1992]. Si el sustrato carece de nitrógeno, los iones amonio son sustituidos por los cationes sodio y potasio (alcalinidad bicarbónica). Por tanto, la solubilización del CO₂ en el líquido permite aumentar la alcalinidad original del efluente.

-Para un pH y una concentración de ácidos volátiles, existe una relación entre los ácidos libres y sus sales. Este hecho provoca una cierta capacidad reguladora del pH del medio y constituye la denominada alcalinidad acética. [Nebot, 1992; Pérez, 1995].

Cuando los valores de alcalinidad se encuentran por encima de 2000 mg/L (como bicarbonato sódico) se considera que el sistema proporciona una capacidad amortiguadora adecuada, corrigiéndola mediante la adición de una base si no se alcanza este valor mínimo [Nebot, 1992].

Respecto los ácidos volátiles, numerosos autores han llegado a la conclusión de que el metabolismo de las bacterias metanogénicas es óptimo en presencia de pequeñas concentraciones de ácidos volátiles. Por esta razón, la digestión anaerobia ha de realizarse en condiciones favorables para que exista un equilibrio entre la velocidad de producción de ácidos y su transformación en metano. Los valores óptimos están comprendidos entre 50 y 500 mg/l como ácido acético, siendo un valor extremo 2000 mg/l [Hdez. Muñoz, 2001].

El aumento de la concentración de ácidos volátiles puede venir producido por una sobrecarga de alimentación o por una inhibición de las metanobacterias. A su vez, una gran concentración puede provocar la rotura de la capacidad tampón de la vinaza, disminución del pH y, en consecuencia, inhibición de las bacterias formadoras de metano [Hdez. Muñoz, 2001].

- **Potencial Redox**

El ambiente anaerobio implica ausencia de oxígeno y además un potencial redox muy bajo, habitualmente negativo. La tolerancia de las bacterias metanogénicas a los cambios en el potencial redox es menor que en el caso de las otras especies implicadas en la degradación anaerobia, ya que son anaerobias estrictas. El potencial redox condiciona la actividad de la flora metanogénica, que parece crecer adecuadamente en el rango de potenciales entre -520 y -530 mV [Hdez. Muñoz, 2001].

- **Efectos de la temperatura**

La temperatura es un importante parámetro ambiental a tener en cuenta en los procesos anaerobios. La temperatura del medio de fermentación afecta a las constantes de equilibrio involucradas, produciendo variaciones en los valores de diferentes parámetros (alcalinidad, pH, concentración de iones en el medio, etc) que pueden provocar precipitaciones o redisoluciones de compuestos inorgánicos, cambios en la composición del biogás. Pero afecta, fundamentalmente, a la actividad biológica de los microorganismos. Generalmente las temperaturas de trabajo se encuentran entre los 30-35 °C o entre los 55-60 °C pues en estos intervalos las velocidades de crecimiento de las bacterias mesofílicas y termofílicas y de degradación son máximas.

En la **figura 7.3** se muestra una comparación de las velocidades de crecimiento de los microorganismos en los rangos mesofílico y termofílico. Para ambos rangos de trabajo se puede observar que la velocidad de crecimiento de los microorganismos aumenta con la temperatura hasta alcanzar un máximo, a partir del cual empieza a disminuir.

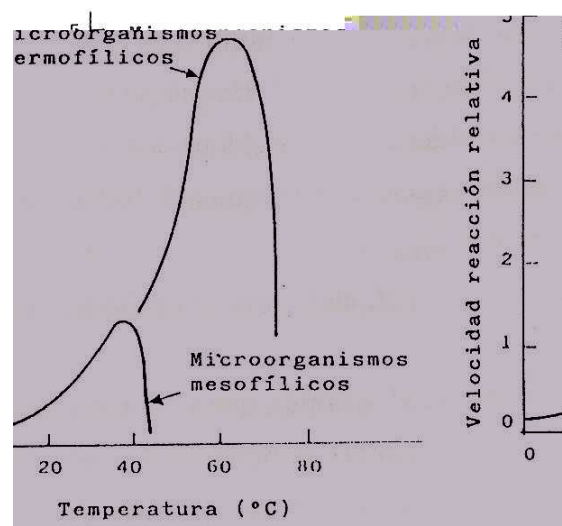


Figura 7.3: Efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción del metabolismo bacteriano [Lora y Miró, 1978].

En la **figura 7.4** se presenta la influencia que tiene la temperatura en la producción de metano para un proceso anaerobio mesofílico (el caso bajo estudio). En ella se puede observar que la tasa de producción de metano aumenta con la temperatura hasta alcanzar un máximo, a partir del cual empieza a disminuir.

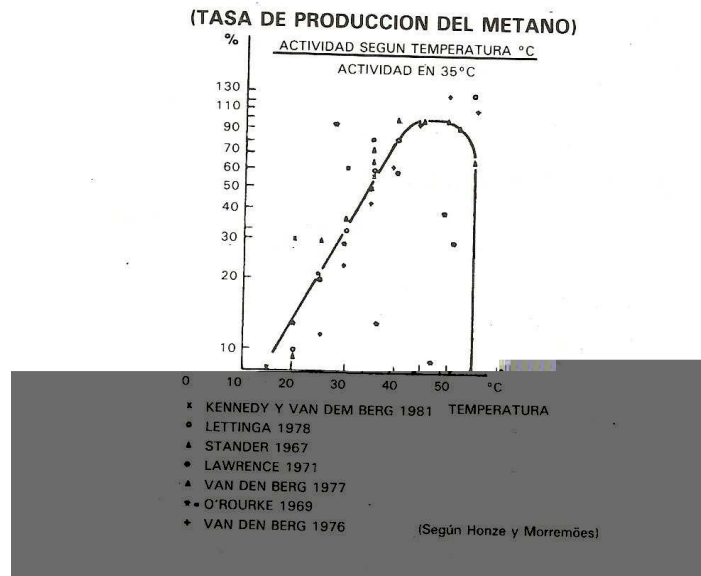


Figura 7.4: Influencia de la temperatura en los procesos anaerobios mesofílicos

Fuente: [Hdez. Muñoz, 2001].

Por tanto, será necesario mantener las vinazas en el interior del reactor a 35°C y que esta temperatura no varíe más de un grado al día.

- **Nutrientes**

Los nutrientes pueden definirse como aquellos compuestos necesarios para que los microorganismos puedan realizar sus funciones vitales. Los tres elementos esenciales son: carbono, nitrógeno y fósforo. Además, deben estar presentes en el medio en la relación adecuada. Generalmente se admite como aceptable que los influentes de los digestores anaerobios tengan una relación DQO/N/P de 600/7/1 [Lema et al., 1993], relación que cumplen las vinazas de melaza aquí tratadas, 600/9,19/1,50.

7.2. Diagrama de flujo del proceso

A continuación, en la **figura 7.5** se presenta el diagrama de flujo del sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia, objeto de este Proyecto. En él, se muestran todas las unidades de las que consta el proceso diseñado. No se encuentran especificados los equipos auxiliares, como son los depósitos de almacenamiento de hidróxido sódico diluido o las bombas y soplantes, aunque también han sido diseñados en el presente Proyecto.

Los cálculos realizados para la estimación de cada corriente se encuentran recogidos en el **Anexo n°1** de los Anexos de la Memoria.

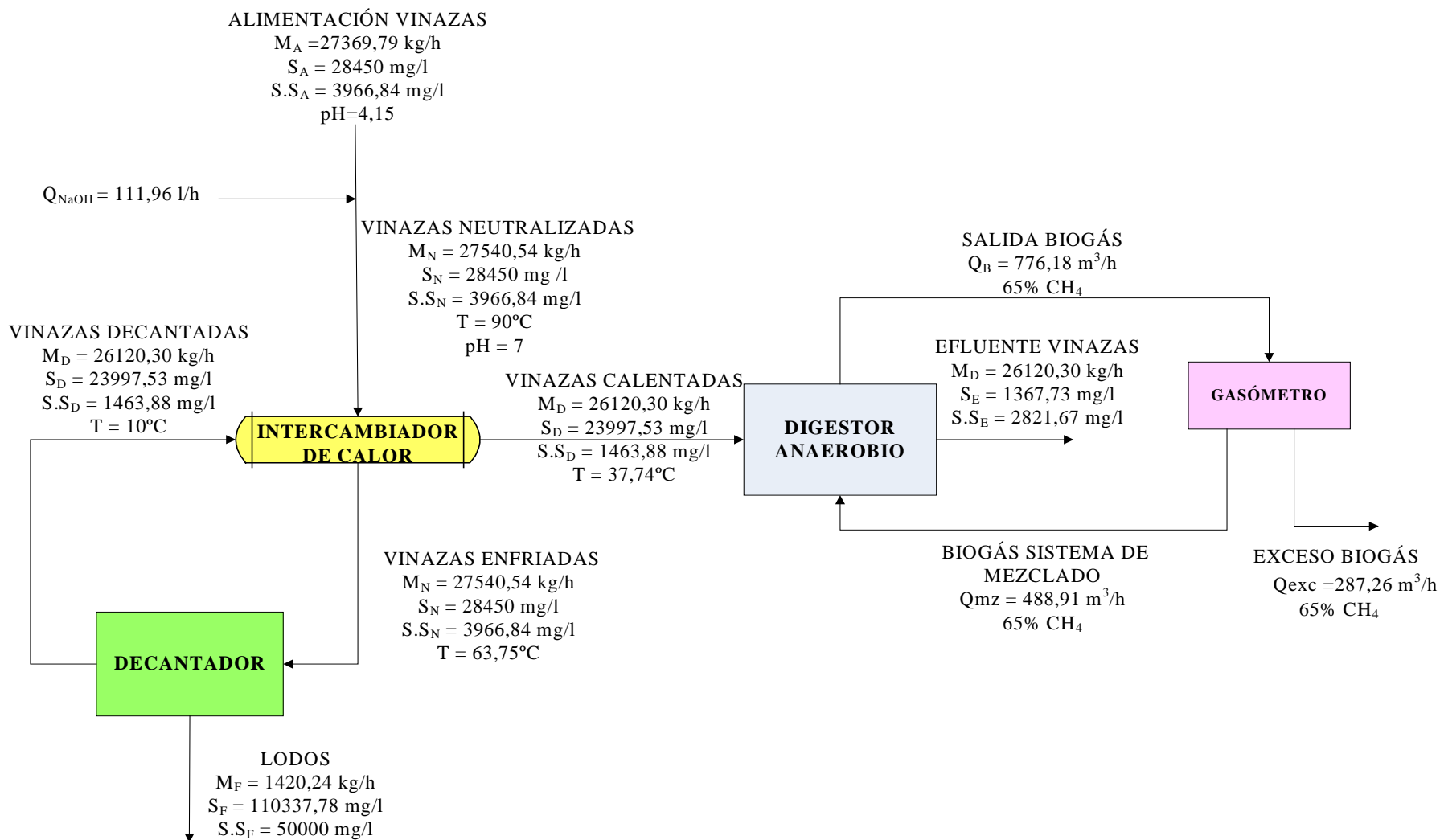


Figura 7.5: Diagrama de flujo del sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar

7.3. Descripción del Proceso

El sistema de depuración diseñado, debe reducir la carga contaminante de las vinazas de melaza de caña de azúcar procedentes de una destilería y con las características que se especifican en el Apartado 5.2 de esta Memoria Descriptiva, para que puedan ser admitidas en el tratamiento aerobio de una EDAR pública. Según dichas características, las vinazas tendrán que ser sometidas a diversos pretratamientos, para que el tratamiento anaerobio se lleve a cabo en las condiciones óptimas.

En el diagrama de flujo del Apartado 7.2 de esta Memoria Descriptiva, fue representado el sistema de depuración de las vinazas de melaza de caña de azúcar. Para llevar a cabo esta depuración de forma óptima, el sistema consta de las siguientes unidades:

- Depósitos de almacenamiento de hidróxido sódico diluido
- Decantadores
- Intercambiador de calor
- Digestor Anaerobio
- Gasómetro

Además de los equipos auxiliares y conducciones.

A continuación se describe el proceso seleccionado:

Las vinazas de melaza se envían a la planta de tratamiento a través de un sistema de tuberías con un caudal próximo a 27 m³/h. El vertido presenta una elevada temperatura a su salida de la destilería (90°C) y un carácter ácido (pH=4,15). Las vinazas van a ser neutralizadas, en la misma línea de conducción, con hidróxido sódico diluido (50% p/v), corrigiendo así este pH ácido que les caracteriza, de esta forma se evita que el vertido ácido penetre en el resto de la planta. El hidróxido sódico diluido a almacenar se reparte en dos depósitos de almacenamiento ($V = 10 \text{ m}^3/\text{ud}$) para que, en caso de avería de alguno de ellos, se siga disponiendo de hidróxido sódico en el otro depósito; además estarán interconectados por si es necesario trasvasar parte del contenido de uno de los dos al otro.

Una vez neutralizadas, las vinazas, a $T = 90^{\circ}\text{C}$, serán introducidas en un intercambiador de calor (tipo carcasa y tubos) por el lado de los tubos, donde van a ceder parte de su calor.

Seguidamente, estas vinazas (que han sido enfriadas a $T = 63,75^{\circ}\text{C}$) son bombeadas mediante una bomba centrífuga a la unidad de decantación, que consta de dos decantadores, elegidos comercialmente, que tienen una doble finalidad, por un lado se va a eliminar parte de los sólidos en suspensión que contiene la vinaza, y por otro lado sirven como sistema de homogeneización, ya que en ellos se finaliza el proceso de neutralización. A partir de ellos se obtiene un caudal y una composición constante para el resto de la planta, favoreciéndose el proceso biológico.

A continuación, las vinazas, impulsadas por una bomba centrífuga, se envían desde la unidad de decantación al intercambiador de calor nuevamente, pero esta vez atravesándolo por el lado de la carcasa. Se ha considerado que las vinazas a la entrada del cambiador se hallan a $T = 10^{\circ}\text{C}$, temperatura que alcanzarán en las condiciones más desfavorables, puesto que la temperatura que poseían en la salida del intercambiador, $T = 63,75^{\circ}\text{C}$, habrá ido disminuyendo en su recorrido hacia la unidad de decantación, durante el tiempo que transcurren en la misma (2 horas) y conforme son conducidas para incorporarse otra vez al cambiador de calor.

Una vez se hallen en el cambiador de calor, estas vinazas, que se encuentran a una $T = 10^{\circ}\text{C}$, absorberán el calor cedido por las vinazas que atraviesan el cambiador por el lado de los tubos y que están a $T = 90^{\circ}\text{C}$. Así, las vinazas se acondicionarán térmicamente para conseguir la temperatura de $37,74^{\circ}\text{C}$. Con esta temperatura se asegura que las vinazas estén en el digestor a la temperatura óptima de trabajo para la población microbiana presente en el mismo (la temperatura óptima para los microorganismos mesófilos es 35°C), puesto que así se compensan las pérdidas caloríficas que tienen lugar del intercambiador de calor al digestor y en el propio digestor.

El intercambiador de calor se ha diseñado para las condiciones más desfavorables de demanda térmica, pero para cuando esta situación no se dé, se instala un by-pass en la conducción de vinazas de salida de la unidad de decantación, que se unirá directamente a la tubería que conduce las vinazas al digestor. Un dispositivo de control adecuado determinará qué caudal de vinazas se debe desviar de la corriente que

entra en el intercambiador para que en el punto de mezcla (a la salida del mismo) se tenga la temperatura que se requiere (37,74°C).

Después de esta etapa, las vinazas son bombeadas, mediante una bomba centrífuga que proporciona un caudal de unos 25 m³/h, al digestor anaerobio mesófilo donde la población microbiana allí presente reduce la carga orgánica del vertido y produce biogás. El bombeo de las vinazas al digestor se lleva a cabo de forma continua, a fin de mantener constante el nivel del digestor. El digestor es un reactor tipo filtro anaerobio que posee un relleno donde se adhieren los microorganismos. Estos microorganismos al entrar en contacto con las vinazas degradan la materia orgánica que éstas contienen transformándola principalmente en metano y dióxido de carbono. La vinaza se mezcla íntimamente y por lo tanto se ha considerado como hipótesis que se trata de un reactor de mezcla completa. Este mezclado se consigue mediante un sistema por el que se recircula una fracción del gas que se produce en el proceso y que se inyecta en el digestor por medio de unos difusores situados en la solera del reactor, además de la producción de biogás que tiene lugar durante la digestión de las vinazas favoreciendo el mismo.

Del digestor se obtienen dos flujos de fluidos que toman caminos diferentes:

- Se obtiene un efluente de vinazas que abandona el digestor por la solera de éste y se manda al tratamiento aerobio de una EDAR pública.
- Se obtiene un caudal de biogás que se comprime y almacena en un gasómetro. El gasómetro tiene 2 salidas de biogás:
 - ✓ Un volumen de biogás se emplea para agitar el digestor (se recircula constantemente).
 - ✓ Los excesos del sistema que, en principio, se emplearán como combustible en las calderas de la destilería, también se podrían utilizar como combustible en motores a gas. Mediante la aplicación de estos motores es posible generar energía que puede cubrir la demanda energética (eléctrica o mecánica) de la propia planta; el aprovechamiento total de la energía producida por la combustión del biogás contempla además de la obtenida en el cigüeñal del motor, aquella recuperable mediante intercambiadores de calor en el cuerpo del motor y en un economizador con los gases de escape (cogeneración).

En cualquier caso, los excedentes que se produzcan cuando no se le de uso al biogás se quemarán en una antorcha.

Puesto que el diseño de las unidades para el aprovechamiento energético del biogás y la antorcha dispuesta para quemar los excedentes, no son objeto de este Proyecto, se considerará que el exceso de biogás sale del sistema por una única conducción.

En el Presupuesto del presente Proyecto se llevará a cabo un estudio económico sobre la planta de depuración, considerando que el biogás en exceso se emplea como combustible en las calderas de la destilería anexa a la misma.

Por último, añadir que en caso de avería, el vertido (las vinazas de melaza) se almacenará en los depósitos de la Destilería.

En el Plano nº 1 se presenta una vista en planta de la disposición general de la instalación, y en el Plano nº2 una isométrica de la misma.

7.4. Selección de los equipos

7.4.1. Digestor Anaerobio

En el digestor anaerobio tiene lugar la reducción de materia orgánica que contienen las vinazas de melaza. La materia orgánica es transformada en unos productos estables, CH₄ y CO₂, por la acción de determinados microorganismos. Como se justificó en el Apartado 6.2 de esta Memoria Descriptiva, el digestor anaerobio es un reactor tipo filtro anaerobio. Seguidamente se tratan diversos aspectos del mismo.

- ✓ Las características típicas de los filtros anaerobios son: [Fdez-Polanco y García, 1993]
 - Velocidad de carga orgánica (kg DQO/m³·d): 1-12
 - Tiempo hidráulico de residencia. (d): 3- 0,75
 - Concentración de lodos (g SV/l): 10
 - Tiempo de arranque (d): 30-60
 - Carga orgánica del influente (mg DQO/l): 400-30000

- ✓ Tipo de flujo

El flujo del filtro anaerobio es descendente. Se ha optado por un flujo descendente para prevenir la posible saturación o colmatación del filtro por exceso de biomasa. Los filtros en sentido descendente tienen en contracorriente el flujo de gas y favorecen, por tanto, la mezcla interior.

✓ Modo de alimentación

En continuo. La alimentación en continuo presenta claras ventajas sobre la alimentación discontinua y la semicontinua. La eficacia depurativa, la producción de CH_4 y la estabilidad del proceso presentan mejores valores para el proceso en continuo [Nebot, 1992].

✓ Recirculación del efluente

No requiere la recirculación del efluente, pues se ha comprobado que el efecto de trabajar con una recirculación alta frente a trabajar sin recirculación, apenas supone un 2% de mejora en la eficacia del proceso degradativo [Nebot, 1992].

✓ Carga orgánica

La velocidad de carga orgánica o carga orgánica suministrada, expresada normalmente en $\text{kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{día}$, se define como la cantidad de materia orgánica que se introduce por unidad de tiempo y de volumen en el digestor.

Algunos autores han establecido que para filtros anaerobios este parámetro no debe exceder los $16 \text{ KgDQO}/\text{m}^3\text{d}$ [Young, 1991]. 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. Como la velocidad de carga orgánica típica de los filtros anaerobios se sitúan entre 1 y $12 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ [Fdez-Polanco y García, 1993], se tomará el valor típico mayor ($12 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$) para así hacer el diseño lo más económico posible, pero comprobando que el efluente del digestor no salga con una concentración de DQO excesiva y teniendo en cuenta que este efluente se diluirá con el influente a la EDAR pública.

✓ Relleno

Las características del relleno para un arranque rápido y eficaz son: superficie específica elevada, alta porosidad y rugosidad que permitan el atrapamiento y adhesión de la biomasa, y una composición química que permita el intercambio de iones [Nebot, 1992].

Un parámetro importante es la superficie específica del soporte, que oscila entre 100 y 500 (m^2/m^3), y que 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. Interesa, por tanto, que la superficie específica sea elevada sin llegar a ser excesivamente elevada, puesto que así se maximiza la cantidad de biomasa retenida y se facilita el 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. La naturaleza de la superficie tiene gran importancia.
- b) Adhesión mediante la formación de una estructura rígida, debido a la formación de un polímero extracelular denominado glicocalix. Este paso depende del microorganismo.
- c) Colonización de la superficie, que 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 esta depende en gran medida del tipo de soporte escogido.

Los materiales más empleados son: vidrio, PVC y materiales plásticos, arcillas, tierra de diatomeas y espumas de poliuretano. En la **tabla 7.3** se indican las características de los principales soportes utilizados en plantas industriales.

El relleno que se ha seleccionado es el Flocor R, ya que posee las características requeridas: elevada superficie específica, alta porosidad y rugosidad, además de ser de los más económicos. Las dimensiones del relleno se encuentran en la **tabla A5.1** del Anexo nº5 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 (para agitar el sistema) y del efluente que se retira de la solera.

SOPORTE	MATERIAL	FORMA Y DIMENSIONES (mm)	SUPERFICIE ESPECÍFICA (m ² /m ³)	POROSIDAD DEL LECHO (%)
SINTERGLAS SIRAN 25	VIDRIO	ANILLOS 25X25X3,5	30000	75
LAVALIT	LAVA	PIEDRAS CORTADAS 20X40	---	---
FLOCOR R	PLÁSTICO	TUBOS CORTADOS 35X30	320	97
HYFLOW	PLÁSTICO	TUBOS CORTADOS 35X30	65	96.5
BIONET 150 NSW	PLÁSTICO	BLOQUES ORDENADOS	150	---
PLASDEK	PLÁSTICO	BLOQUES ORDENADOS	148	96
BIOECO	PLÁSTICO	ESFÉRICO	113	97
PIEDRAS	SILICIAS	80X100	---	42

Tabla 7.3: Características de los principales tipos de soportes utilizados en plantas a escala industrial [Nebot, 1992].

✓ Ordenación del soporte

Se ha optado por una disposición al azar del soporte. Dicha elección se fundamenta en la bibliografía, en cuyos estudios se puede observar 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, y una vez atrapados los microorganismos, éstos generan los polímeros necesarios para su adsorción a la superficie del soporte [Nebot, 1992].

✓ Inóculo e Inoculación del digestor

Lógicamente la calidad del inóculo empleado constituye un parámetro determinante del posterior funcionamiento del proceso anaerobio, sobre todo teniendo en cuenta que la mayoría de los sustratos a depurar carecen de flora anaerobia, pues ésta requiere 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 esto no siempre es posible; en general han resultado ser buenos inóculos los lodos procedentes de fangos de aguas residuales urbanas [Nebot, 1992], es por ello que se empleará como inóculo lodos de EDAR tratados anaeróbicamente en rango mesofílico. La concentración del inóculo a usar es 20 g SV/l.

Para la inoculación del reactor se va a seguir una pauta que dan a nivel industrial Young y col. 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 vertido a depurar, en este caso las vinazas de melaza, 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 kg DQO /m³·d) [Nebot, 1992].

✓ Tipo de sistema de mezclado

Para conseguir el rendimiento óptimo del proceso, es necesario disponer de un adecuado sistema de mezclado. Entre las diversas razones para introducir un sistema de mezclado en el digestor, se pueden señalar las siguientes:

1. Se tiene en contacto de forma continua los microorganismos activos con el alimento suministrado.
2. El alimento suministrado es uniformemente distribuido y está siempre a disposición de los organismos.
3. Se mantiene a niveles mínimos la concentración de productos finales e intermedios, así como a los posibles inhibidores del metabolismo bacteriano.
4. Se mantiene una homogeneidad térmica, previniendo la estratificación por este concepto.
5. Consigue la rotura de la capa de espumas que se suele crear en la superficie de los digestores, o incluso evita su formación.

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 [Nebot, 1992].

El sistema de mezclado usado es el de inyección de gas. El mezclado por inyección de gas es el sistema más extendido y empleado en la homogeneización de los digestores anaerobios, además se ha observado el buen funcionamiento de este sistema de mezclado en instalaciones similares a la que se proyecta. Además de conseguir una mejor homogeneización, con la inyección de gas 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.

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 vinazas.

También se encuentran los sistemas de tipo confinado. La diferencia con el sistema empleado (tipo no confinado), es la existencia de unas conducciones elevadoras de gas o unos émbolos que se encargan de circular el gas en el interior del digestor. En estos sistemas se obliga al gas a seguir un recorrido determinado. La homogeneización que pueden conseguir es mayor que en el caso de los sistemas no confinados pero el mantenimiento de estos no es tan sencillo, 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 que se encuentren 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: los difusores porosos, los no porosos, y otros tipos de difusores [Metcalf & Eddy, 1995].

1. Los difusores porosos se fabrican con diversas formas, siendo las más comunes los difusores de placa, domo, disco y de tubo. Se caracterizan por el tamaño fino de burbuja que producen, esto resulta favorable en los sistemas aerobios en los que se inyecta aire pues mejora la transferencia de oxígeno; sin embargo, para el caso que aquí se trata, esto no tiene ninguna relevancia.

2. Los difusores no porosos se caracterizan por producir burbujas más grandes que los difusores porosos. Por este motivo la transferencia del gas en el líquido es peor, pero como ya se ha comentado, este aspecto no es importante en este caso. Sin embargo, el producir burbujas más grandes tiene la ventaja de que presentan menores costes y menores necesidades de mantenimiento. Los más comunes son los difusores tipo sparger, los de orificio con válvula y el de tubo estático.

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, estos consisten en un disco con orificios y en su base tienen integrada una válvula de retención que impide la intrusión del agua y los sólidos en la tubería de gas. El caudal de gas máximo que los difusores no porosos son capaces

de inyectar cuando la disposición es en espiral simple se aproxima a los $60 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{difusor}$ [Metcalf & Eddy, 1995]. Teniendo en cuenta el caudal total de gas a inyectar, se instalarán 16 difusores sobre una tubería de distribución del gas dispuesta en forma circular, con lo que cada difusor inyectará un caudal de $30,6 \text{ m}^3/\text{h}$ de biogás (ver apartado 4.7 del Anexo nº 4 de los Anexos de la Memoria).

✓ Tipo de cubierta y solera del digestor

El tipo de cubierta elegida es fija. Este tipo de cubierta permite la instalación de cualquier sistema de mezclado, de válvulas de seguridad y rompedoras de vacío. El mayor problema de un digestor de cubierta fija es la posibilidad de generar una mezcla gaseosa explosiva en su interior debido a que al extraer la vinaza puede entrar aire. Para evitarlo, la extracción de vinaza digerida se realiza por desplazamiento al introducir vinaza sin digerir, de forma que el nivel del digestor se mantenga constante. Entrando en la forma concreta que va a tener la cubierta y la solera del reactor, es preciso indicar que los tipos de fondos o tapas más usuales son las planas, toriesféricas, semielípticas, semiesféricas, cónicas y toricónicas. De todas ellas, las tapas planas son las de coste más bajo, sin embargo, su utilización es escasa por presentar una sección muy poco resistente a la presión, lo que hace necesario el uso de altos espesores. Las tapas toriesféricas son las de mayor aceptación en la industria debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas, por estas razones, dichas tapas han sido seleccionadas tanto para la cubierta como para la solera. Su característica principal es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado (codillo).

Las tapas toriesféricas más usadas son Korbogen y Klopper. Las Korbogen tienen el mismo campo de utilización que las semielípticas, mientras que solamente en casos de baja presión se usan las Klopper, ya que estas requieren mayores espesores. En este caso, no se cumplen las condiciones que justifican el uso de la tapa Korbogen (ver Anexo nº5 de los Anexos de la Memoria) por tanto, se utilizará una tapa tipo Klopper.

✓ Distribución de la alimentación

El residuo deberá ser distribuido lo más uniformemente posible a través de la zona de entrada del reactor, en consecuencia, es fundamental el 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 que cubren el lecho del filtro. Un sistema de tuberías distribuye el agua residual uniformemente a todas las boquillas. Se utilizan unas boquillas especiales que consiguen un rociado plano variándose de forma sistemática la presión para que el agua rociada caiga primero a mayor distancia de la boquilla para luego, conforme se produce un descenso gradual de la carga, caiga a una distancia cada vez menor. De esta manera, se consigue aplicar una dosis uniforme a toda la superficie del filtro. 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]. Debido a su fiabilidad y facilidad de mantenimiento, el distribuidor rotatorio ha llegado a ser un elemento estándar en los procesos de filtros percoladores. 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 agua residual sobre el medio filtrante. El movimiento del distribuidor puede estar gobernado por la reacción dinámica de la descarga del agua residual en su salida por las boquillas, o por un motor eléctrico. Entre la parte inferior del distribuidor y la superficie del medio filtrante debe existir un espacio libre que permita la distribución del agua residual que sale por las boquillas de forma que el medio quede uniformemente cubierto. Los distribuidores móviles se fabrican con diámetros de hasta 60 metros.

Se ha seleccionado un sistema de distribución móvil por las ventajas descritas que presentan frente a los fijos. El movimiento del distribuidor estará gobernado por la reacción dinámica de la descarga de la vinaza en su salida por las boquillas. La

alimentación se distribuye entre 4 brazos que aportan un caudal de 6,2 m³/h cada uno de ellos (ver Apartado 4.8 del Anexo nº 4 de los Anexos de la Memoria).

✓ Biogás: producción y recogida

Como consecuencia de la producción de CH₄ y CO₂, aparece un subproducto que se ha denominado biogás y que se puede utilizar en el proceso. A través de la digestión anaerobia de las vinazas se obtienen 0,32 litros de CH₄/g DQO consumida, siendo la proporción de CH₄ en el biogás generado un 65% y el resto es CO₂ (justificación de estos datos en el Apartado 4.6 del Anexo nº 4).

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:

1. Válvula de seguridad y rompedora de vacío:

Sirven para proteger la estructura del digestor, evitando un exceso de presión positiva o de vacío, creado al alimentar el digestor con vinazas o por extracción de las mismas o del biogás, demasiado rápido.

La válvula de seguridad y la rompedora de vacío van colocadas sobre la misma tubería, pero cada una trabaja independientemente. La válvula de seguridad consta de un plato cargado con arandelas de peso calibrado. Cada peso va estampado con su equivalente altura de columna de agua. La combinación de estos pesos junto con el peso del plato debe igualar la presión de proyecto del tanque. Se establece una presión nominal del gas de aproximadamente unos 25 cm. de columna de agua.

Si la presión de gas en el reactor excede de la presión de timbre, la válvula se abrirá y dejará escapar gas hasta que la presión sea inferior a este límite. El cierre de agua se puede romper cuando la alimentación al reactor sea excesiva o cuando la extracción de gas sea demasiado lenta.

La válvula rompedora de vacío funciona de manera idéntica a la de seguridad, la diferencia es que alivia las presiones negativas para impedir el colapso del reactor.

El funcionamiento de cualquiera de estas dos válvulas es peligroso, porque permite la mezcla del biogás con el aire lo que generaría una mezcla explosiva fuera del reactor si se abriera la válvula de seguridad, o dentro del reactor si se abriera la válvula

rompedora de vacío. Para solucionar este problema, el digestor y el gasómetro están unidos mediante una tubería, si la presión aumenta, el biogás del digestor escapará al gasómetro y un regulador de presión, se abrirá para permitir que se queme el biogás en exceso; si la presión disminuye el biogás del gasómetro puede volver al digestor a través de la misma conducción y una soplante de apoyo, mediante la inyección de aire, se encargará de mantener la presión establecida en el gasómetro y, por tanto en todo el sistema.

Estas dos válvulas se dispondrán en la cubierta del digestor y en la tubería que va del gasómetro al digestor .

Como medida de seguridad, estas válvulas se instalan conjuntamente con un apagallamas, situado entre ambas válvulas y que reduciría el riesgo de incendio si llegara a producirse alguna explosión.

2. Apagallamas

El apagallamas es una caja rectangular que contiene unas placas de aluminio corrugado con agujeros taladrados. Si se ocasionara alguna llama en la tubería del gas, se enfriaría por debajo del punto de ignición al pasar a través de los deflectores, pero el gas seguiría pasando sin pérdida de carga apreciable.

Deberá instalarse apagallamas en los siguientes puntos:

-Entre la válvula de seguridad y rompedora de vacío y la cubierta del digestor.

-Después del separador de sedimentos.

3. Separadores de sedimento

Este dispositivo es un recipiente cilíndrico situado a la salida del gas del reactor. La tubería de entrada de gas está cerca de la parte superior del separador en un lateral y la tubería de salida está directamente en la parte superior del mismo. Está también equipado con un deflector interior perforado que retiene las partículas sólidas y líquidas que contiene el gas, que se irán drenando por el fondo del recipiente. El gas entra por la parte superior de un lateral del dispositivo, desciende, atraviesa el deflector, vuelve a subir y sale por la parte superior. De esta forma, el gas entrará en el circuito libre de humedad y sedimentos, evitando posibles obturaciones en las conducciones por las que circula.

4. Purgadores de condensado

Aunque el separador de sedimentos retiene parte de la humedad debida al vapor de agua presente en el biogás, si el gas está bastante húmedo, en su recorrido, desde el

reactor caliente hasta zonas de temperatura más baja, el agua se condensa, y por tanto, es aconsejable la utilización de purgadores de condensados; de lo contrario, los condensados impedirán que el gas circule correctamente y podrá causar daños en la soplante.

Estos purgadores se situarán en los puntos bajos del sistema, están indicados en el Plano n°7.

✓ Material de construcción

El acero al carbono es el metal más común, más barato y más versátil usado en la industria. Tiene una excelente ductilidad, y es soldado perfectamente [Perry et al., 2001]. El tipo de material usado para todo el reactor es acero al carbono SA-285 Gr. C, que es uno de los aceros más económicos y de los más utilizados para la fabricación de recipientes a presión.

✓ Aislamiento 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, y se caracteriza por su baja conductividad térmica ($K = 0,035 \text{ W/m} \cdot \text{K}$). Además es un producto ligero (48 kg/m^3), fácil de cortar y de manejar, que posee una alta resistencia al fuego y con un precio asequible.

Los aislantes térmicos requieren una cobertura externa (acabado) para proporcionar protección contra el acceso de agua o fluidos de proceso, daño mecánico y degradación ultravioleta. El acabado escogido consiste en una lámina de aluminio de pequeño espesor y con una conductividad de $0,025 \text{ W/m} \cdot \text{K}$. Se caracteriza por tener propiedades reflectivas (reflejan el calor), es duradero, requiere menos mantenimiento que otros acabados y reduce la pérdida de calor.

✓ Soporte del reactor

El reactor va a ser soportado mediante un faldón, su uso se justifica en el Apartado 4.10 del Anexo nº 4. El faldón irá soldado a tope al fondo inferior, de forma que el diámetro del faldón y la carcasa coincidan. Dispondrá de una abertura de acceso con un diámetro de 20 pulgadas. Como altura del faldón se tomará 1,5 m, adicionándole a esta cota la altura correspondiente al cabezal inferior.

El material seleccionado para el faldón será el mismo que el seleccionado para el digestor, acero al carbono SA-285 Gr. C.

✓ Accesorios

- Conducción de entrada de las vinazas en la parte superior de la cúpula.
- Conducción de salida de las vinazas en la solera.
- Conducción destinada a la toma de muestras.
- Conducción de salida de biogás en la parte superior de la cúpula.
- Conducción de entrada de biogás para mezclado en la solera.
- Escalera de acceso
- 2 Bocas de hombre de 20 in de diámetro situadas en la solera y en la cúpula del reactor.

✓ 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 el Reglamento de Aparatos a Presión 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.

En el Plano n° 3 se presenta planta, alzado y perfil de este equipo y en el Plano n° 4 las dimensiones de la cúpula y la solera.

7.4.2. Gasómetro

En el gasómetro, el gas producido en el proceso se almacena a baja presión 0,02 kg/cm² para posteriormente ser empleado en el mezclado del reactor.

Observando instalaciones en las que se almacena biogás generado mediante digestión anaerobia se concluye que la mayoría utilizan para este cometido los gasómetros de doble membrana, y muchas de ellas están cambiando sus antiguos gasómetros (depósito cilíndrico de campana flotante) por los de este tipo. Estos gasómetros constan de una membrana exterior y de una membrana interna que están confeccionadas a base de segmentos esféricos y tejidos con hilamentos especiales de poliéster, termosoldados y con una fórmula especial de laca acrílica (PVC) que les protegen contra el ataque químico del biogás. La membrana interna constituye el espacio del gas. La membrana exterior tiene la misión de proteger el sistema contra influencias meteorológicas, al tiempo que actúa como cámara presurizadora; para esto es apoyada por una soplante de aire de apoyo, de funcionamiento continuo y a prueba de explosión, que mantiene constante la presión requerida entre la aportación de gas y la demanda. Un aparato que consta de un sensor ultrasónico para medida de nivel de relleno y regulador, se encargará de mandar la orden a la soplante para que inyecte o no el aire de apoyo en la cámara presurizadora. Este aire de apoyo se conduce a través de una manguera al punto más alto de la membrana exterior.

Las membranas se fijarán en su totalidad en un fundamento de hormigón mediante un anillo de anclaje. Asimismo, se dispondrá de una tubería de entrada del gas y dos de salida que estarán embebidas en la solera de hormigón.

Entre las ventajas de estos gasómetros están la relación precio/explotación considerando la exención de mantenimiento y su larga vida de duración y la rapidez de su montaje; es por esto que el gasómetro de doble membrana es el que se ha elegido para almacenar el biogás generado en la digestión anaerobia de las vinazas.

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.

El biogás almacenado se emplea en el proceso puesto que una fracción del mismo se inyecta al digestor para producir la homogeneización de la vinaza y el biogás en exceso será empleado como combustible en las calderas de la destilería, quemándose el excedente no utilizado en una antorcha.

El volumen que tendrá el gasómetro se calcula en el Anexo nº 7 de los Anexos de la Memoria y el resto de sus dimensiones y características se observan en el plano proporcionado por la empresa que lo fabrica, en el Anexo nº 12 de los Anexos de la Memoria.

7.4.3. Decantadores

La sedimentación o decantación consiste en la separación, por la acción de la gravedad, de las partículas suspendidas cuyo peso específico es mayor que el del agua. El objetivo fundamental de la decantación es, por tanto, la eliminación de los sólidos sedimentables. Como ya se indicó en el Apartado 6.1 de esta Memoria Descriptiva, la reducción de la velocidad de corriente por debajo de un determinado valor es el fundamento de la eliminación de un 50 a 65 por 100 [Metcalf & Eddy, 1995] de las materias en suspensión del influente.

Sirven como decantadores todos los depósitos que sean atravesados con velocidad suficientemente lenta y de forma adecuada por el agua a depurar. La exigencia, sin embargo, de separar fácil y rápidamente las partículas sedimentadas de las aguas clarificadas ha conducido a ciertas formas especiales.

Los elementos fundamentales de todo decantador son:

- Entrada del afluente: Deben proyectarse en forma tal que la corriente de alimentación se difunda homogéneamente por todo el tanque desde el primer momento.
- Deflectores: Suelen colocarse a la entrada y salida de la balsa sirviendo, el primero para conseguir una buena repartición del caudal influente, y el segundo para retención de las sustancias flotantes, grasas y espumas.

-Vertedero de salida: Su nivelación es muy importante para el funcionamiento correcto de la clarificación. Por otro lado, para no provocar levantamiento de los fangos sedimentados, la relación del caudal influente a la longitud total de vertido debe ser menor de $10-12 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}$ [Hdez. Muñoz, 2001].

-Características geométricas: Las relaciones entre ellas deben ser las adecuadas para la sedimentación de los tipos de partículas previstas. Su forma puede ser rectangular, cuadrada o circular.

Los decantadores que se van a utilizar en el presente Proyecto van a ser seleccionados comercialmente de acuerdo con el volumen requerido en el proceso.

El decantador escogido es un decantador estático abierto, fabricado en plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV), lo que les confiere total estabilidad ante la corrosión, que sirve para todo tipo de tratamientos, entre ellos, procesos de decantación para el tratamiento de aguas residuales industriales. La forma del decantador es circular y el flujo de alimentación es central y vertical. El flujo central y vertical favorece que la corriente de alimentación se difunda homogéneamente por todo el decantador desde el primer instante.

Este decantador asegura un rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión entre un 65 y un 70 por 100, y un rendimiento de eliminación de materia orgánica entre un 20 y un 25 por 100 de DQO.

Los lodos generados en estos decantadores serán recogidos por un gestor autorizado de lodos que se encargará de su tratamiento.

El volumen que deberán poseer los decantadores ha sido calculado en el Anexo nº 3 de los Anexos. Las dimensiones de los mismos se encuentran en el catálogo proporcionado por el fabricante en el Anexo nº 12 de los Anexos de la Memoria.

7.4.4. Intercambiador de calor

Los intercambiadores de calor son aparatos que facilitan el intercambio de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan, al mismo tiempo, que se mezclen entre sí. Se emplean para situar las distintas corrientes de fluido a su nivel térmico adecuado y además para conseguir el máximo ahorro de energía posible. Para ello se integran las distintas corrientes de fluido entre sí enlazando corrientes a

calentar con corrientes a enfriar, de modo que el consumo de energía adicional sea mínimo.

El intercambiador de calor diseñado en el presente Proyecto, es el encargado de realizar dos funciones, por una parte enfría las vinazas que llegan de la destilería a 90°C hasta 63,75°C y por otra calienta dichas vinazas (que se enfrían a 10°C debido a su recorrido por la planta) hasta 37,74°C para que dentro del digestor se encuentren a 35°C, la temperatura de funcionamiento óptimo de los microorganismos mesofílicos (ver Anexo n° 6). Con este intercambio de calor entre la vinaza caliente y la vinaza fría se logra una mayor eficiencia energética de la planta (por tanto un gran ahorro de costes tanto operativos como fijos puesto que no hay que instalar calderas ni torres de refrigeración), y el menor impacto ambiental que esto lleva implícito.

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, 2004]

- 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. Las incrustaciones actúan como una resistencia al paso del calor, dificultándolo.
- Acción corrosiva de los fluidos.
- Espacio disponible para la instalación.

De acuerdo con las informaciones anteriores se escogerá un intercambiador de entre los tipos que a continuación se describen:

-Intercambiadores de calor de doble tubo: Es el tipo más sencillo de intercambiador de calor. Está constituido por dos tubos concéntricos de diámetros diferentes, por los que circula un fluido por el interior del tubo interior y otro fluido por el espacio anular. Intercambian calor a través de la pared que separa los dos fluidos.

-Intercambiadores de calor de placas: Su diseño está basado en sustituir las superficies tubulares por superficies planas con ciertas rugosidades. 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. Se usan para conseguir un área superficial de transferencia de calor por unidad de volumen muy grande ($\geq 700 \text{ m}^2/\text{m}^3$). 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.

-Intercambiadores de calor de carcasa y tubos. Están compuestos por una carcasa cilíndrica en cuyo interior se dispone un haz de tubos de pequeño diámetro paralelamente al eje del cilindro. Un fluido se hace circular por el interior de los tubos, mientras que el segundo fluido circula por el interior de la carcasa bañando los tubos del haz por su parte exterior. Es un tipo de dispositivo frecuentísimo en la industria y se presenta en varios modelos distintos según sus aplicaciones. En los extremos del haz de tubos se dispone de cabezales del intercambiador 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, en su caso. 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.

-Intercambiadores de calor de grafito. En ellos no hay superficies metálicas de intercambio de calor, y el fluido circula por agujeros taladrados en una masa de grafito prensada. Se usa para líquidos muy corrosivos.

De entre los intercambiadores de calor descritos 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, tampoco son líquidos corrosivos) así como en que es el tipo de intercambiador más frecuente en la industria.

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. A su vez, 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 y fabricación de los intercambiadores de calor del tipo carcasa y tubos, y, 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.

Una vez aclarado esto, se procede a nombrar los principales elementos que constituyen el cambiador de calor de carcasa y tubos:

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 mismos.

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 este cuenta con un solo paso por el lado de los tubos.

Es importante explicar la nomenclatura e identificación de cambiadores de calor empleados por TEMA. Respecto a la nomenclatura utilizada, se adoptan tres letras que representan: la primera, el tipo de cabezal de distribución o estacionario; la segunda, el tipo de carcasa; y la tercera, el tipo de cabezal de retorno o posterior. Los distintos tipos

de cabezales y carcassas son recogidos en la **figura 7.6**. Además, el tamaño de un 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.

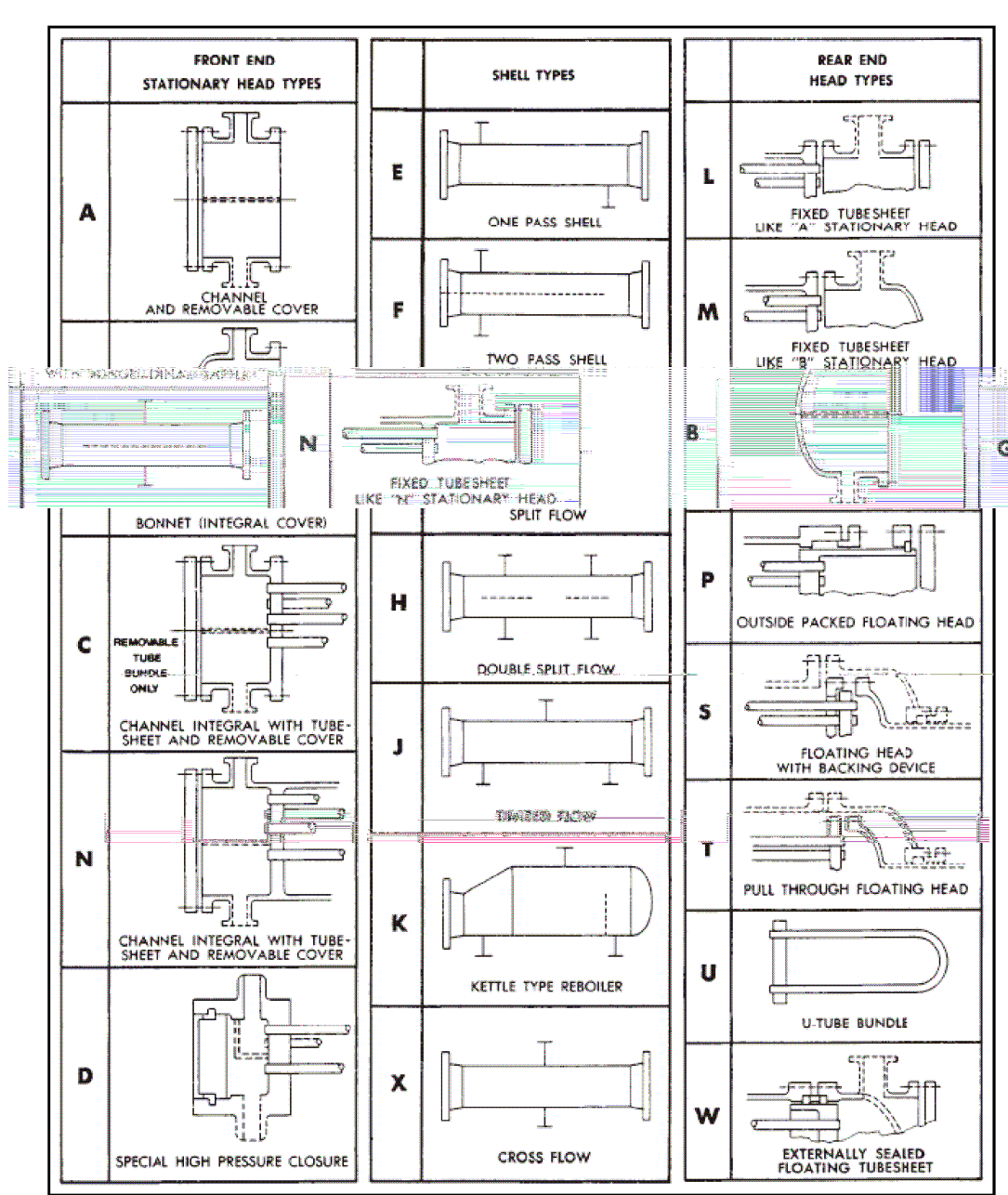


Figura 7.6: Designación tipo TEMA para intercambiadores de calor de carcasa y tubos.

Fuente: [Perry et al., 2001]

Teniendo en cuenta los criterios de TEMA, los equipos de transmisión de calor se pueden designar por la función que desempeñan, así el equipo que en el presente

Proyecto se trata es un ***cambiator***, puesto que realiza una función doble: calienta un fluido por medio de un fluido caliente que se enfría. No se pierde ninguna parte del calor transferido.

Una labor importante a la hora de diseñar un intercambiador de calor de carcasa y tubos es la selección de 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. Para llevar a cabo esta tarea se emplean varios criterios [Perry et al., 2001]:

- El fluido del lado del tubo es más corrosivo.
- El fluido del lado del tubo está más sucio.
- El fluido del lado del tubo está a una presión más alta.
- El fluido del lado de la carcasa es un líquido de viscosidad elevada, o bien un gas

Al trabajar ambas corrientes a una misma presión y tener prácticamente la misma viscosidad y el mismo pH, seleccionaremos la trayectoria de flujo mediante el segundo criterio. La corriente de vinazas que está más sucia es la de entrada a la planta, es decir, la corriente a 90°C, dicha corriente irá por el lado de los tubos. La corriente de vinazas a 10°C irá, por tanto, por el lado de la carcasa.

Seguidamente se exponen diversos aspectos del diseño de cada una de los elementos del intercambiador de calor.

- **Conjunto haz-carcasa**

- ✓ 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. 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 intercambiadores 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 elección de un intercambiador 1-2 se basa en los valores obtenidos de la eficacia del equipo (F) (Anexo nº6), si se compara con la contracorriente pura. La limitación que poseen estos intercambiadores es que el flujo que ocurre en ellos es una mezcla de contracorriente y corrientes paralelas, por lo que no se permite que la temperatura de uno de los fluidos sea próxima a la temperatura del otro fluido a la entrada. Por lo tanto, 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]. Por ello, al ser la eficacia del intercambiador de calor diseñado en el presente Proyecto igual a 0.95, ésta ha sido la elección tomada.

- **Haz de tubos**

- ✓ Material seleccionado

El material seleccionado para los tubos es el acero al carbono SA-53B. El acero al carbono es el material de construcción más común en los intercambiadores de calor, y, concretamente para los tubos se utiliza el acero SA-53B [Megyesy, 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, 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 elegido 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 la longitud de los tubos, las dimensiones estándares son de 8, 10, 12, 16 y 20 ft, y la más común es la de 20 ft que es la longitud seleccionada [Perry et al., 2001].

✓ Disposición de los tubos:

La disposición de los tubos puede ser triangular o cuadrada. Se ha escogido una disposición cuadrada puesto que la limpieza mecánica del exterior de los tubos no se puede llevar a cabo con la disposición triangular, teniendo que recurrir a la limpieza química. Por tanto, la disposición triangular está reservada al empleo de fluidos limpios, no siendo éste el caso que nos ocupa. Además el arreglo cuadrado conduce a una menor caída de presión en el lado de la carcasa.

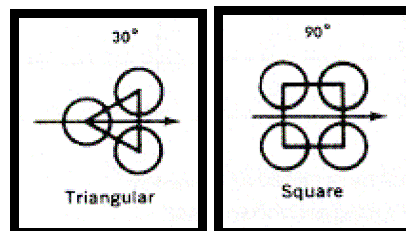


Figura 7.7: Arreglo triangular y en cuadro para los tubos de intercambiadores.

Fuente: Normas TEMA.

✓ 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. Como a priori no se sabe el diámetro de la carcasa, y los valores que las normas proporcionan son valores mínimos, se ha optado por tomar la situación más desfavorable, es decir, en la que se debe dejar más espacio (1/4 in). El Pitch es la distancia de centro a centro en tubos adyacentes. Como el espacio que tiene que haber entre tubos es 1/4 in y teniendo en cuenta que el diámetro exterior de los tubos es 3/4 in, el pitch tendrá un valor de 1 in.

Para arreglos cuadrados con tubos de diámetro exterior $\frac{3}{4}$ in, este pitch resulta el más común [Kern, 1984].

✓ Número de tubos:

El número de tubos que hay en una carcasa está estandarizado por las normas TEMA. Primero se hallará dicho valor según las necesidades del área de intercambio de calor, y, considerando el diámetro exterior de los tubos, el pitch y el número de pasos, se localizará en la tabla correspondiente el número de tubos que sea inmediatamente superior al calculado.

• **Carcasa**

✓ Tipo de carcasa

El tipo de carcasa seleccionada es, según la nomenclatura de las normas TEMA, tipo E, carcasa de un solo paso.

✓ 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 que no requieren grandes espesores y, a la vez, uno de los más económicos apropiados para dicha aplicación.

✓ 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 correspondiente teniendo en cuenta la disposición y el diámetro exterior de los tubos, el pitch, el número de pasos y de tubos.

El espesor de la carcasa se hallará según las fórmulas de diseño del Código Asme (tal y como nos 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 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. Hay varios tipos de deflectores, los más usados son los deflectores segmentados, los cuales son hojas de metal perforadas cuyas alturas 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. En relación al espaciamiento entre deflectores, éste es un punto importante porque va a condicionar directamente la velocidad del flujo. Al respecto, las normas TEMA fijan unos valores máximo y mínimo (función del diámetro exterior de los tubos y el diámetro interior de la carcasa respectivamente) entre los que se debe encontrar el espaciamiento. Tomando un valor medio entre ambos, sale un espaciamiento de 0,8 m entre placas (Anexo n°6) y, considerando la longitud del cambiador, se tienen 7 placas deflectoras.

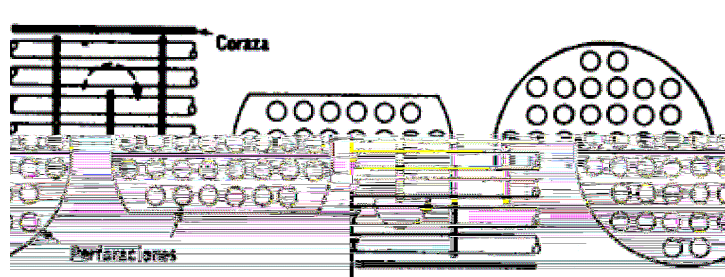


Figura 7.8: Detalle de deflector segmentado [Kern, 1984].

✓ Cabezal de distribución

Se ha escogido un cabezal de distribución tipo A, canal y carcasa desmontable, por ser 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, mientras que con el cabezal fijo, la carcasa y el exterior de los tubos del haz no pueden ser limpiados por medios mecánicos ni ser inspeccionados físicamente, y 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. Además, el cabezal flotante elimina los problemas, que se producen en el cabezal

fijo, de expansión diferencial por efectos térmicos entre tubos y carcasa mediante el libre desplazamiento del cabezal flotante.

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, tiene el inconveniente de necesitar más mantenimiento para mantener el empaquetado y evitar las fugas, y el cabezal flotante extraíble necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio.

En la **figura 7.9** se tiene el intercambiador de calor que se ha escogido según la nomenclatura TEMA.

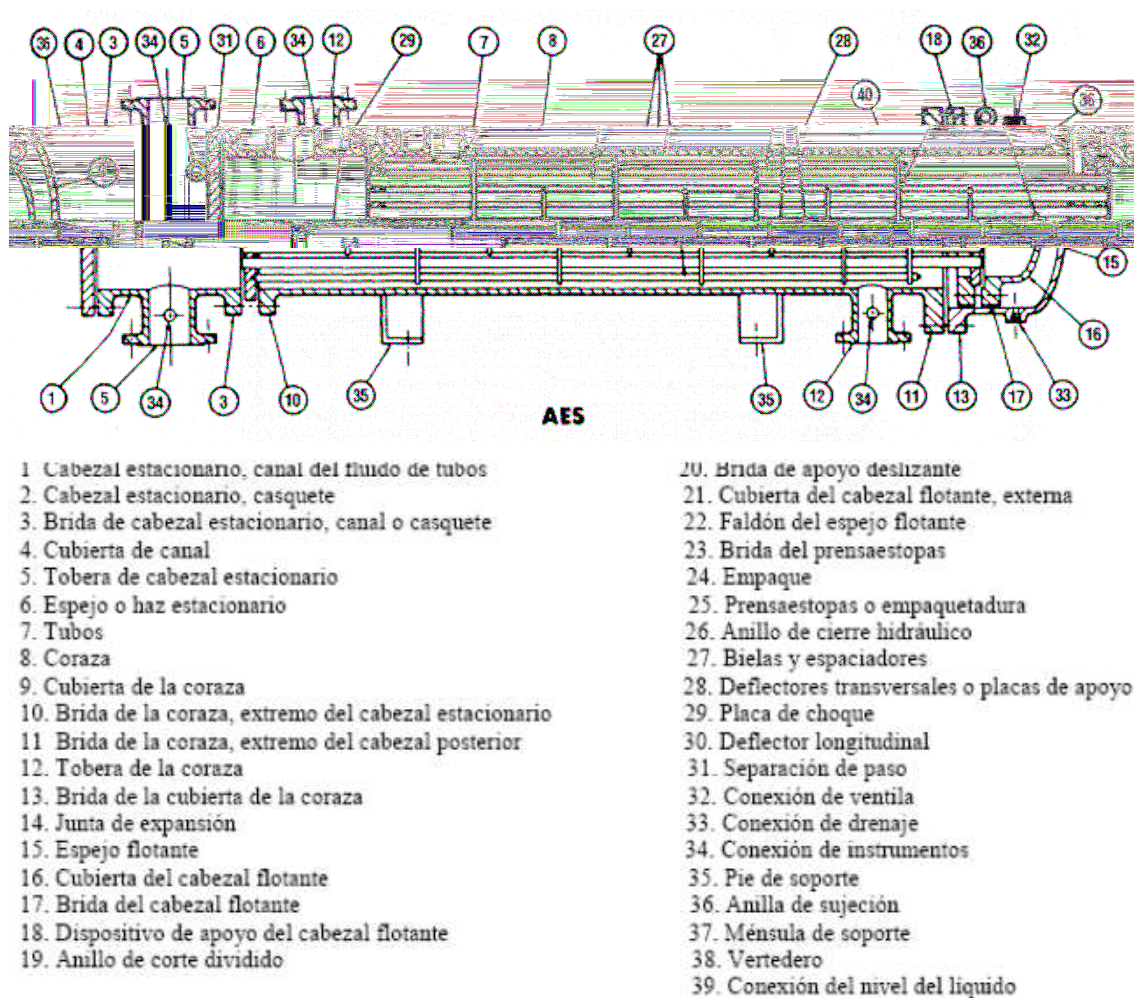


Figura 7.9: Intercambiador de calor de flotante interno (con dispositivo de apoyo del cabezal flotante), tipo AES [Perry et al., 2001].

7.4.5. Depósitos de hidróxido sódico diluido

El hidróxido sódico diluido, empleado principalmente para neutralizar las vinazas a su llegada a la planta, será almacenado en unos depósitos a las condiciones de presión atmosférica y temperatura ambiente. El almacenamiento de este producto se regirá por el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos (RAPQ) y sus Instrucciones Técnicas Complementarias (ITC). En concreto, la ITC de aplicación es la MIE-APQ-6 <<Almacenamiento de líquidos corrosivos>>. Esta instrucción técnica complementaria se aplicará a las instalaciones de almacenamiento, manipulación, carga y descarga de los líquidos corrosivos.

Según dicha ITC, los recipientes estarán diseñados de acuerdo con las reglamentaciones técnicas vigentes sobre la materia y, en su ausencia, con códigos o normas de reconocida solvencia. Cuando sea de aplicación, deberán ser conformes a lo establecido en la reglamentación sobre aparatos a presión. Por tanto, los depósitos se diseñarán, como se ha hecho con los otros equipos, de acuerdo al Código ASME Sección VIII División I, ya que su ámbito de aplicación engloba los tanques en cuestión.

Los depósitos de hidróxido sódico diluido se diseñan para almacenar el volumen que transportan los camiones cisternas que lo proporcionan. Teniendo en cuenta que los camiones que los transportan tienen una capacidad de aproximadam1.5502(t)-2.86775(a)2.6351(-)-351

disposición más económica de almacenamiento. El cabezal está constituido por una tapa toriesférica puesto que son las tapas de mayor aceptación en la industria y de bajo coste. Los depósitos son cerrados y aislados térmicamente.

✓ Material de construcción

El material empleado es acero inoxidable SA 240 Gr 316 (AISI 316). Por medidas de seguridad se ha elegido el acero inoxidable para almacenar hidróxido sódico diluido, pues éste puede provocar el resquebrajamiento del depósito.

✓ Aislamiento térmico

Los depósitos de almacenamiento de hidróxido sódico diluido deberán estar aislados térmicamente, esto es debido a que el hidróxido sódico diluido (50% p/v) congela por debajo de 12°C, así que podría resquebrajar el depósito. El material aislante seleccionado, al igual que en el caso del digestor, es la fibra de vidrio, puesto que, como ya se comentó, es un producto ligero (48 kg/m³), fácil de cortar y de manejar, que posee una alta resistencia al fuego y con un precio asequible. El espesor que deberá tener este

✓ Cubeto de retención

Los dos recipientes de almacenamiento se situarán en el interior de un cubeto de retención al fin de evitar el derrame incontrolado del fluido contenido en los mismos en caso de su ruptura. Según la ITC MIE-APQ-6, 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. Se tomará un valor 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 útil del recipiente mayor (10 m³). Agregando un volumen de seguridad (5 m³) al volumen mínimo, el volumen del cubeto será de 15 m³. La altura del cubeto se determina en el apartado 8.5 del Anexo n° 8 de los Anexos de la Memoria.

✓ Soporte de los tanques

Los depósitos descansarán en una cimentación de hormigón que sobresale del suelo 0,3 m.

✓ Accesorios

- Entrada en la parte superior de la carcasa cilíndrica a una altura de 3,5 m para la conexión roscada de una tubería de llenado.
- Salida en la parte inferior de la carcasa cilíndrica para la descarga de líquido al proceso mediante tubería con conexión bridada.
- Tubería de conexión entre depósitos en la parte inferior del mismo.
- Escalera de acceso
- 1 Boca de hombre de 20 in de diámetro situada en la zona inferior del depósito.

En el Anexo n° 8 de los Anexos de la Memoria se recoge el dimensionamiento de este equipo y en el Plano n°5 se plasman dichas dimensiones.

7.4.6. Bombas y Soplantes

- **Bombas**

Las bombas son los dispositivos físicos que se emplean en la unidad proyectada para transportar los fluidos líquidos desde una posición a otra, a través de las conducciones, los accesorios y los equipos, mediante la adición de energía cinética y potencial a estos.

Las bombas pueden clasificarse de manera general y de acuerdo con su principio de funcionamiento en dos grandes grupos:

- ✓ bombas centrífugas: el fluido que se desea transportar penetra en la bomba a través de una unión de succión, concéntrica con el eje de una pieza que gira a gran velocidad llamada impulsor o rodete. El rodete está provisto de álabes radiales solidarios con el mismo. Los álabes del rodete someten a las partículas de líquido a un movimiento de rotación muy rápido, siendo proyectadas hacia el exterior por la fuerza centrífuga, de forma que abandonan el rodete a gran velocidad. El líquido que sale periféricamente del rodete se recoge en una carcasa en espiral, llamada voluta, la carga de velocidad del líquido procedente del rodete se convierte en carga de presión, siendo lanzado el líquido contra las paredes del cuerpo de bomba y evacuado por la tubería de impulsión.

Las bombas centrífugas son las más utilizadas a nivel industrial debido a su gran versatilidad.

- ✓ bombas de desplazamiento positivo o volumétricas: cuando el líquido entra en la unidad es confinado en un cierto espacio de la bomba donde se le comunica la energía, siendo desplazado a continuación a la zona de expulsión. Este tipo de bombas proporciona una cantidad de líquido constante en cada embolada sin que el líquido pueda circular libremente a través del cuerpo de la bomba.

Según el mecanismo de impulsión del líquido se dividen en:

Bombas alternativas: el desplazamiento del líquido tiene lugar debido al avance y retroceso de un pistón, émbolo o diafragma (según sea la bomba, de pistón, de émbolo o de diafragma) en una cámara.

Bombas rotatorias: el desplazamiento del líquido tiene lugar debido a la rotación de uno o más dispositivos que se encuentran en el interior del cuerpo de la bomba.

En la selección de las bombas para transportar los fluidos líquidos de la planta proyectada se considerarán los siguientes factores:

- la naturaleza del líquido que se va a bombear (temperatura, densidad, viscosidad, tendencia a generar corrosión...)
- la capacidad requerida (caudal volumétrico)
- la carga total de la bomba
- el costo de la bomba, de su instalación, de operación y mantenimiento

En la **figura 7.10** se muestra un cuadro orientativo con las características generales de los dos tipos de bombas.

	Bombas centrífugas	Bombas desplazamiento positivo
Líquidos que manejan	<ul style="list-style-type: none"> • aguas limpias y sucias: grises y negras • aguas con sólidos en suspensión 	<ul style="list-style-type: none"> • líquidos viscosos: aceite, F.O., G.O. • líquidos pastosos
Presiones de trabajo	bajas	altas
Caudales	grandes	pequeños
Aspiración	no aspiran. Necesario cebado	autoaspirantes
Característica	el caudal que entrega la bomba depende de la presión de trabajo	la bomba da un caudal constante independiente de la presión de trabajo
Consumos eléctricos	tanto mayor cuanto menor sea la presión de trabajo	tanto mayor cuanto mayor sea la presión de trabajo
Pulsaciones	muy uniformes	muy pulsantes

Figura 7.10: Características generales de los dos grupos de bombas [Suffo, 2006]

En la instalación proyectada hay que impulsar dos fluidos líquidos: las vinazas de melaza y el hidróxido sódico diluido. Las líneas de impulsión están definidas en el Anexo n° 10 de los Anexos de la Memoria.

Para la impulsión de las vinazas de melaza se emplearán tres 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 del hidróxido sódico diluido se emplearán dos bombas dosificadoras, 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 émbolo. Se ha seleccionado este tipo de bomba porque el hidróxido sódico diluido es un líquido viscoso y los caudales de trabajo son muy pequeños (≈ 100 l/h), además son las más adecuadas para dosificar reactivos. El material del que están construidas es acero inoxidable.

El diseño de las bombas instaladas en la planta se recoge en el Anexo nº 10 de los Anexos de la Memoria.

Comercialmente, se han seleccionado los modelos GNI 50-13 y GNI 50-20 de la casa Bombas Ideal para la impulsión de las vinazas. Estas bombas cubren las necesidades de caudal, presión y potencia requerida en las líneas, además se cumple que la altura de aspiración neta positiva requerida ($NPSH_r$) es inferior a la altura de aspiración neta positiva disponible ($NPSH_d$). Por último, estas bombas permiten trabajar con líquidos con temperaturas hasta 100°C . Para ver curvas características acudir al Anexo nº12 de los Anexos de la Memoria.

Para el trasiego del hidróxido sódico se ha seleccionado una bomba dosificadora Sigma/1 4120SST y otra bomba dosificadora Sigma/2 7120SST, ambas de la casa comercial ProMinent. La potencia de dosificación es ajustable mediante la longitud de carrera y la velocidad del motor. Ambas bombas se diferencian por su gama de potencia (ver curvas características en el Anexo nº12 de los Anexos de la Memoria).

- **Soplantes**

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/m²
Razón de compresión ≈ 1
- ✓ Soplantes: presiones inferiores a $4 \cdot 10^2$ kN/m²
Razón de compresión ≤ 4
- ✓ Compresores: presiones superiores a $4 \cdot 10^2$ kN/m²
Razón de compresión ≥ 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.

Según la clasificación hecha, en la instalación proyectada, el aparato 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 kN/m² (>1 y $\leq 4 \cdot 10^2$ kN/m²) y razón de compresión = 2,30 (≤ 4).

Sin embargo, comercialmente se ha seleccionado un compresor, puesto que cubriría las necesidades de caudal y presión requerida. El compresor es de la serie RG modelo R-50 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 nº 10 de los Anexos de la Memoria.

7.4.7. Conducciones

Los sistemas de tuberías representan, aproximadamente un tercio del coste del material en una planta de proceso [Suffo, 2006], es por ello que su diseño es una parte importante de cualquier proyecto.

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, 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.

Las conducciones del sistema de depuración de las vinazas de melaza 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

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.

✓ Material

En la instalación proyectada hay que transportar cuatro fluidos distintos:

- Vinazas de melaza de caña de azúcar
- Biogás
- Hidróxido sódico diluido
- Lodos procedentes de la unidad de decantación

El material escogido para cada conducción dependerá básicamente de las propiedades del fluido que se transporta y de las condiciones de operación (presión interior y temperatura). De esta forma,

- Para las tuberías que transportan las vinazas de melaza de caña de azúcar se utilizará acero al carbono SA-53B (ya que es el material más económico) , exceptuando el tramo de tuberías que impulsa la vinaza desde la destilería hasta el intercambiador de calor que será de acero inoxidable SA 240 Gr 316 (AISI 316) puesto que hasta que ocurre la neutralización las vinazas llevan un pH ácido y son por tanto corrosivas.
- Para las tuberías que transportan el biogás se utilizará acero inoxidable SA 240 Gr 316 (AISI 316), eso es debido a que este gas puede contener cierta cantidad de ácido sulfhídrico suficiente para producir problemas de corrosión. 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 en contacto el oxígeno con un combustible; además, desestabilizarían la presión de todo el sistema.
- Para las tuberías que conducen el hidróxido sódico diluido se utilizará el acero inoxidable SA 240 Gr 316 (AISI 316) por motivos de seguridad, puesto que es un producto corrosivo y además se podría ocasionar el resquebrajamiento de las tuberías.
- Para los tuberías que transportan los lodos se utilizará acero al carbono SA-53B, puesto que es el tipo de acero más económico para estas funciones.

✓ Aislamiento térmico

Como ya se argumentó para otros equipos de la planta, se empleará como material aislante fibra de vidrio, aunque al tratarse de aislamiento de tuberías, éstas se utilizan preformadas en lugar de en colcha. La fibra de vidrio disponible para tal aislamiento posee una densidad superior (80 kg/m^3) que la correspondiente al aislamiento de equipos. Como medida de seguridad, las tuberías que conducen el hidróxido sódico irán aisladas térmicamente, ya que pueden resquebrajarse si la temperatura es menor de 12°C , así como las tuberías que conducen la vinaza desde la destilería hasta el intercambiador de calor, puesto que las vinazas circulantes se encuentran a una temperatura de 90°C y por tanto la temperatura en la superficie de las tuberías será alta suponiendo esto un peligro para los trabajadores.

Su espesor vendrá determinado por el diámetro nominal de la conducción y la temperatura de diseño de la misma (ambos determinados en el Anexo n°9 de los Anexos de la Memoria). Teniendo ambos datos y mediante la **tabla A11.14** del Anexo n°11 se tiene que el espesor del aislante para las tuberías de hidróxido sódico y vinazas será 38 mm y 64 mm respectivamente.

✓ 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, codos con un radio de curvatura grande.
- Tes: permitirán conectar dos ramas de idéntico diámetro en una de diámetro superior o bifurcar una de tamaño superior en dos de tamaño igual e inferior.

El diámetro que tendrán estos accesorios será el mismo diámetro de la conducción en la que estén instalados; lo mismo ocurrirá con el material del que estén hechos.

✓ 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 que está situada entre sus caras, permitiendo la conexión entre tuberías o tubería y elemento. La conexión se realizará por medio de bridas y no de soldadura porque 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.

La denominación y el dimensionamiento de las tuberías se recoge en el Anexo nº 9 de los Anexos de la Memoria y las vistas isométricas de las mismas se pueden observar en el Plano nº 6.

7.5. Separación entre equipos

En los puntos anteriores se han definido las distintas unidades necesarias en el proceso de depuración de las vinazas de melaza; estas unidades estarán distribuidas de forma que se permita el paso tanto de personas como de maquinaria en el caso de que se produzca alguna avería y sea necesario reparar o sustituir el equipo, pero siempre ocupando un espacio óptimo. Para el caso de los dos depósitos de hidróxido sódico diluido, la ITC MIE-APQ-6 indica que estos depósitos deberán estar separados entre ellos como mínimo 1 metro, además indica que 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.

Así, se ha estimado que, una distancia mínima entre todos los equipos de 3 metros, es suficiente para las operaciones de mantenimiento y conservación. La separación entre los dispositivos de menor tamaño, como las bombas y soplantes, será menor, puesto que su manipulación no requiere grandes perímetros.

En cuanto a la distancia entre los recipientes de hidróxido sódico diluido y el cubeto, se considerará una distancia de 1,5 m.

Capítulo 8. DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS

En este capítulo se exponen todos los datos necesarios acerca de cada uno de los equipos que conforman el sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar. Todos los cálculos necesarios en el diseño de las unidades se encuentran en los “Anexos de la Memoria”.

8.1. Digestor anaerobio

Descripción	Reactor tipo Filtro Anaerobio
Unidades	1
Tipo de flujo	Descendente
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total (m ³)	2140
Volumen útil (m ³)	1200
Altura total (m)	13
Material de construcción	Acero al carbono SA-285 C
Tipo de Relleno	Flocor R
Ordenación del relleno	Al azar
Tipo de mezclado	Inyección de gas mediante difusores colocados en la solera del reactor
Tipo difusor	Difusor no poroso de orificio con válvula
Caudal total de gas inyectado (m ³ /h)	489
Caudal de gas por difusor (m ³ /h)	30,6
Número de difusores	16
Distribución de la alimentación	Sistema de distribución móvil movido por carga hidráulica.
Número de brazos giratorios	4
Caudal de vinazas por cada brazo (m ³ /h)	6,2
Material Aislamiento	Lana de vidrio
Espesor Aislamiento (m)	0,06
Material Acabado	Lámina de aluminio

Espesor Acabado (m)	0,00061
Soporte del reactor	Faldón
Elementos y Accesorios	-Boca de hombre en la cubierta y solera -Abertura de acceso en el faldón -Escalera de acceso
CUBIERTA	
Tipo	Fija
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro de la base(m)	16
Altura(m)	3,32
Volumen(m ³)	429,71
Espesor(m)	0,0397
ZONA PRINCIPAL	
Forma	Cilíndrica
Diámetro (m)	16
Altura(m)	6,368
Volumen(m ³)	1280,41
Espesor(m)	0,0397
FONDO	
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro de la base(m)	16
Altura(m)	3,32
Volumen(m ³)	429,71
Espesor(m)	0,0397

8.2. Gasómetro

Descripción	Gasómetro de doble membrana con forma esférica
Unidades	1
Fabricante	Sattler
Modelo	B9 121/300
Material	Tejido de poliéster con recubrimiento interno y externo de PVC
Volumen útil (m ³)	1723,58
Presión de trabajo (kg/cm ²)	0,02
Díámetro (m)	16,6
Altura (m)	12,4
Temperatura del gas (°C)	35

8.3. Decantadores

Descripción	Decantador estático cerrado
Unidades	2
Fabricante	Salher
Modelo	CVC-DC-TC
Material	PRFV (Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio) con resinas ortoftálicas
Forma geométrica	Troncocónica
Cámara de alimentación	Central
Labio perimetral	Thomson
Volumen (m ³)	30,98
Diámetro (m)	4
Altura (m)	4,84
Altura entrada alimentación (m)	3,8
Accesorios	-Toma en boca de registro para instalación de tubo de ventilación. -Escalera de acceso -4 Soportes constituidos por Perfiles IPN

8.4. Intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Unidades	1
Designación intercambiador	TAMAÑO 10-240 TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero al carbono SA-53B
Diámetro exterior (m)	0,019
Espesor (m)	0,00165
Longitud (m)	6,096
Disposición	Cuadrada
Pitch (m)	0,0254
Nº tubos	52
Nº pasos	2
Área de transferencia (m ²)	18,97
CARCASA	
Material	Acero al carbono SA-283C
Diámetro interior (m)	0,254
Espesor (m)	0,00794
Nº pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Nº deflectores	7
Distancia entre deflectores (m)	0,8
Diámetro deflector (m)	0,254
Espesor deflector	0,00476
 AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

8.5. Depósitos de hidróxido sódico diluido

Descripción	Tanque cilíndrico, vertical, cerrado, de techo fijo toriesférico y fondo plano.
Unidades	2
Material	Acero inox. SA 240 Gr.316 (AISI 316)
Volumen total (m ³)	12
Volumen útil (m ³)	10
Diámetro interior (m)	1,89
Altura (m)	4,41
Espesor carcasa (m)	0,00635
Espesor fondos (m)	0,00635
Material Aislamiento	Lana de vidrio
Espesor Aislamiento (m)	0,06
Material Acabado	Lámina de aluminio
Espesor Acabado (m)	0,00061
Soporte de los tanques	Cimentación de hormigón
Accesorios	-Sistema de venteo -Cubeto de retención de 15 m ³ -Boca de hombre situada en la zona baja de la pared del depósito -Escalera de acceso

8.6. Bombas y soplantes

Bomba	Tipo	Caudal (l/h)	Altura útil (m)	Potencia mínima (W)	NPSH _d (m)
Línea 2	centrífuga	26204,13	11,11	1042,64	3,17
Línea 3	centrífuga	24852,81	5,92	526,68	5,86
Línea 4	centrífuga	24852,81	12,02	1069,68	2,98
Línea 6	dosificadora	111,96	6,59	2,11	5,94
Línea 7	dosificadora	111,96	35,18	11,28	5,94

Soplante	Tipo	Caudal (m ³ /h)	Altura útil (m)	Potencia (kW)
Línea 9	centrífuga	488,91	13,01	18,28

8.7. Conducciones

Se presentan las características de cada conducción siendo Q el caudal, L la longitud, D.N el diámetro nominal y E el espesor.

Conducciones de Vinazas de melaza:

N°	Material	Q (l/h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)	Accesorios
1	AISI 316	26041,67	5,5	3	3,048	1 válvula de compuerta
2	AISI 316	26204,13	14,5	3	3,048	3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
3	SA 53B	26204,13	1,5	3	3,048	3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
4	SA 53B	26204,13	11,7	3	3,048	1 conexión en Te 3 codos de 90° 1 válvula de retención
5	SA 53B	13102,06	8,8	2	3,912	3 codos de 90° 1 válvula de globo
6	SA 53B	13102,06	8,8	2	3,912	3 codos de 90° 1 válvula de globo
7	SA 53B	12426,40	8,8	2	3,912	3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
8	SA 53B	12426,40	8,8	2	3,912	3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
9	SA 53B	24852,81	6,5	3	3,048	1 conexión en Te 3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
10	SA 53B	24852,81	4,2	3	3,048	1 conexión en Te 2 codos de 90° 1 válvula de retención
11	SA 53B	24852,81	0,9	3	3,048	1 válvula de globo
12	SA 53B	24852,81	8,7	3	3,048	5 codos de 90° 1 válvula de globo
13	SA 53B	24852,81	1	3	3,048	1 conexión en Te 1 codo de 90°
14	SA 53B	24852,81	3	3	3,048	3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
15	SA 53B	24852,81	3,7	3	3,048	1 conexión en Te 6 codos de 90° 1 válvula de retención
16	SA 53B	24852,81	25,1	3	3,048	3 codos de 90° 1 válvula de compuerta
17	SA 53B	24852,81	5,7	3	3,048	2 codos de 90° 1 válvula de compuerta

Conducciones de hidróxido sódico diluido:

N°	Material	Q (l/h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)	Accesorios
18	AISI 316	111,96	0,5	¼	3,023	4 codos de 90° 1 válvula de compuerta
19	AISI 316	111,96	2	¼	3,023	1 conexión en Te 6 codos de 90° 1 válvula de retención
20	AISI 316	111,96	0,5	¼	3,023	4 codos de 90° 1 válvula de compuerta
21	AISI 316	111,96	11,7	¼	3,023	2 conexiones en Te 11 codos de 90° 1 válvula de retención 1 válvula de compuerta
22	AISI 316	111,96	5	¼	3,023	1 conexión en Te 1 válvula de compuerta

Conducciones de biogás:

N°	Material	Q (m ³ /h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)	Accesorios
23	AISI 316	776,18	34,5	4	3,048	6 codos de 90° 2 válvulas de mariposa

24.5751316779248,96333117-0.3.74-987(147,0281.5516558)2.6 8.95585-1.54333117-2.6 8.95585-s
3 codos de 90°
1 válvula de mariposa

Capítulo 9. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN

Todas las operaciones de la ingeniería química dependen del control y la medida de determinadas variables del proceso. Los instrumentos necesarios se han convertido en parte importante de las operaciones industriales y no se consideran ya, como equipos auxiliares. Si se prescinde del control, se producirán pérdidas constantes por interrupciones y averías.

El objetivo del control es mantener las variables del proceso en el punto de consigna deseado (“*set point*”), empleando controladores destinados a tal fin. Un sistema de control automático de cualquier proceso está constituido por cuatro tipos de elementos básicos:

- *Sensor o medidor*, que es el instrumento que mide la variable que se quiere controlar.
- *Transmisor o transductor*, que recibe la señal del medidor y la transforma en señal eléctrica, neumática o digital que pueda ser procesada por el controlador para calcular la acción de control.
- *Controlador*, aparato que calcula la acción de control de acuerdo con el algoritmo de control que se haya programado en él. Ese cálculo se traduce en un valor determinado de la señal de salida que se envía al elemento final de control.
- *Actuador o elemento final de control*, elemento que manipula la variable de proceso de acuerdo con la acción calculada por el controlador.

En este apartado se nombran las variables cuya medida y control resultan fundamentales para el funcionamiento óptimo del sistema de depuración mediante digestión anaerobia objeto de este Proyecto, así como la instrumentación mínima necesaria al respecto.

9.1. Circuito de vinazas

9.1.1. Caudal

Se dispondrá de medidores de caudal en los siguientes puntos del sistema:

- ✓ A la entrada de la planta. Tiene dos funciones: proporcionar información de la cantidad de vinazas que está entrando al sistema continuamente y, enviar la señal de la medida al controlador correspondiente que, a su vez, determinará la actuación de una de las válvulas de globo dispuestas antes de los decantadores para repartir el caudal de entrada en la proporción que se halla fijado (en dos partes normalmente).
- ✓ A la salida de la planta. Proporciona información de la cantidad de vinazas que está saliendo del sistema continuamente.
- ✓ Entre la salida de los decantadores y la entrada al intercambiador de calor. Tiene dos funciones: proporcionar información del caudal de vinazas que va a entrar al digestor, y la segunda, mandar la señal correspondiente a un controlador cuyo objetivo es controlar la temperatura (ver apartado 9.1.2).

Los caudalímetros que se emplearán son del 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 vinazas 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-T80-A1A1A válidos para un caudal de hasta 120 m³/h. Cada caudalímetro necesitará un convertidor de señal, modelo ML 110-B0A1B1 del mismo fabricante.

El controlador empleado para regular el caudal que entra en cada decantador será el modelo Position Control 58868400 de la casa comercial EATON.

9.1.2. Temperatura

El control de la temperatura es fundamental para el funcionamiento adecuado del sistema de digestión anaerobia, puesto que afecta al metabolismo de los microorganismos responsables de la estabilización de la vinaza. Las bacterias mantienen su actividad óptima a 35°C.

La temperatura no debe variar más de 1°C al día.

Para el control de esta variable, se dispondrá de un medidor de temperatura de las vinazas en cada uno de los siguientes puntos del sistema:

- ✓ En el interior del digester anaerobio, con la función de informar sobre la temperatura que hay dentro del reactor.
- ✓ Tres sensores, uno a la entrada del intercambiador de calor de la corriente que procede de los decantadores y otros dos en ambas salidas del intercambiador. El sensor situado en la corriente de salida del cambiador de calor hacia el digester, enviará la señal a un controlador que tendrá asignado un set point (fijado sobre 37,74°C). Este controlador, llamado controlador maestro, será el encargado de fijar el set point de otro controlador (controlador esclavo) gracias a un computador de señales en el que se recibirán, además de la señal del controlador maestro, las dos señales procedentes de los otros dos sensores de temperatura. El controlador esclavo comparará el set point (impuesto por el controlador maestro) con la señal procedente del caudalímetro, para a continuación ordenar a la válvula de globo, encargada de bypassear el caudal que no atravesará el intercambiador de calor, una mayor o menor apertura. Los controladores mencionados y el computador de señales se encontrarán físicamente en un solo controlador de procesos avanzado.

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 el reactor es el AKO-14602; se instalará en la pared del digestor y utilizará una sonda del tipo Pt 100 (modelo AKO-15584).

Para las otras tres medidas de la temperatura en las conducciones de vinazas 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.

9.1.3. Relación de ácidos volátiles y alcalinidad

La medida de la alcalinidad informa sobre la capacidad tampón del medio y, por tanto, sobre la resistencia del pH a variar en función de las anomalías de operación. La alcalinidad total, por si misma, no es un parámetro de control importante ya que es poco sensible al aumento de la temperatura. La medida de la alcalinidad total en el reactor se realizará mediante un sensor de pH de tipo HI 9142 (Hanna Instruments) que se instalará en la pared del reactor y utilizará una sonda de tipo HI 9142 (Hanna Instruments).

de una salida para la toma de muestras de vinaza que está sumergida en la vinaza para evitar el contacto del gas con el aire.

Un buen procedimiento de control consistiría en medir dicha relación al menos dos veces por semana, aunque es aconsejable que esta medida se realice a diario.

9.1.4. pH

La medida del pH ayudará al seguimiento del proceso, ya que es un parámetro complementario al anterior. Los microorganismos que actúan en el proceso tienen un rango óptimo de pH comprendido entre 6,6 y 7,6, como se indica en el Apartado 7.1.3 de esta Memoria Descriptiva, considerándose como valor de referencia el pH de 7.

Para la medida del pH se dispondrá de un medidor de pH en los siguientes puntos:

- ✓ A la salida de la unidad de decantación. Éste tendrá la función de advertir si las vinazas que entran a la planta y han sido neutralizadas (y se han homogeneizado debidamente en los decantadores) están al pH establecido (punto de consigna = 7). La señal procedente del medidor de pH se envía a un controlador, al cual se le ha asignado un punto de consigna variable a voluntad, y el controlador compara la señal procedente del medidor con este punto. Si las vinazas no tienen el pH deseado, el controlador aumentaría o disminuiría la señal que envía a la bomba dosificadora nº 1 (es el elemento final de control) para que ésta a su vez aumente o disminuya la dosis a inyectar de hidróxido sódico.
- ✓ A la salida del reactor anaerobio, de esta forma se medirá el pH del efluente. Esta medida servirá para verificar que la digestión transcurre dentro de los parámetros normales y, en caso de que no fuera así (el pH fuera menor de 7), la bomba dosificadora nº 2 recibiría la orden de inyectar un determinado caudal de hidróxido sódico en la tubería que está a la entrada del reactor.

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.

9.1.5. Nivel

Se colocará un medidor de nivel en cada depósito de la planta:

- ✓ En los depósitos de almacenamiento de hidróxido sódico. Se instalará un medidor de alto y bajo nivel. En el momento en que el nivel del depósito sobrepase alguno de estos valores se encenderá una señal luminosa y sonora. Esto permitirá parar el llenado del tanque (si es de alto nivel) y saber el momento en el que es necesario abrir manualmente la válvula que comunica los dos depósitos para que el nivel del líquido no baje de un determinado punto.
- ✓ En los decantadores. Simplemente tendrá la aplicación de evitar que se vacíen del todo o se llenen excesivamente.
- ✓ En el reactor anaerobio. Es conveniente conocer el nivel de vinazas dentro del reactor. Este nivel nunca podrá ser inferior a la salida de vinazas, ya que produciría la salida de biogás por dicha conducción y una posible entrada de aire al digestor, provocando una situación de riesgo de explosión, y tampoco podrá superar el espacio reservado al biogás.

Para los depósitos de hidróxido sódico diluido los medidores de nivel seleccionados son medidores por ultrasonidos. En concreto, el modelo AKO-53190 que detectará la distancia entre la superficie del líquido y su sensor ultrasónico, activando un relé cuando sube de un máximo programado, y desactivando dicho relé cuando el nivel baje de un mínimo también programado. La salida analógica se conectará a una alarma. Puesto que los medidores por ultrasonidos necesitan que no exista ningún objeto entre el equipo y la superficie a medir, no serán aptos para medir el nivel en el digestor; para él y los decantadores 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 (las vinazas de los decantadores estarán a temperatura alta). Están contruidos en acero inoxidable AISI 316.

9.2. Circuito de biogás

El gas que se genera en el proceso es combustible, y normalmente se encuentra sometido a presión, por lo tanto, los equipos y conducciones que están relacionados con él, deberán estar controlados en todo momento.

9.2.1. Presión

Se dispondrá de medidores de presión en los siguientes puntos del sistema:

- ✓ En la cubierta del digestor, ya que en la zona superior hay almacenada una fracción del gas del proceso, obteniéndose el valor referido al interior del digestor anaerobio.
- ✓ En la conducción de gas situada en la entrada del digestor, que pertenece al sistema de agitación, para su posterior distribución a través de los difusores.
- ✓ En el gasómetro. 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 con el gasómetro.

También se dispondrá de un regulador de presión, en la conducción de salida del gasómetro hacia el quemador de gas en exceso, que controle la presión de todo el sistema de gas. Está fijado a unos 22 cm de columna de agua (presión algo mayor que la presión que mantendrá la soplante de inflado en el gasómetro), ya que el gas sólo llegará al quemador si la presión del sistema es mayor que este valor. El regulador se abrirá para compensar esa presión.

Como medidores de presión se utilizará el modelo TC/716-051 de TC-Direct, que mide presiones manométricas de hasta 1 bar y para el regulador de presión el modelo R 2100 de la casa comercial APQ.

9.2.2. Metano

Los productos finales de la degradación anaerobia son el CO_2 y el CH_4 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_4 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_4/CO_2 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, 1990].

En la **tabla 9.1** se presenta un resumen de los lazos de control que se han impuesto en la planta de depuración:

Variable a controlar	Set point	Variable manipulada	Tipo de lazo de control
Caudal vinazas entrada a decantadores	(Caudal vinazas entrada planta)/2	Caudal vinazas entrada a decantadores	Lazo abierto
pH de vinazas a la salida de decantadores	pH = 7	Caudal hidróxido sódico diluido a inyectar	Lazo cerrado
pH en el digestor anaerobio	pH = 7	Caudal hidróxido sódico diluido a inyectar	Lazo cerrado
T ^a de vinazas antes de entrar al digestor	T = 37,74 °C	Caudal vinazas a través de by-pass	Lazo cascada
Nivel superior/inferior depósitos de NaOH	$h_{\text{sup}} = 3,4 \text{ m}$ $h_{\text{inf}} = 0,7 \text{ m}$	Caudal hidróxido sódico de llenado o vaciado	Lazo cerrado
Presión en el gasómetro	P = 0,02 kg/cm ²	Caudal aire inyectado por la soplante de apoyo	Lazo cerrado

Tabla 9.1: Lazos de control impuestos en el sistema de depuración de vinazas.

La situación de cada dispositivo de medición y control se puede observar en el Plano n°7 (diagrama de funcionamiento), dónde se muestran los lazos de control establecidos así como los elementos de seguridad explicados en el Apartado 7.4.1 de esta Memoria Descriptiva.

Asimismo, los catálogos con las características de cada uno de los dispositivos se encuentran en el Anexo n° 12 de los Anexos de la Memoria.

9.3. 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 sin oponer ningún obstáculo.
- 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 que nos ocupa se necesitan válvulas para las tres funciones descritas ya que:

- 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:

- ✓ Válvulas de compuerta: Se utilizan para detener el flujo de fluido. Este tipo de válvulas resulta poco recomendable para una regulación cuidadosa del flujo, aunque si es muy 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 se produce variación en la dirección del flujo. Por consiguiente, una válvula de compuerta abierta 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 de las vinazas de melaza y del hidróxido sódico en los casos que sea necesario aislar un equipo o una tubería para el mantenimiento de los mismos. Serán de funcionamiento manual.

- ✓ 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 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, como ocurría con las válvulas de compuerta, la pérdida de presión es muy pequeña y no hay alteración en la dirección del flujo. Estas válvulas se instalarán en la tubería de descarga de cualquier bomba de la planta para impedir que el fluido retorne en caso de parada de la bomba.

- ✓ Válvula de globo: estas válvulas, también llamadas de asiento, son las válvulas por excelencia para la regulación del caudal. Se emplean también como elemento de cierre para las presiones muy altas. El movimiento del fluido queda interrumpido por un obturador, que cierra el paso entre los dos lados del cuerpo de la válvula.

A diferencia de las válvulas de compuerta, la caída de presión en las válvulas de globo es grande, ya que el fluido circula a través de una pequeña abertura y cambia varias veces de dirección.

Estas válvulas se emplearán en los casos en que se requiera la regulación del caudal mediante un sistema de control; por tanto además del cuerpo tendrán un actuador cuya misión es producir la fuerza necesaria para mover algunos

elementos internos del cuerpo y provocar así un cambio en la apertura de la válvula.

- ✓ Válvulas de mariposa: Estas válvulas que 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 básicamente para aislar equipos y tuberías.

Los materiales de los que están constituidos el cuerpo y las partes internas de las válvulas serán de acero inoxidable, material más utilizado por su aceptable resistencia a la corrosión y a la erosión, y su fácil mecanizado.

En la **tabla 9.2** se indican los tipos de válvulas así como el número de unidades de cada una que se emplearán en la planta. La situación de cada válvula se puede observar en el Plano nº7 (diagrama de funcionamiento).

Válvula	Unidades
válvula de compuerta de acero inoxidable(AISI 316L), DN 4 "	1
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),D.N 3"	7
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),DN 2"	2
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),DN ½"	2
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),DN ¼"	4
válvula de globo de acero al carbono DN 3"	2
válvula de globo de acero al carbono DN 2"	2
válvula de retención de acero inoxidable (AISI 316L), DN 3"	4
válvula de retención de acero inoxidable (AISI 316L), DN ¼ "	2
válvula de mariposa de acero inoxidable (AISI 316L), DN 4"	2
válvula de mariposa de acero inoxidable (AISI 316L), DN 3"	1
válvula de mariposa de acero inoxidable (AISI 316L), DN 2,5"	1
válvula de seguridad y alivio de acero inoxidable	4

Tabla 9.2: Tipos de válvulas empleadas en la instalación.

Capítulo 10. SEGURIDAD E HIGIENE

10.1. Legislación Aplicable

Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.

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 773/1997, de 30 de mayo. Disposiciones mínimas sobre utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.

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 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios.

Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.

Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión.

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 400/1996, de 1 de marzo. Aparatos y sistemas de protección para uso en atmósferas potencialmente explosivas

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.

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.

10.2. Identificación de los riesgos laborales y las medidas preventivas

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 actualice un determinado accidente, pero se debe intentar disminuir la probabilidad de que se produzcan, disminuir las consecuencias de estos accidentes y, en caso de que se produzcan, estar preparados para la correcta actuación.

En la instalación para llevar a cabo el proceso de depuración de las vinazas de melaza proyectado, se han identificado los siguientes riesgos:

- ✓ Exposición a agentes biológicos
- ✓ Exposición a agentes químicos
- ✓ Exposición al ruido
- ✓ Exposición a atmósferas explosivas
- ✓ Riesgo de almacenamiento de productos químicos
- ✓ Riesgo de incendio
- ✓ Riesgo eléctrico

10.2.1. Exposición a agentes biológicos: bacterias, virus, parásitos, etc.

Según el 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, se entiende por agentes biológicos a los microorganismos, incluidos todos aquellos que hayan sido modificados, los cultivos celulares y los endoparásitos humanos, susceptibles de originar cualquier tipo de infección, alergia o toxicidad.

En la planta de depuración de vinazas de melaza no existe el riesgo potencial, como existe en las plantas depuradoras de aguas residuales, de adquirir alguna de las

siguientes enfermedades: leptospirosis, brucelosis, tétanos, fiebre tifoidea, hepatitis virial, etc.

Las vinazas procedentes de la destilería se encuentran a una temperatura de 90°C, por tanto, se limita la posible presencia de agentes biológicos.

Los lodos que se emplean como inóculos del digestor anaerobio están estabilizados anaeróbicamente en la EDAR de procedencia. Estos lodos están constituidos principalmente de bacterias.

MEDIDAS PREVENTIVAS

Una vez puesta en marcha la planta de depuración, se realizará una evaluación de los riesgos a la exposición a agentes biológicos (inóculo del digestor, lodos de decantación). 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 depurativos resulta muy difícil evitar la exposición a los agentes biológicos (su presencia es imprescindible para la depuración biológica), 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 vinazas, 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.

10.2.2. Exposición a agentes 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 químico como la presencia de un agente químico en el lugar de trabajo que implica el contacto de éste con el trabajador, normalmente por inhalación o por vía dérmica.

En la planta de depuración se emplean o generan los siguientes agentes químicos:

Hidróxido sódico diluido (50% p/v), que es una sustancia con alto poder corrosivo, y, aunque la exposición a éste será mínima, puesto que está almacenado en depósitos cerrados y el sistema de dosificación de pH está automatizado, pueden surgir operaciones de mantenimiento o reparación de averías durante las cuales la exposición a este agente puede ser mayor.

La exposición al hidróxido sódico diluido puede causar:

Por inhalación: Corrosivo. Sensación de quemazón, tos, dificultad respiratoria.

A través de la piel: Corrosivo. Enrojecimiento, graves quemaduras cutáneas, dolor.

A través de los ojos: Corrosivo. Enrojecimiento, dolor, visión borrosa, quemaduras profundas graves.

Por ingestión: Corrosivo. Dolor abdominal, sensación de quemazón, diarrea, vómitos, colapso.

Ver ficha de seguridad en **figura A11.7** del Anexo nº11 de los Anexos de la Memoria.

MEDIDAS PREVENTIVAS:

- 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.

Vinazas de melaza sin neutralizar

Las vinazas procedentes de la destilería poseen carácter ácido (causan lesiones graves a los tejidos vivos con los que entran en contacto) y un alto contenido en materia orgánica.

MEDIDAS PREVENTIVAS

Las vinazas se neutralizan en la línea de conducción de entrada a la planta de depuración, por tanto, prácticamente en la totalidad de la planta entran neutralizadas,

con esta medida se evitan posibles fugas de una sustancia altamente corrosiva (pH = 4,15). Sin embargo, en el tramo de tuberías que conducen estas vinazas ácidas serán necesarias las mismas medidas preventivas que en el caso del hidróxido sódico diluido.

Biogás (metano y dióxido de carbono)

El biogás generado en el digester y almacenado en el gasómetro está constituido principalmente por CH₄ y CO₂ 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 por inhalación, pérdida de conocimiento en el caso del CH₄ y en el caso del CO₂ vértigo, dolor de cabeza, taquicardia y aumento de la presión sanguínea (ver fichas de seguridad en **figura A11.5 y A11.6** del Anexo nº11 de los Anexos de la Memoria).

MEDIDAS PREVENTIVAS

- a) Reducir al mínimo cualquier escape o fuga.
- b) En el caso de realizar operaciones de mantenimiento o reparaciones de avería tanto en el digester como en el gasómetro, será de uso obligatorio un equipo de respiración autónoma, además de las protecciones individuales pertinentes.

10.2.3. Exposición al ruido.

Todas las máquinas: soplantes, bombas, alarmas, etc., son fuentes de ruido que, a parte 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 µPa 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.

MEDIDAS PREVENTIVAS

Los problemas se pueden atacar en tres frentes: sobre la fuente, sobre el medio de transmisión y, sobre el receptor. Se intentará actuar por este orden de preferencia:

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.

10.2.4. Exposición a atmósferas explosivas.

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 biogás que se genera en el digestor anaerobio se almacena en un gasómetro de 1700 m³ y a la presión manométrica de 0,02 kg/cm². Como se ha comentado anteriormente, el biogás está formado en un 65% por metano y en un 35% por dióxido de carbono. Por tanto el biogás es una sustancia inflamable, que además está sometida a presión, esto supone un elemento de riesgo de explosión y de incendio.

MEDIDAS PREVENTIVAS

La primera medida preventiva a adoptar es impedir o evitar en la medida de lo posible la formación de atmósferas explosivas (mezcla aire/biogás). Para ello, se instalan las siguientes medidas de seguridad en el circuito de biogás:

Válvula de seguridad

Válvula rompedora de vacío

Apagallamas

Separador de sedimentos

Purgadores de condensado

Reguladores de presión

Quemador de biogás en exceso.

La función de cada uno de estos elementos fue perfectamente explicada en el Apartado 7.4.1 y el Apartado 9.2.1 de esta Memoria Descriptiva y su situación puede observarse en el Plano n°7.

Si la fuga no se ha 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 dos áreas de riesgo, el gasómetro y el digestor anaerobio, puesto que en ambos se almacena biogás. 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.

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 del hidróxido sódico diluido (50% p/v), que es un producto químico corrosivo, por tanto será de aplicación la instrucción técnica complementaria <<MIE-APQ-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 del hidróxido sódico se colocarán, bien visibles, señales normalizadas, que indiquen claramente la presencia de líquidos corrosivos.
- b) Prevención de derrames. Para evitar proyecciones de líquido corrosivo por rebosamiento de los depósitos se garantizará que no haya sobrellenos de los recipientes 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 lavaojos. Se instalarán duchas y lavaojos 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 lavaojos no distarán más de 10 metros de los puestos de trabajo indicados y estarán libres de obstáculos y debidamente señalizados.

Además, los depósitos donde se almacena el hidróxido sódico estarán calorifugados (recubiertos por módulos de lana de vidrio que ejerce como aislante térmico y una lámina de aluminio estructural), pues el hidróxido sódico diluido al 50% p/v congela por debajo de los 12°C, pudiendo llegar a resquebrajar los depósitos donde se almacena (los depósitos de almacenamiento y el sistema de tuberías para el transporte del hidróxido sódico diluido son de acero inoxidable, altamente resistente a la corrosión).

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. En el caso de la planta proyectada, al tener dos depósitos de almacenamiento, se colocarán en el mismo cubeto de retención.

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 mayor. En este caso se toma un volumen superior al mínimo, 15 m³.

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.

10.2.6. Riesgo de incendio.

El Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales, tiene por objeto establecer y definir los requisitos que deben satisfacer y las condiciones que deben cumplir los establecimientos e instalaciones de uso industrial para su seguridad en caso de incendio, para prevenir su aparición y para dar la respuesta adecuada, en caso de producirse, limitar su propagación y posibilitar su extinción, con el fin de anular o reducir los daños o pérdidas que el incendio pueda producir a personas o bienes.

Las actividades de prevención del incendio tendrán como finalidad limitar la presencia del riesgo de fuego y las circunstancias que pueden desencadenar el incendio.

Para que se produzca un fuego deben darse simultáneamente tres componentes:

El combustible (gas, vapores, nieblas o polvos).

El comburente (el oxígeno, siempre presente).

El foco de ignición (aparatos/instalaciones eléctricas o cualquier fuente de calor).

Las medidas de prevención nos llevan a buscar los medios para que no se de uno de los tres componentes, ya que la ausencia de uno de los tres componentes haría que no se produjese un fuego.

a) Actuación sobre el combustible

En la actuación sobre el combustible es donde la prevención de incendios tiene su más amplio campo de posibilidades de actuación. Para el caso que nos ocupa, los esfuerzos se centrarán en evitar las fugas. Como se comentó en el apartado de exposición a atmósferas explosivas, se adoptarán las medidas necesarias (válvulas, conexión entre digestor y gasómetro, regulador de presión...) para evitar el escape de biogás (principal material combustible que hay en la planta) a la atmósfera, en caso de necesidad, se dispondrán instalaciones especiales de detección de fugas y alarma consiguiente.

b) Actuación sobre el comburente

Son medidas encaminadas a la eliminación del comburente; generalmente, son de difícil aplicación en la práctica, ya que el aire es la principal fuente de oxígeno, por lo que en el caso que nos ocupa (al aire libre) es imposible eliminarlo.

c) Actuación sobre los focos de ignición:

Consiste en la eliminación de la energía de activación necesaria para que se inicie una reacción de combustión, mediante la eliminación de los posibles focos de ignición o fuentes de calor existentes, tales como:

- ✓ Herramientas y prendas de trabajo: tanto las herramientas que se utilicen como las prendas de trabajo, en particular el calzado, estarán desprovistas de elementos metálicos férricos que puedan dar lugar a chispas.
- ✓ Todos los motores y equipos eléctricos que se sitúen cerca del circuito de gas (la soplante y la soplante de apoyo) serán antideflagrante.

- ✓ Prohibición de fumar: se prohibirá de forma expresa y se señalizará con letreros de fácil visibilidad y clara expresión.
- ✓ Electricidad estática: hay que evitar la acumulación de cargas estáticas sobre cuerpos aislados en los que se produce una fricción. La forma más frecuente de lograrlo es mediante la interconexión eléctrica de los cuerpos entre sí y con tierra. De esta forma se produce una descarga de la electricidad generada, de forma que la intensidad circulante es muy baja.

Llegados al punto en el cual el incendio no ha podido ser evitado, es necesario disponer de sistemas de extinción de incendios. Las actividades de respuesta al incendio tendrán como finalidad controlar o luchar contra el incendio, para extinguirlo, y minimizar los daños o pérdidas que pueda generar.

Según la configuración y ubicación con relación a su entorno (tipo E, puesto que desarrollan su actividad en espacios abiertos que no constituye un edificio) y su nivel de riesgo intrínseco (nivel 1 puesto que la densidad de carga de fuego ponderada es menor a 100 Mcal/m^2) la instalación precisa de sistemas manuales de alarma de incendio y de extintores portátiles. El emplazamiento de los extintores permitirá que sean fácilmente visibles y accesibles, estarán situados próximos a los puntos donde se estime mayor probabilidad de iniciarse el incendio, es decir, en el gasómetro y en el digestor anaerobio.

Los extintores son aparatos autónomos que contienen un agente de extinción, que puede ser proyectado y dirigido sobre un fuego por la acción de una presión interior. Para cada tipo de fuego existe un agente de extinción adecuado (o varios); para la clase de fuego que pudiera tener lugar en la planta proyectada, en este caso es la “clase C, incendio de gases inflamables”, los agentes extintores adecuados son el polvo BC (convencional) y Polvo ABC(polivalente). Se utilizarán extintores de polvo BC.

Se instalarán sistemas manuales de alarma de incendio en los sectores de incendio situándose un pulsador junto a cada salida de evacuación del sector de incendio, y la distancia máxima a recorrer desde cualquier punto hasta alcanzar un pulsador no debe superar los 25 m.

Finalmente, se debe reseñar que todos los aparatos, equipos y sistemas, así como su instalación y mantenimiento empleados en la protección contra incendios dispuestos en la planta cumplirán las exigencias establecidas en el Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios.

10.2.7. Riesgo eléctrico

Se define el riesgo eléctrico como la posibilidad de que la corriente eléctrica circule a través del cuerpo humano. Para que exista este riesgo debe darse:

Que exista un circuito eléctrico formado por elementos conductores.

Que el cuerpo humano sea parte del circuito.

Que en el circuito exista una diferencia de potencial.

Las consecuencias sobre el cuerpo humano son muy diversas, desde un leve hormigueo hasta una fibrilación ventricular irreversible, esto dependerá fundamentalmente del tipo de corriente, la trayectoria de la corriente y la relación intensidad circulante-tiempo de paso.

El 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, se aplica a las instalaciones eléctricas de los lugares de trabajo y a las técnicas y procedimientos para trabajar en ellas, o en sus proximidades.

El riesgo eléctrico está muy extendido en la planta, ya que las bombas, las soplantes, los controladores...consumen energía, por lo que estarán conectadas a la red y una mala conexión o un mal contacto podrá ser una fuente que materialice un accidente. Por tanto se tendrán que tomar una serie de medidas preventivas:

MEDIDAS PREVENTIVAS

Pueden ser de dos tipos: informativas y de protección.

Las medidas informativas advierten de la posibilidad de riesgos, como es el caso de las señales, o mediante la exposición al personal que trabaja con electricidad de los posibles riesgos y las precauciones que se deben tomar.

Las medidas de protección más utilizadas son las siguientes:

- ✓ Toma de tierra: el aparato a proteger se conecta a tierra mediante una conexión de muy baja resistencia eléctrica; en caso de que haya un fallo en el aparato, la mayor parte de la intensidad derivará a tierra mediante esta conexión, ya que tiene mucha menor resistencia que el cuerpo humano.
- ✓ Aislamientos de protección: todo el equipo se recubre con un aislamiento eléctrico suplementario; en caso de fallo eléctrico, la carcasa del mismo queda sin tensión.
- ✓ Uso de tensiones de seguridad: se emplean voltajes pequeños, de forma que si hay un fallo eléctrico, la intensidad que circula por el cuerpo es muy pequeña y no causa daños; por ello limitan la corriente que puede circular por el cuerpo a valores seguros. Las tensiones de seguridad prescritas por el Reglamento Electrotécnico de Baja tensión son:
 - 12 voltios, para condiciones de inmersión.
 - 24 voltios, para locales o emplazamientos mojados.
 - 50 voltios, para locales o emplazamientos húmedos.
 - 75 voltios para locales o emplazamientos secos.
- ✓ Separación de circuitos: Separa el circuito de utilización del de alimentación por medio de transformadores o grupos convertidores manteniendo aislados de tierra todos los conductores del circuito de utilización. En caso de fallo eléctrico en el circuito de utilización (con el que la persona está en contacto), no se puede cerrar el circuito eléctrico, impidiendo así el paso de corriente por el cuerpo humano.
- ✓ Diferenciales: estos dispositivos chequean permanentemente la intensidad que entra y sale en un circuito eléctrico; si son iguales, el aparato no actúa y la corriente circula normalmente; si son distintas, es porque hay un defecto en la instalación y el diferencial corta el paso de corriente.
- ✓ Magnetotérmicos: se trata de un fusible que corta el suministro de corriente cuando la intensidad que circula es muy elevada. Cuando hay un cortocircuito en la instalación, la intensidad circulante aumenta considerablemente y el

magnetotérmico corta el paso de la corriente. Deben estar correctamente calculados para que sólo salten en caso de cortocircuito, ya que deben permitir el paso de una cierta intensidad para que el aparato funcione.

10.3. Disposiciones mínimas de seguridad

Atendiendo al Real Decreto 486/1997, de 14 de abril, que establece las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo:

- ✓ El diseño y las características constructivas de los lugares de trabajo deberá ofrecer seguridad frente a los riesgos de resbalones o caídas, choques o golpes contra objetos y derrumbamientos o caídas de materiales sobre los trabajadores.
- ✓ Así mismo, deberán facilitar el control de las situaciones de emergencia, en especial en caso de incendio, y posibilitar, cuando sea necesario, la rápida y segura evacuación de los trabajadores.

- ✓ **Vías de circulación:**

Las vías de circulación de los lugares de trabajo, se utilizan conforme a su uso previsto, de forma fácil y con total seguridad para los peatones o vehículos que circulan por ellas y para el personal que trabaja en sus proximidades.

Las vías de circulación destinadas a vehículos pasan a una distancia suficiente de las puertas, zonas de circulación de peatones, pasillos y escaleras. El trazado de las vías estará claramente señalizado.

La anchura de las vías por las que circulan medios de transporte y peatones permiten su paso simultáneo con una separación de seguridad suficiente.

- ✓ Las vías y salidas de evacuación permanecerán expeditas y desembocarán lo más directamente posible en el exterior o en una zona de seguridad, y se señalizarán conforme al Real Decreto 485/1997.

El número, la distribución y las dimensiones de las vías y salidas de evacuación dependerán del uso, de los equipos y de las dimensiones de los lugares de trabajo, así como del número máximo de personas que puedan estar presentes en los mismos.

- ✓ Para los accidentes menores imprevistos y como medida de primeros auxilios, habrá un botiquín perfectamente equipado y actualizado periódicamente, con vendas y gasas, pomadas para quemaduras y golpes, pastillas para el dolor de cabeza, termómetro, manuales en los que se indique qué hacer en caso de quemaduras, golpes y caídas.

10.4. Señalización

Atendiendo al Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, en el que se establecen las disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo, se tienen los siguientes tipos de señales para llamar la atención de forma rápida y clara sobre objetos y situaciones susceptibles de provocar peligros determinados, así como para indicar el emplazamiento de dispositivos que tengan importancia desde el punto de vista de la seguridad:

- ✓ Señales luminosas

La luz emitida por la señal deberá provocar un contraste luminoso apropiado

riesgo biológico y riesgo de atmósferas explosivas) en las zonas a las que corresponda según se ha indicado en los apartados anteriores.



Señales de prohibición: Forma redonda. Pictograma negro sobre fondo blanco, bordes y banda rojos.

En la planta proyectada, se deberán instalar las siguientes señales de prohibición (de izquierda a derecha: prohibido fumar, prohibido fumar y encender fuego y no tocar) en las zonas a las que corresponda según se ha indicado en los apartados anteriores.



Señales de obligación: Forma redonda. Pictograma blanco sobre fondo azul.

En la planta proyectada, se deberán instalar las siguientes señales de obligación (de izquierda a derecha: protección obligatoria de las manos, protección obligatoria de la cara, protección obligatoria de la cabeza, protección obligatoria de los pies, protección obligatoria para las vías respiratorias y protección individual obligatoria contra caídas) en las zonas a las que corresponda según se ha indicado en los apartados anteriores.



Señales relativas a los equipos de lucha contra incendios: Forma rectangular o cuadrada. Pictograma blanco sobre fondo rojo.

En la planta proyectada, se deberán instalar las señales relativas a la lucha contra incendios en las zonas reservadas a estos menesteres.



Además, cuando se vaya a realizar determinadas operaciones (inspección, mantenimiento, etc.) serán necesarios:

- ✓ Guantes contra las agresiones químicas (si se va a entrar en contacto con el hidróxido sódico o las vinazas de melaza sin neutralizar).
- ✓ Guantes contra las agresiones de origen térmico (las vinazas entran a 90°C).
- ✓ Pantalla facial
- ✓ Sistemas anticaída (mantenimiento del digestor).
- ✓ Equipo de respiración autónoma (cuando se proceda al mantenimiento del digestor anaerobio).

Capítulo 11. MANTENIMIENTO

11.1. Introducción

Una vez construido el sistema de depuración de las vinazas de melaza, 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.

Por consiguiente, las funciones básicas del mantenimiento serán [Galán y Gordillo, 2006]:

- ✓ La ejecución de una serie de trabajos sobre las mismas instalaciones que garanticen la continuidad productiva de las instalaciones.
- ✓ La planificación del trabajo para conseguir el uso eficiente de los medios humanos y materiales.
- ✓ La asistencia técnica: el mantenimiento necesita un soporte técnico que garantice y mejore la calidad de las intervenciones; debe estudiar las averías que se presenten o son susceptibles de presentarse y adoptar el criterio más adecuado para su reparación o prevención si es posible.
- ✓ La gestión de materiales para asegurar que la función ejecución va a disponer del material preciso en el momento preciso.
- ✓ La contratación de servicios: la ejecución de los trabajos de mantenimiento puede realizarse por personal de otra empresa; en cuyo caso se establecerán los procedimientos de contratación que se basarán en el cumplimiento de las normas vigentes y en los mejores requisitos de calidad y precio.
- ✓ El control de gestión mediante el que se analizarán los datos relativos a los costes y a la disponibilidad, se controlarán las desviaciones de presupuesto, la aparición de averías repetitivas, el cumplimiento de las normas, la productividad de la plantilla, la actuación de las empresas externas, etc.

El mantenimiento del sistema de depuración de vinazas 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.

11.2. Política de mantenimiento

La política de mantenimiento consiste en definir 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:

- ✓ Mantener los equipos en un estado aceptable.
- ✓ Asegurar la disponibilidad de los equipos al nivel fijado.
- ✓ Alargar la vida del equipo el mayor tiempo posible.
- ✓ Organizar las intervenciones.
- ✓ Garantizar una seguridad máxima al personal y a las instalaciones.
- ✓ Disminuir los costes tanto directos como indirectos de mantenimiento.
- ✓ Mejorar las relaciones con los clientes.
- ✓ Aumentar la productividad del personal de mantenimiento.
- ✓ Alisar la carga de trabajo.
- ✓ Definir la política de subcontratación y aprovisionamiento.

11.3. Programa de mantenimiento

El programa de mantenimiento se elaborará en función de las siguientes premisas:

- ✓ Los aspectos observados durante la puesta en marcha del sistema de depuración de las vinazas de melaza y su posterior funcionamiento en régimen estacionario.
- ✓ Las recomendaciones ofrecidas por los proveedores de los distintos equipos e instalaciones que componen el sistema de digestión.

Dicho programa clasificará a los distintos trabajos de mantenimiento en tres grupos bien definidos:

- mantenimiento correctivo
- mantenimiento preventivo

-mantenimiento predictivo

11.3.1. Mantenimiento correctivo

De forma general, el trabajo del mantenimiento correctivo será: desmontar el equipo o la pieza averiada, reparar dichas piezas, volver a montarlas y corregir las desviaciones de los elementos no constructivos de los equipos [Baldin, 1982].

El mantenimiento correctivo presenta una serie de inconvenientes:

- ✓ favorece el número de elementos dañados de los equipos.
- ✓ reduce la vida útil de los equipos.
- ✓ no permite planificar ni programar los trabajos.
- ✓ incrementa el consumo de repuestos.
- ✓ puede obligar a imponer turnos y jornadas extraordinarias para realizar los trabajos.
- ✓ la urgencia que produce este tipo de trabajos puede suponer reparaciones de baja calidad y poco fiables.

El fin que debe perseguir el mantenimiento es el de disminuir el número de trabajos imprevistos y aumentar el número de trabajos planificados. Por lo tanto, se intentará que el mantenimiento correctivo en el sistema de depuración de las vinazas de melaza sea el mínimo posible.

De este mantenimiento correctivo se elaborarán informes que reflejarán la frecuencia de las averías en los distintos equipos, para elaborar planes preventivos a fin de que disminuyan dichas averías. La información aportada permitirá conocer las incidencias del equipo intervenido y preparar mejor los trabajos a realizar, y por otro lado, permitirá conocer los aspectos críticos de los componentes y ofrecerá la posibilidad de analizarlos y modificarlos, evitando futuras averías.

En las fichas históricas de los equipos aparecerán, al menos, los siguientes datos:

- ✓ piezas que se averían
- ✓ fecha de la avería
- ✓ número de veces averiada
- ✓ tiempo de reparación
- ✓ costes del mantenimiento

11.3.2. Mantenimiento preventivo

El mantenimiento preventivo es la realización de ciertas reparaciones o cambios de componentes según intervalos de tiempo, o según determinados criterios. Estos trabajos tratarán de reducir la posibilidad de avería o pérdida de rendimiento de un equipo. A diferencia del mantenimiento correctivo, el mantenimiento preventivo está totalmente planificado, basado en períodos de tiempo previamente fijados o en números de ciclos de operación. Por lo tanto elimina el factor sorpresa de las averías.

Se trata pues, de un mantenimiento programado que reduce el número de las paradas imprevistas del sistema. Así, las revisiones se programarán de acuerdo con las necesidades de fabricación y la periodicidad que se establece dependiendo del tipo, importancia y antecedentes del equipo particular. Las intervenciones se realizarán, aunque los equipos presenten en ese momento un correcto funcionamiento, evitándose el riesgo de averías importantes y grandes perjuicios al sistema de depuración.

Entre las ventajas de este tipo de mantenimiento se encontraría la posibilidad de un estricto control de repuestos y un considerable alargamiento de la vida útil de los equipos.

El principal inconveniente se refleja en los costes, ya que las revisiones implican un alto coste. Las reparaciones se efectúan a elementos que todavía funcionan, reduciendo la vida útil de dichas piezas.

El éxito de este tipo de mantenimiento se apoya en elegir bien el período de inspección, de forma que no se lleguen a producir averías pero sin acortar las inspecciones mucho, ya que esto lo encarecería considerablemente. Hay que buscar un equilibrio entre los costes y la efectividad.

11.3.3. Mantenimiento predictivo

Consiste en el conocimiento del estado del equipo por medición periódica o continua de algún parámetro significativo. La intervención se condiciona a la detección precoz de los síntomas de las averías.

Las verificaciones periódicas o continuas permiten obtener los datos necesarios para que se pueda dictaminar a la vista de ellos sobre el tipo de anomalía que presenta y su alcance, a fin de que se pueda recomendar la acción a realizar. Estas verificaciones

se ejecutarán con el equipo en funcionamiento, sin necesidad de recurrir a desmontajes y revisiones periódicas.

Algunas de las técnicas de verificación que se realizan en este tipo de mantenimiento serían:

- ✓ inspección visual
- ✓ inspección por líquidos penetrantes
- ✓ inspección por ultrasonidos
- ✓ análisis de vibraciones
- ✓ estudio de lubricantes
- ✓ termografías

11.4. Mantenimiento y conservación del sistema de depuración

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 depuración, quedando excluidos los equipos de reserva.

El mantenimiento preventivo que se desarrollará para el sistema de depuración de vinazas de melaza será de tres tipos:

-Mantenimiento preventivo programado: se realizarán una serie de ajustes, comprobaciones, inspecciones y sustituciones periódicas de componentes de los equipos.

-Mantenimiento preventivo en paradas: para aquellos equipos que se les ha detectado un deterioro incipiente que requiere una inspección en detalle.

-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 el sistema de depuración de vinazas de melaza son:

- **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

- **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.

- **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

- **Depósitos de hidróxido sódico diluido**

- ✓ Inspección radiografiada de las soldaduras
- ✓ Revisar las conexiones con las tuberías
- ✓ Comprobar su estanqueidad
- ✓ Revisar el aspecto superficial
- ✓ Al encontrarse al exterior se protegerá con una nueva capa de pintura cada 5 años.

- **Decantadores**

Estos equipos apenas requerirán mantenimiento. En cualquier caso se atenderá a lo que indique el manual que lo acompaña adjuntado por el comerciante.

El mantenimiento será básicamente:

- ✓ Limpieza de la zona de descarga de lodos.
- ✓ Inspección de la tubería de entrada del influente.

- **Intercambiador de calor**

- ✓ Limpieza del interior del cambiador

A intervalos regulares, con la frecuencia que la experiencia y la eficacia de los cambiadores de calor lo aconsejen, se examinará el interior de los mismos.

El descuido en la limpieza interior de los tubos, puede provocar la completa obstrucción del flujo de alguno de ellos, lo cual causará severos esfuerzos térmicos y daños en las juntas de los tubos.

Una capa de depósitos en los tubos reduce la eficiencia de los cambiadores, incrementa la caída de presión y reduce el rendimiento, indicando la necesidad de limpieza. La resistencia por ensuciamiento afecta directamente a la eficiencia de los

cambiadores, a mayor espesor de los depósitos, mayor resistencia y menor eficiencia de transferencia térmica. Por tanto, las superficies de transferencia térmica deberán conservarse limpias a fin de asegurar un funcionamiento satisfactorio.

Puesto que las dificultades de limpieza aumentan rápidamente al aumentar el espesor de las costras de depósitos, no deben alargarse mucho los períodos entre limpiezas.

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.

A continuación se dictan algunos procedimientos de limpieza recomendados en las normas TEMA:

-Para incrustaciones solubles, hágase circular aceite lavador caliente a través de los tubos o la cubierta a alta velocidad.

-Algunos depósitos salinos pueden eliminarse haciendo circular agua limpia y caliente.

-El uso de compuestos comerciales para quitar sedimentos y las costras resistentes, agregados al agua caliente o al aceite, suelen dar buenos resultados.

-Cepillos giratorios y otros medios mecánicos.

-Agua inyectada a alta presión

- ✓ Comprobar el estado de las juntas y conexiones.
- ✓ Revisar el estado de la estructura y control de su temperatura.

• **Digestor anaerobio**

- ✓ Limpieza exterior
- ✓ Revisar las conexiones con las tuberías
- ✓ Inspección radiográfica de las soldaduras
- ✓ Comprobar el estado de los difusores
- ✓ Reposición del relleno deteriorado
- ✓ Comprobar el estado de la parrilla
- ✓ Revisar el sistema de distribución del influente (equilibrado de los brazos de distribución y engrase de los elementos móviles, limpieza de las boquillas)
- ✓ 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.

- **Gasómetro**

- ✓ El gasómetro posee una mirilla consistente en un anillo de 550 mm de diámetro dotado de una lámina transparente de material acrílico por la 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 montada entre la soplante de apoyo y el gasómetro para mantener la presión de aire, y de la válvula de seguridad del gasómetro.
- ✓ 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.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Baldin; 1982, “Manual de mantenimiento de instalaciones industriales”, Ed. Gustavo Gili.

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.

Branan C.; 2005, “Rules of thumb for Chemical Engineers”, Ed. Gulf Professional Publishing.

Carceller Rosa J.M.; 2005, “Depuración anaerobia de aguas residuales. Su aplicación en la industria alimentaria”, *Tecnología del Agua*, nº 263, pp. 36-43.

Elia Neto A., Nakahodo, T.; 1995, “Caracterização Físico-Química da Vinhaça-Projeto nº 9500278”, Relatório Técnico 761-96/96 Centro de Tecnologia Copersucar, Piracicaba, SP1995, 26 p.

Fálder Rivero A.; 2004, “Azúcares y mieles”, *Distribución y Consumo*, nº 78, pp. 113-124.

Fdez-Polanco F., García P.A.; 1993, “Tecnología anaerobia: características y criterios de selección”, 5º Sem. D.A.A.R. Valladolid 26-28 Mayo1993.

Galán M., Gordillo D.; 2006, “Apuntes Asignatura Química Industrial: Operaciones, Mantenimiento y Seguridad en Planta”, Universidad de Cádiz.

García Morales, J.L; 1997, “Dinámica de colonización de la biopelícula bacteriana en reactores anaerobios termofílicos”, Tesis de licenciatura, Universidad de Cádiz.

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.

Hernández Muñoz, A.; Hernández Lehmann, A.; Galán Martínez, P.; 1996, “Manual de depuración Uralita”, Ed. Paraninfo, 1ª Edición.

Incropera F.P., DeWitt D.P.; 1999, “Fundamentos de transferencia de calor”, Ed. Prentice Hall, 4ª Edición.

Iza J., Colleran E., Paris J.M, Wu W.M.; 1991, ”International workshop on anaerobic treatment technology for municipal and industrial wastewaters: Summary paper”, Water Science Technology, vol. 24, nº 8, pp. 1-16.

Kern, Donald Quentin; 1984, “Procesos de transferencia de calor”, Ed. Continental.

Lamo, Paulo de.; 1991, “Sistema produtor de Gás Metano Através de Tratamento de Efluentes Industriais” METHAX/BIOPAQ. CODISTIL, Piracicaba. Citado en Fonzar Granato, E.; 2003, “Geração de energia através da biodigestão anaeróbica da vinhaça”, Dissertação de Mestrado, Universidad Estadual Paulista.

Lema J.M; 1993, “Conceptos básicos para el diseño, operación y control de digestores anaerobios”, 5º Sem. D.A.A.R. Valladolid 26-28 Mayo1993

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 Mayo1993.

López J.A.; 2005, “Apuntes Asignatura Tecnología del Medio Ambiente”, Universidad de Cádiz.

Lora F., Miró J.;1978, “Técnicas de Defensa del Medio Ambiente”, Ed. Labor.

Malina J., Pohland F.; 1992, “Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes”, Technomic Publishing Co.

Megyesy, E.F. 2001, “Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo”, Ed. Limusa.

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.

Muñoz M.J., Blandino A.; 2004, “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.

Orlando Filho, J.; 1991, “Manejo de suelos y uso de fertilizantes para la caña de azúcar en Brasil”, Geplacea, vol. 8, nº 3, pp. 1-6.

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.

Ramalho R.S. ; 1996, “Tratamiento de aguas residuales”, Ed. Reverté.

Robertiello A.; 1982, “Upgrading of agricultural and agroindustrial wastes: the treatment of distillery effluents (vinasses) in Italy”, *Agricultural Wastes*, n° 4, pp. 387-395.

Rudd D.F., Watson Ch.C.; 1976, “Estrategias en Ingeniería de Procesos”, Ed. Alhambra.

Suffo Pino M.; 2006, “Apuntes Asignatura Proyectos y Oficina Técnica”, Universidad de Cádiz.

Valcárcel Muñoz, M.J. ; 1985, “Depuración de vertidos de destilerías vnicas”, Tesis Doctoral, Universidad de Cádiz.

Vian Ortuño, A., 1999, “Introducción a la química industrial”, Ed. Reverté, 2ª Edición.

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, n° 8, pp.133-155.

Otros:

Normas TEMA, “Standards of the tubular exchanger manufacturers association”, Tubular exchanger manufacturers association inc., 1999.

Código ASME Sección VIII-1 y Sección II, American Society of Mechanical Engineers, 2001.

Código ASME B31.3, American Society of Mechanical Engineers, 2002.

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.

Páginas web:

www.mtas.es

www.bombas-ideal.com

www.salher.com

www.sattler-europe.com

www.mapner.com

www.thermoequipos.com.ve

www.prominent.es

www.lanasarrate.es

www.kobold.com

www.ako.es

www.tcdirect.es

www.4oakton.com

www.eaton.com

www.abb.es

www.kunklevalve.com

DOCUMENTO N° 1:

MEMORIA

ANEXOS DE LA MEMORIA

Índice de los Anexos de la Memoria

Índice de los Anexos de la Memoria.....	170
Anexo nº 1. BALANCES DE MATERIA	173
1.1. Balance de materia en el punto de neutralización.....	173
1.2. Balance de materia a la sedimentación.....	176
1.3. Balance de materia al intercambiador de calor.....	180
1.4. Balance de materia al digestor anaerobio.....	181
1.4.1. Balance de materia a la vinaza.....	182
1.4.2. Balance de materia al biogás.....	184
1.5. Balance de materia al gasómetro.....	186
1.6. Diagrama de flujo del sistema.....	187
Anexo nº 2. NEUTRALIZACIÓN.....	189
2.1. Cantidad de agente neutralizante a añadir.....	189
2.2. Dosificación del hidróxido sódico diluido.....	191
2.3. Almacenamiento del hidróxido sódico diluido.....	192
2.4. Consumo de hidróxido sódico diluido.....	192
Anexo nº 3. SEDIMENTACIÓN.....	193
3.1. Volumen de decantación.....	193
3.2. Producción de fangos.....	194
3.3. Efluente clarificado.....	196
Anexo nº 4. DISEÑO DEL FILTRO ANAEROBIO.....	197
4.1. Velocidad de Carga orgánica.....	197
4.2. Volumen de reacción y TRH.....	198

4.3. Concentración de sustrato en el efluente.....	199
4.4. TRS.....	203
4.5. Producción de biomasa.....	204
4.6. Producción de gas.....	204
4.7. Sistema de mezclado del digestor	206
4.8. Sistema de alimentación del digestor.....	207
4.9. Aislamiento del digestor.....	207
4.10. Soporte del reactor.....	207
Anexo nº 5. DIMENSIONAMIENTO DEL DIGESTOR.....	208
5.1. Zona Central.....	211
5.1.1. Altura y Volumen.....	211
5.1.2. Presión de diseño.....	212
5.1.3. Espesor.....	215
5.2. Cúpula.....	221
5.2.1. Volumen.....	222
5.2.2. Presión de diseño.....	222
5.2.3. Altura y Espesor.....	223
5.3. Solera.....	226
5.3.1. Volumen.....	226
5.3.2. Presión de diseño.....	226
5.3.3. Altura y Espesor.....	227
5.4. Dimensiones definitivas.....	229
Anexo nº 6. SISTEMA DE CALEFACCIÓN.....	234
6.1. Demanda térmica.....	234
6.1.1. Calentamiento de las vinazas.....	234
6.1.2. Pérdidas de calor por transmisión en el digestor.....	235

6.1.3. Pérdidas de calor por tuberías.....	255
6.1.4. Demanda térmica total.....	255
6.2. Intercambiador de calor.....	256
6.2.1. Dimensionado y caracterización del equipo.....	256
6.2.2. Diseño mecánico.....	267
Anexo nº 7. DIMENSIONAMIENTO DEL GASÓMETRO.....	272
Anexo nº 8. DIMENSIONAMIENTO DE LOS DEPÓSITOS DE ALMACENAMIENTO DE NaOH.....	273
8.1. Dimensiones características.....	273
8.2. Determinación del espesor.....	275
8.3. Dimensiones definitivas.....	281
8.4. Aislamiento térmico.....	284
8.5. Cubeto de retención.....	284
Anexo nº 9. DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS DE PROCESO.....	285
Anexo nº 10. ESTUDIO DE BOMBAS Y SOPLANTES.....	310
10.1. Cálculo de las pérdidas de carga.....	310
10.2. Cálculo de la potencia.....	327
10.3. Cálculo de la altura de aspiración neta positiva.....	333
Anexo nº 11. TABLAS Y FIGURAS.....	336
Anexo nº12. CATÁLOGOS Y OFERTAS.....	358

Anexo nº 1. BALANCES DE MATERIA

1.1. Balance de materia al punto de NEUTRALIZACIÓN:

En este apartado se mostrará el balance de materia aplicado para la determinación del caudal de la corriente de salida del punto de neutralización. La ecuación general a aplicar es la correspondiente a un balance global de materia.

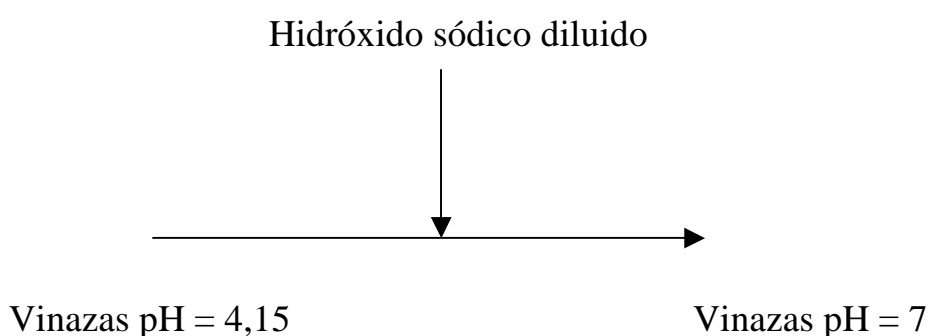


Figura A 1.1: Esquema del punto de neutralización.

Vinazas pH=4,15	Hidróxido sódico diluido	Vinazas pH=7
$Q_A = 26041,67 \text{ l/h}$	$Q_{\text{NaOH}} = 111,96 \text{ l/h}^{**}$	Q_N
$\rho_V = 1,051 \text{ kg/l}$	$\rho_{\text{NaOH}} = 1,525 \text{ kg/l}^{**}$	$\rho_V = 1,051 \text{ kg/l}$
$M_A = 27369,79 \text{ kg/h}$		M_N
$S_A = 28450 \text{ mg/l}$		$S_N = 28450 \text{ mg/l}$
$S.S_A = 3966,84 \text{ mg/l}$		$S.S_N = 3966,84 \text{ mg/l}$
$M_{S_A} = 740,89 \text{ kg/h}^*$		M_{S_N}
$M_{S.S_A} = 103,30 \text{ kg/h}^*$		$M_{S.S_N}$

* Estos datos se han calculado con las ecuaciones A 1.2 y A 1.3

** Estos datos proceden del Anexo nº 2

Tabla A 1.1.: Características de las corrientes de entrada y salida del punto de neutralización.

En la **tabla A 1.1** se muestran las características de la corriente de entrada de vinazas a la planta, y por tanto, al punto de neutralización (datos procedentes del Capítulo 5 de la Memoria Descriptiva). También se muestran las características de la corriente de hidróxido sódico diluido a inyectar cuyos datos procedentes del Anexo nº2. Asimismo se ha considerado que la concentración de los sólidos en suspensión y la concentración de sustrato (DQO) a la salida del punto de neutralización permanecen constantes, ya que el caudal de hidróxido sódico inyectado es tan pequeño (comparado con el de vinazas) que la dilución será mínima.

Los parámetros de la **tabla A 1.1** tienen el siguiente significado:

Q_A : Caudal volumétrico de vinazas alimentadas (l/h)

M_A : Caudal másico de vinazas alimentadas (kg/h)

S_A : Concentración de sustrato en las vinazas alimentadas (mgDQO/l)

S_{SA} : Concentración de los sólidos en suspensión en las vinazas alimentadas (mgSST/l)

M_{SA} : Caudal másico de sustrato en las vinazas alimentadas (kgDQO/h)

M_{SSA} : Caudal másico de sólidos en suspensión en las vinazas alimentadas (kgSST/h)

ρ_V : Densidad de las vinazas de melaza de caña de azúcar (kg/l)

Q_{NaOH} : Caudal volumétrico de hidróxido sódico diluido (l/h)

ρ_{NaOH} : Densidad del hidróxido sódico diluido (kg/l)

Q_N : Caudal volumétrico de vinazas neutralizadas (l/h)

M_N : Caudal másico de vinazas neutralizadas (kg/h)

S_N : Concentración de sustrato en las vinazas neutralizadas (mgDQO/l)

SS_N : Concentración de los sólidos en suspensión en las vinazas neutralizadas (mgSST/l)

M_{SN} : Caudal másico de sustrato en las vinazas neutralizadas (kgDQO/h)

M_{SSN} : Caudal másico de sólidos en suspensión en las vinazas neutralizadas (kgSST/h)

Si se hace un balance de materia en el punto de inyección del hidróxido sódico diluido, se tiene que la masa que entra en dicho punto debe salir del sistema o acumularse dentro de él, como en este caso no hay acumulación, además tampoco se genera ni consume materia, se tiene que:

$$\{\text{Entrada Vinazas pH} = 4,15\} + \{\text{Hidróxido sódico diluido}\} = \{\text{Salida Vinazas pH} = 7\}$$

Esta expresión se corresponde matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$Q_A \cdot \rho_V + Q_{\text{NaOH}} \cdot \rho_{\text{NaOH}} = Q_N \cdot \rho_V \quad \mathbf{A\ 1.1}$$

Despejando la variable que interesa hallar (Q_N) y sustituyendo los valores conocidos (**tabla A 1.1**) en la **ecuación A 1.1** se obtiene:

$$Q_N = 26204,13 \text{ l/h}$$

Puesto que el caudal de vinazas neutralizadas es distinto del caudal de vinazas que entra en la planta, habrán cambiado los caudales máxicos de la DQO y de los Sólidos en Suspensión.

Los caudales máxicos de la DQO y de los Sólidos en Suspensión que se hallen en el presente Anexo se calcularán, respectivamente, mediante las siguientes ecuaciones generales:

$$M_S = S \cdot Q \quad \mathbf{A\ 1.2}$$

$$M_{S,S} = S.S \cdot Q \quad \mathbf{A\ 1.3}$$

Dónde:

M_S y $M_{S,S}$ son el caudal máxico del sustrato y de los sólidos en suspensión respectivamente (kg/h)

S y $S.S$ son la concentración de sustrato y de los sólidos en suspensión respectivamente (kg/l)

Q es el caudal volumétrico (l/h)

Al sustituir el caudal de vinazas neutralizadas (Q_N) y los correspondientes valores de concentración conocidos (**tabla A 1.1**) con las unidades adecuadas, en las **ecuaciones A 1.2** y **A 1.3** se obtiene que:

$$M_{SN} = 745,51 \text{ kg/h}$$

$$M_{S.SN} = 103,95 \text{ kg/h}$$

En la tabla se presentan los resultados del balance de materia, así como los datos hallados a partir del mismo y que serán de utilidad para la realización de cálculos posteriores:

Vinazas pH=4,15	Vinazas pH=7
$Q_A = 26041,67 \text{ l/h}$	$Q_N = 26204,13 \text{ l/h}$
$M_A = 27369,79 \text{ kg/h}$	$M_N = 27540,54 \text{ kg/h}$
$S_A = 28450 \text{ mg/l}$	$S_N = 28450 \text{ mg/l}$
$S.S_A = 3966,84 \text{ mg/l}$	$S.S_N = 3966,84 \text{ mg/l}$
$M_{SA} = 740,89 \text{ kg/h}$	$M_{SN} = 745,51 \text{ kg/h}$
$M_{S.SA} = 103,30 \text{ kg/h}$	$M_{S.SN} = 103,95 \text{ kg/h}$

Tabla A 1.2.:Resultados del balance de materia al punto de neutralización.

1.2. Balance de materia a la SEDIMENTACIÓN:

En este apartado se mostrarán los balances aplicados para la determinación del caudal y de la concentración (de DQO y de Sólidos en suspensión) de las corrientes de entrada y salida de la unidad de decantación, esto es, alimentación de vinazas, efluente clarificado y lodos.

La sedimentación tiene lugar en dos decantadores. Se divide el caudal de vinazas por igual entre ambos decantadores y una vez tratadas se vuelven a unificar. Con los lodos formados en ambos decantadores ocurrirá lo mismo, se unificarán una vez se generen.

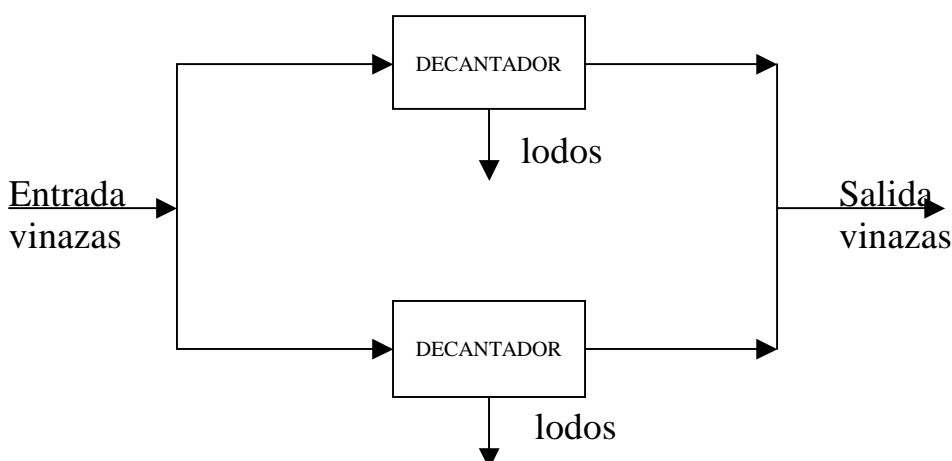


Figura A 1.2: Corrientes en la unidad de decantación

Para hacer el balance de materia se tomarán los dos decantadores como una sola unidad, es decir, como una caja negra. Se aplicará, por tanto, el balance de materia antes del punto de bifurcación de la vinaza y justo después del punto de unión de las vinazas. Con los lodos también se tomará el punto de unión de ambos.

En la **tabla A1.3** se muestran las características de la corriente de entrada de vinazas a la unidad de decantación y la salida de fangos, donde el subíndice “D” se refiere a las vinazas decantadas y el subíndice “F” a los fangos de decantación.

ENTRADA VINAZAS	SALIDA VINAZAS	SALIDA LODOS*
$Q_N = 26204,13 \text{ l/h}$	Q_D	$Q_F = 1351,32 \text{ l/h}$
$\rho_V = 1,051 \text{ kg/l}$	$\rho_V = 1,051 \text{ kg/l}$	$\rho_F = 1,051 \text{ kg/l}^{**}$
$S_N = 28450 \text{ mg/l}$	S_D	$S_F = 110337,78 \text{ mg/l}$
$S.S_N = 3966,84 \text{ mg/l}$	$S.S_D$	$S.S_F = 50000 \text{ mg/l}$
$M_{SN} = 745,51 \text{ kg/h}$	M_{SD}	$M_{SF} = 149,10 \text{ kg/h}$
$M_{S.SN} = 103,95 \text{ kg/h}$	$M_{S.SD}$	$M_{S.SF} = 67,57 \text{ kg/h}$

* Estos datos han sido calculados en el Anexo nº3

** La densidad de los lodos se ha considerado igual que la de las vinazas, puesto que los lodos están concentrados un 5%, el resto sigue siendo vinazas.

Tabla A 1.3.:Características de las corrientes de entrada y salida de la unidad de decantación.

De forma general, puesto que no hay acumulación, ni generación ni consumo, el balance de materia se puede expresar como:

$$\{\text{Entrada}\} = \{\text{Salida}\}$$

$$\{\text{Entrada Vinazas}\} = \{\text{Salida Vinazas}\} + \{\text{Salida Lodos}\}$$

Esta expresión se corresponde matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$Q_N \cdot \rho_V = Q_D \cdot \rho_V + Q_F \cdot \rho_F \quad \mathbf{A\ 1.4}$$

Puesto que las densidades son las mismas, se puede trabajar con caudales volumétricos a pesar de ser un balance de materia, pudiéndose utilizar la ecuación de la siguiente forma:

$$Q_D = (Q_N - Q_F) \quad \mathbf{A\ 1.5}$$

Sustituyendo los valores conocidos de la **tabla A 1.3** en la **ecuación A 1.5** se obtiene:

$$Q_D = 24852,81 \text{ l/h}$$

Igualmente, si se realiza un balance de materia aplicado a la DQO:

$$\{\text{Entrada DQO}\} = \{\text{Salida DQO}\}$$

$$\{\text{Entrada DQO en vinazas}\} = \{\text{Salida DQO en vinazas}\} + \{\text{Salida DQO en lodos}\}$$

Esta expresión se corresponde matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$Q_N \cdot S_N = Q_D \cdot S_D + Q_F \cdot S_F \quad \mathbf{A\ 1.6}$$

Sustituyendo los valores conocidos de la **tabla A 1.3** y el caudal de efluente clarificado (Q_D) hallado anteriormente en la **ecuación A 1.6** se obtiene:

$$S_D = 23997,53 \text{ mg/l}$$

De la misma manera, se realiza un balance de materia aplicado a los Sólidos en Suspensión:

$$\{\text{Entrada SST}\} = \{\text{Salida SST}\}$$

$$\{\text{Entrada SST en vinazas}\} = \{\text{Salida SST en vinazas}\} + \{\text{Salida SST en lodos}\}$$

Esta expresión se corresponde matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$Q_N \cdot S \cdot S_N = Q_D \cdot S \cdot S_D + Q_F \cdot S \cdot S_F \quad \mathbf{A\ 1.7}$$

Sustituyendo los valores conocidos de la **tabla A 1.3** en la **ecuación A 1.7** se obtiene:

$$S \cdot S_D = 1463,88 \text{ mg/l}$$

Una vez se tienen los caudales volumétricos y las concentraciones de la DQO y de los Sólidos en Suspensión, los caudales máxicos se hallan respectivamente mediante las **ecuaciones A1.2** y **A1.3**. Sustituyendo los valores conocidos en dichas ecuaciones se tiene que:

$$M_{SD} = 596,41 \text{ kg/h}$$

$$M_{S,SD} = 36,38 \text{ kg/h}$$

En la **tabla A 1.4** se presentan los resultados del balance de materia, así como los datos hallados a partir del mismo que caracterizan las corrientes de salida de vinazas y de lodos y que serán de utilidad para la realización de cálculos posteriores.

ENTRADA VINAZAS	SALIDA VINAZAS	SALIDA LODOS
$Q_N = 26204,13 \text{ l/h}$	$Q_D = 24852,81 \text{ l/h}$	$Q_F = 1351,32 \text{ l/h}$
$M_N = 27540,54 \text{ kg/h}$	$M_D = 26120,30 \text{ kg/h}$	$M_F = 1420,24 \text{ kg/h}$
$S_N = 28450 \text{ mg/l}$	$S_D = 23997,53 \text{ mg/l}$	$S_F = 110337,78 \text{ mg/l}$
$S.S_N = 3966,84 \text{ mg/l}$	$S.S_D = 1463,88 \text{ mg/l}$	$S.S_F = 50000 \text{ mg/l}$
$M_{SN} = 745,51 \text{ kg/h}$	$M_{SD} = 596,41 \text{ kg/h}$	$M_{SF} = 149,10 \text{ kg/h}$
$M_{S,SN} = 103,95 \text{ kg/h}$	$M_{S,SD} = 36,38 \text{ kg/h}$	$M_{S,SF} = 67,57 \text{ kg/h}$

Tabla A 1.4.: Resultados del balance de materia a la unidad de decantación.

1.3. Balance de materia al INTERCAMBIADOR DE CALOR

En el intercambiador de calor intervienen dos corrientes de vinazas a distinta temperatura. En ambas corrientes sólo se producen fenómenos de transferencia de calor, y por consiguiente, no existe acumulación, ni generación, ni consumo de materia en el equipo. Además, las corrientes no entran en contacto entre sí.

Por tanto, para la corriente de vinazas a enfriar el balance de materia queda de la siguiente forma:

$$\{\text{entrada de vinazas}\} = \{\text{salida de vinazas}\}$$

Igualmente para la corriente de vinazas a calentar:

$$\{\text{entrada de vinazas}\} = \{\text{salida de vinazas}\}$$

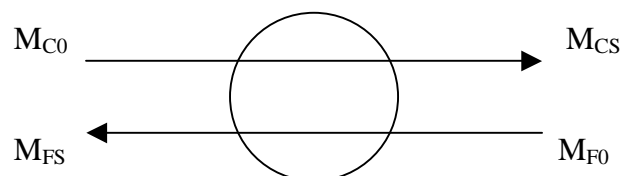


Figura A 1.3: Esquema del intercambiador de calor.

El subíndice C denomina a la corriente de vinazas caliente y el subíndice F indica la corriente de vinazas fría que se desea calentar.

La corriente de vinazas caliente es la que ya ha sido neutralizada y aún no ha sido decantada, y la corriente de vinazas fría es la que sale de la unidad de decantación. Por tanto, estas corrientes ya están perfectamente caracterizadas. Los caudales másicos se han calculado en los apartados 1.1 y 1.2 del Presente Anexo.

$$M_{C0} = M_{CS} = 27540,54 \text{ kg/h}$$

$$M_{FS} = M_{F0} = 26120,30 \text{ kg/h}$$

1.4. Balance de materia al DIGESTOR ANAEROBIO:

Para la caracterización de todas las corrientes implicadas en el funcionamiento del digestor objeto de este Proyecto, se ha realizado un balance de materia al mismo.

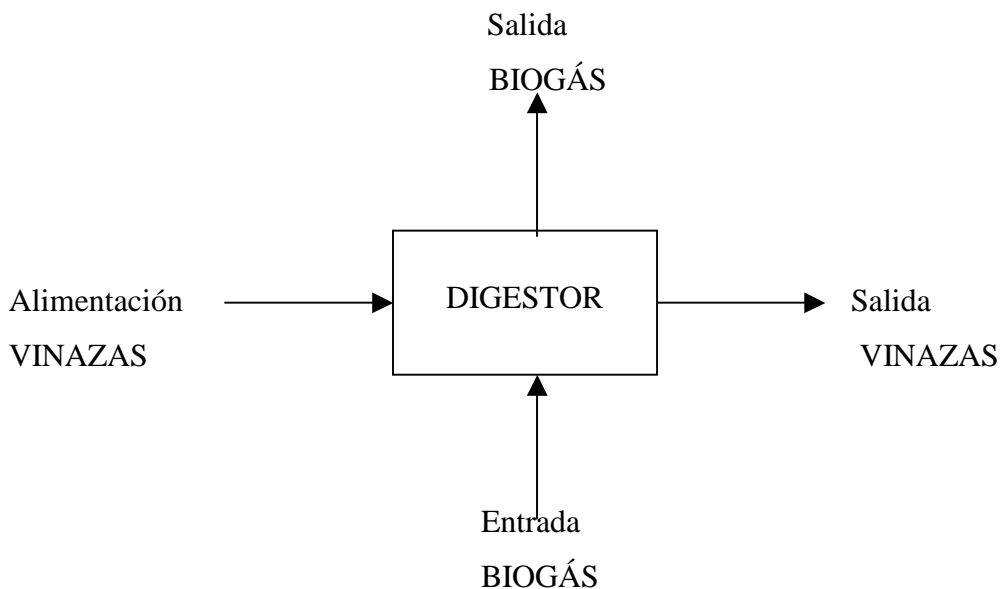


Figura A 1.4: Corrientes del digestor.

En la **tabla A1.4** se muestran las características de la corriente de vinazas alimentada al digestor, así como algunos datos sobre las corrientes de salida, donde el subíndice “E” se refiere al efluente de vinazas y “B” a la corriente de biogás.

Alimentación de vinazas	Efluente
$Q_D = 24852,81 \text{ l/h}$	$Q_E = 24852,81 \text{ l/h}^{**}$
$S_D = 23997,53 \text{ mg/l}$	$S_E = 1367,73 \text{ mg/l}^{***}$
$S.S_D = 1463,88 \text{ mg/l}$	$S.S_E$
$M_{SD} = 596,41 \text{ kg/h}$	M_{SE}
$M_{S,SD} = 36,38 \text{ kg/h}$	$M_{S,SE}$
Entrada de biogás	Salida de biogás
$Q_{B0} = 489 \text{ m}^3/\text{h}^*$	Q_B
65% CH_4	65% CH_4

* Q_{B0} ha sido calculado en el **Anexo n° 4** de los Anexos de la Memoria.

** $Q_D=Q_E$ para mantener constante el volumen de líquido en el digestor.

*** S_E ha sido calculado en el **Anexo n° 4** de los Anexos de la Memoria.

Tabla A 1.5.:Características de las corrientes del digestor.

Para la realización del balance de materia de cada corriente, se parte de la hipótesis de que el sistema se encuentra en estado estacionario y por lo tanto, no existe acumulación de materia. Además, ambas corrientes, tanto la de vinaza como la del biogás, se considerarán independientes entre si y se realizarán los balances de materia por separado.

1.4.1. Balance de materia a las vinazas

Se realizará un balance de materia aplicado a la DQO y otro a los Sólidos en Suspensión.

Balance de materia aplicado a la DQO:

En el balance de materia a la DQO los términos que intervienen serán: la cantidad de DQO que entra por la corriente de alimentación al digestor, {entrada de DQO}; la cantidad de DQO que se consume para la producción de biogás y para la producción de biomasa, {consumo de DQO}; y la cantidad de DQO que sale por la corriente de salida del digestor, {salida de DQO}. En este caso, se anulan los términos de acumulación, como ya se ha especificado anteriormente y el de generación, debido a

que en el sistema no se produce la generación de DQO. Los términos del balance se relacionan mediante la expresión:

$$\{\text{entrada de DQO}\} = \{\text{consumo de DQO}\} + \{\text{salida de DQO}\}$$

Esta expresión se corresponde matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$Q_D \cdot S_D = Q_D \cdot S_C + Q_E \cdot S_E \quad \mathbf{A\ 1.8}$$

Sustituyendo los valores conocidos (**tabla A 1.5**) en la **ecuación A 1.8** se obtiene la concentración de DQO consumida:

$$S_C = 22629,79 \text{ mg/l}$$

El caudal másico será el resultado de multiplicar el caudal volumétrico ($Q_D = 24852,81 \text{ l/h}$) por la concentración de DQO consumida ($S_{SC} = 22629,79 \text{ mg/l}$). Expresando el resultado en las unidades adecuadas:

$$M_{SC} = 562,41 \text{ kg/h}$$

Balance de materia aplicado a los SST:

Respecto al balance de materia aplicado a los Sólidos en Suspensión Totales, los términos que intervienen serán: la cantidad de SST que entra por la corriente de alimentación al digester, {entrada de SST}; la cantidad de SST que se generan para la producción de biomasa, {generación de SST}; y la cantidad de SST que sale por la corriente de salida del digester, {salida de SST}. En este caso, se anulan los términos de acumulación, como ya se ha especificado anteriormente y el de consumo, debido a que en el sistema no se produce consumo de SS.

$$\{\text{entrada de SST}\} + \{\text{generación de SST}\} = \{\text{salida de SST}\}$$

Esta expresión se corresponde matemáticamente con la siguiente ecuación:

$$Q_D \cdot S.S_D + Q_D \cdot S.S_G = Q_E \cdot S.S_E \quad \mathbf{A\ 1.9}$$

Sustituyendo los valores conocidos (**tabla A 1.5**) y la cantidad de sólidos en suspensión generados ($S.S_G = 1357,79 \text{ mg/l}$) hallada en el Anexo nº4 , en la **ecuación A 1.9** se obtiene la concentración de SST en el efluente:

$$S.S_E = 2821,67 \text{ mg/l}$$

A continuación se hallarán los caudales máxicos de la DQO y de los Sólidos en Suspensión en el efluente mediante las **ecuaciones A1.2** y **A1.3**. Sustituyendo los valores conocidos (**tabla A 1.5**) en dichas ecuaciones se obtienen los caudales máxicos:

$$M_{SE} = 33,99 \text{ kg/h}$$

$$M_{S,SE} = 70,13 \text{ kg/h}$$

1.4.2. Balance de materia al biogás

En el balance de materia al biogás no existe consumo de gas pero si una generación, {generación de biogás}, como consecuencia de la transformación de la materia orgánica de la vinaza, además se anula el término de acumulación, como ya se especificó anteriormente. De forma general, este balance se puede expresar mediante:

$$\{\text{entrada de biogás}\} + \{\text{generación de biogás}\} = \{\text{salida de biogás}\}$$

que corresponde matemáticamente con la ecuación:

$$Q_{B0} \cdot \rho_{B0} + Q_G \cdot \rho_G = Q_B \cdot \rho_B \quad \mathbf{A\ 1.10}$$

Donde el subíndice “G” hace referencia al caudal de biogás generado y “B0” y “B” al caudal de biogás que entra y sale del digestor respectivamente.

Para el biogás, las condiciones de presión y temperatura se van a suponer iguales en todas las corrientes, entonces, se igualarán sus densidades. De acuerdo con la

bibliografía, se supone un peso específico de 0,86 respecto al aire, es decir, una densidad de $0,86 \text{ kg/m}^3$ para el biogás [Metcalf & Eddy, 1995]. Por tanto,

$$\rho_{B0} = \rho_G = \rho_B = 0,86 \text{ kg/m}^3$$

En estas condiciones, se puede trabajar con caudales volumétricos a pesar de ser un balance de materia, pudiéndose utilizar la ecuación de la siguiente forma:

$$Q_{B0} + Q_G = Q_B \quad \text{A 1.11}$$

La generación de biogás se ha calculado en el **Anexo nº 4** obteniéndose un valor de:

$$Q_G = 287 \text{ m}^3/\text{h}$$

En la **tabla A 1.5** de este Anexo se recoge el valor del caudal de biogás Q_{B0} que se ha calculado en el **Anexo nº 4** como el caudal de biogás requerido para la homogeneización del contenido del digestor y tiene un valor de:

$$Q_{B0} = 489 \text{ m}^3/\text{h}$$

Sustituyendo estos valores en la **ecuación A 1.11** el caudal de salida de la corriente de biogás resultará:

$$Q_B = 776 \text{ m}^3/\text{h}$$

En la **tabla A 1.6** se presentan los resultados del balance de materia al digestor.

Alimentación de vinazas	DQO Consumida	Efluente
$Q_D = 24852,81 \text{ l/h}$	$S_{SC} = 22629,79 \text{ mg/l}$	$Q_E = 24852,81 \text{ l/h}$
$S_D = 23997,53 \text{ mg/l}$	$M_{SC} = 562,41 \text{ kg/h}$	$S_E = 1367,73 \text{ mg/l}$
$S.S_D = 1463,88 \text{ mg/l}$		$S.S_E = 2821,67 \text{ mg/l}$
$M_{SD} = 596,41 \text{ kg/h}$		$M_{SE} = 33,99 \text{ kg/h}$
$M_{S,SD} = 36,38 \text{ kg/h}$		$M_{S,SE} = 70,13 \text{ kg/h}$
Entrada de biogás		Salida de biogás
$Q_{B0} = 489 \text{ m}^3/\text{h}$		$Q_B = 776 \text{ m}^3/\text{h}$
65% CH_4		65% CH_4

Tabla A 1.6.:Resultados del balance de materia al digestor.

1.5. Balance de materia al GASÓMETRO

En el gasómetro, el único fluido que interviene es el biogás. Como ya se ha señalado anteriormente, se ha considerado que el biogás no sufre variaciones ni de densidad, ni de composición; por consiguiente, y a efectos del cálculo del balance de materia, se trabajará con caudales volumétricos.

Para el gasómetro, el término de acumulación se anula una vez alcanzado el estado estacionario; y en su interior no se produce ni se consume biogás, es decir, en el balance de materia al gasómetro solamente intervienen los términos de entrada y salida de biogás.

$$\{\text{entrada de biogás}\} = \{\text{salida de biogás}\}$$

Entrada de

La entrada de biogás al gasómetro se produce a través de una sola corriente que proviene del digestor. Su valor está calculado en el apartado 1.4 del presente Anexo y corresponde a Q_B , caudal de salida de biogás del digestor:

$$Q_B = 776 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para caracterizar la salida de biogás del gasómetro, se han tenido en cuenta las dos corrientes que salen del gasómetro:

- El biogás que se emplea para el sistema de homogeneización del digestor, Q_{mz} , cuyo valor está calculado en el **Anexo n° 4** y es $Q_{mz} = 489 \text{ m}^3/\text{h}$.
- El biogás en exceso que se empleará como combustible en las calderas de la destilería anexa y cuyos excedentes se conducirán a un quemador de gases encargado de evitar los aumentos de presión por acu

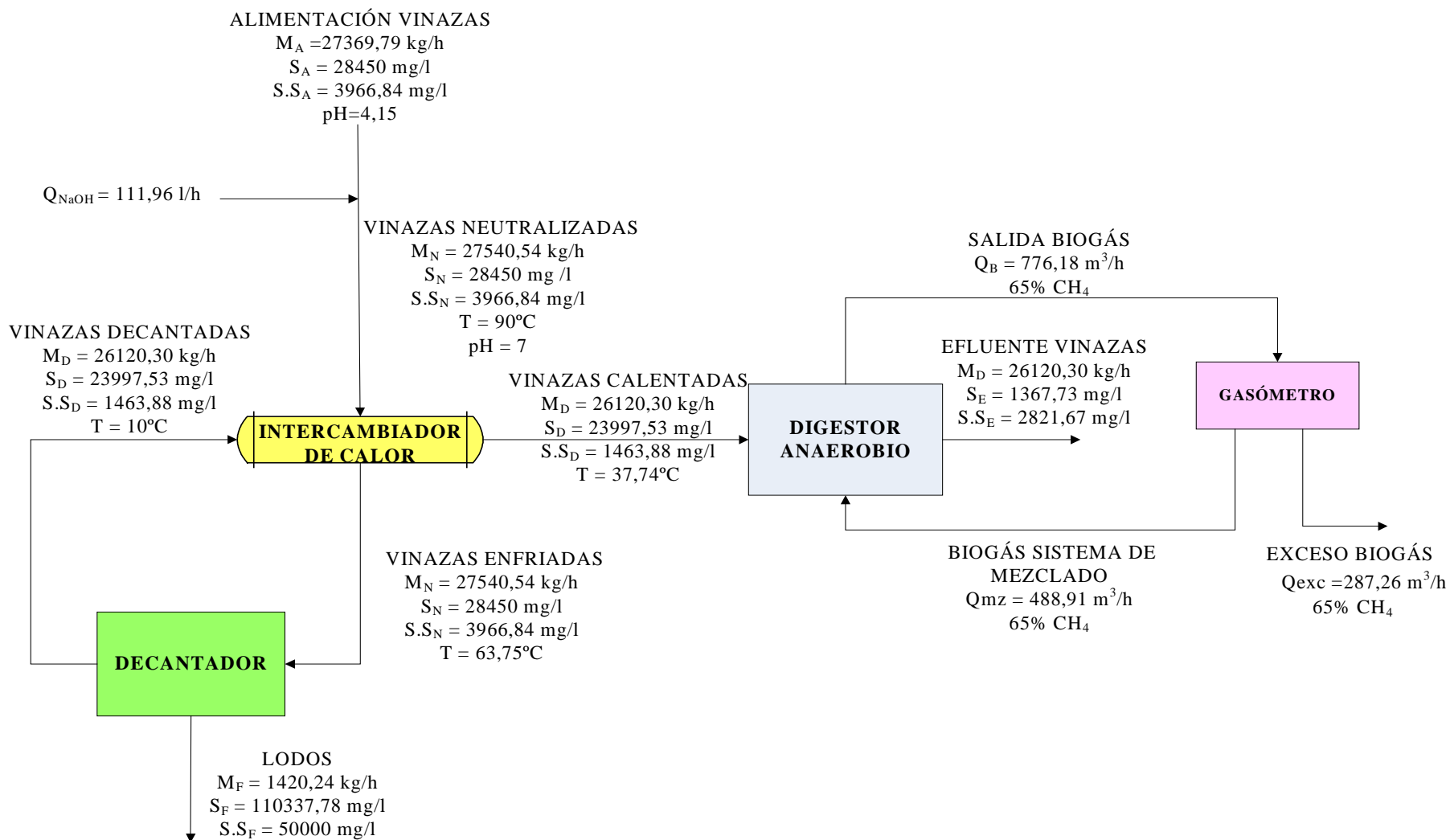


Figura A 1.6: Diagrama de flujo del sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar

Anexo nº 2. NEUTRALIZACIÓN

Debido al carácter ácido de las vinazas de melaza de caña de azúcar (pH= 4,15) es imprescindible neutralizarlas, puesto que posteriormente se tratarán biológicamente en un reactor anaerobio y los microorganismos responsables se inhiben a pH ácido.

Como ya se comentó en el Apartado 7.1.3 de la Memoria Descriptiva, para obtener buenos rendimientos de degradación de la materia orgánica y elevados porcentajes de metano en el biogás, el pH debe encontrarse entre 6,5 y 8; obteniéndose los mejores rendimientos para el rango mesofílico entre 7 y 7,4.

Además, puede llegar a ocurrir que el reactor se desestabilice, siendo las causas de esto muy variadas pero teniendo siempre como efecto la alteración de alguno de los grupos de microorganismos que forman la microbiota que hacen posible la fermentación anaerobia y, por tanto, la variación del pH. Si por alguna causa, las bacterias metanogénicas se inhiben temporalmente, la flora acidogénica (menos sensible) sigue produciendo ácidos, H₂ y CO₂, con la consiguiente disminución del pH y un mayor perjuicio de la flora metanogénica: a este fenómeno se le denomina acidificación del reactor y es de difícil recuperación sin intervención externa. Por esto, se tendrá un dispositivo que permita corregir, con el mismo agente neutralizante que se usa para neutralizar las vinazas a su llegada a la planta, el pH dentro del reactor por si ocurriera cualquier desestabilización.

2.1. Cantidad de agente neutralizante a añadir

La cantidad de hidróxido sódico a añadir para neutralizar las vinazas de melaza a su llegada a la planta se obtiene a partir de las experiencias realizadas con vinazas de vino de características similares a las vinazas tratadas en el presente proyecto.

El procedimiento [Valcárcel,1985] consiste en añadir 2,64 gramos de hidróxido sódico por litro de vinaza a neutralizar para aumentar el pH de 3,5 a 7. Por tanto, en este caso para aumentar el pH de 4,15 a 7 se deberá añadir 2,15 g/l de vinaza.

Considerando el caudal de vertido a tratar, $Q = 26041,67$ l/h, y la cantidad de hidróxido sódico a añadir por litro de vinazas (0,00215 kg) se tiene que el caudal másico de hidróxido sódico a añadir será:

$$M_{\text{NaOH}_{\text{pura}}} = 26041,67 \text{ l/h} \cdot 0,00215 \text{ kg/l} = 55,98 \text{ kg/h}$$

Para neutralizar el vertido de la destilería se utiliza una disolución al 50% p/v de hidróxido sódico. La compra de hidróxido sódico disuelto es más económica que de forma sólida, pues se ahorra un constante consumo de agua y un consumo eléctrico del sistema de agitación para homogeneizar la mezcla de hidróxido sódico y agua.

La utilización de la disolución de hidróxido sódico al 50% p/v implica que habrá 50 g de soluto (hidróxido sódico) por 100 ml de disolución. Por tanto, la cantidad de hidróxido sódico disuelto o comercial a añadir será:

$$Q_{\text{NaOH}} = \frac{0,100\text{l} \cdot 55,98\text{kg} / \text{h}}{0,050\text{kg}} = 111,96 \text{ l/h}$$

$$Q_{\text{NaOH}} = 111,96 \text{ l/h}$$

Teniendo en cuenta la densidad del hidróxido sódico comercial al 50% ($\rho = 1,525 \text{ kg/l}$):

$$M_{\text{NaOH}} = 111,96 \text{ l/h} \cdot 1,525 \text{ kg/l} = 170,75 \text{ kg/h} = 4,10 \text{ t/d}$$

Con este dato se tiene una idea aproximada del hidróxido sódico comercial que se va a consumir diariamente en la planta al neutralizar las vinazas a su llegada. Además, como ya se ha comentado, el hidróxido sódico se utilizará en caso de una posible desestabilización del reactor, pero en este caso la cantidad de hidróxido sódico comercial a añadir no se va a calcular puesto que, además de considerarse una situación puntual, dependerá de cuánto halla disminuido el pH en el efluente, por tanto se impondrá el algoritmo de cálculo correspondiente en el controlador que recibe la señal del sensor y que ordenará a la bomba dosificadora que suministre la cantidad adecuada según halla sido la disminución de pH.

Finalmente, como el hidróxido sódico comercial se oferta en camiones cisternas de 25 t, será necesario un camión cada 6 días aproximadamente si no hay ningún imprevisto.

2.2. Dosificación del hidróxido sódico diluido

Se dispondrán dos puntos de dosificación del hidróxido sódico. Por un lado, se dosificará dicho reactivo a la entrada de la planta, donde las vinazas llegan con un pH ácido; por otro lado, en caso de que ocurra una desestabilización del reactor, se dispondrá de un punto de dosificación justo antes de la entrada al mismo.

La dosificación del reactivo a la entrada de la planta se realiza automáticamente, de esta forma se corrige el pH del vertido. Para ello, se requieren los siguientes instrumentos:

- Un analizador de pH del vertido (pH-metro) con señal de salida 4-20 mA.
- Un controlador
- Una bomba dosificadora de hidróxido sódico diluido capaz de dosificar en función de la señal recibida (bomba dosificadora n°1).

La toma de muestras para el analizador de pH se realizará a la salida del decantador, puesto que ahí se considera que ha finalizado el proceso de neutralización y por tanto el vertido se ha homogenizado. El analizador mandará la correspondiente señal al controlador, al cual se le ha fijado un punto de consigna de acuerdo con el pH que se desee que tenga el vertido (pH =7). El controlador compara la señal procedente del analizador con el punto de consigna y en función de esto ordenará a la bomba dosificadora que aumente o disminuya la dosis a añadir.

La segunda dosificación que tiene lugar en la planta también se realiza de forma automática y, tendrá lugar cuando esté aconteciendo alguna anomalía dentro del reactor. Se requieren los siguientes instrumentos:

- Un analizador de pH (pH-metro) con señal de salida 4-20 mA.
- Un controlador
- Una bomba dosificadora de hidróxido sódico diluido capaz de dosificar en función de la señal recibida (bomba dosificadora n°2).

La toma de muestras para el analizador de pH se realizará a la salida del digestor, así se comprobará que la digestión marcha correctamente y no se ha acidificado el reactor. Este analizador mandará la correspondiente señal al controlador al cual se le ha fijado un punto de consigna (pH = 7) de acuerdo con el pH que debería

tener el efluente a la salida del reactor que indique que no se está produciendo la acidificación del mismo. El controlador compara la señal procedente del analizador con el punto de consigna y en función de esto ordenará a la bomba dosificadora que actúe o no.

Para el caso en el que la bomba dosificadora n°1 se averiara, se ha dispuesto una tubería de conexión entre las tuberías de salida de ambas bombas, pudiendo inyectar el hidróxido sódico mediante la bomba dosificadora n° 2, evitando así que el vertido ácido penetre en la planta.

2.3. Almacenamiento del hidróxido sódico diluido

Los depósitos de hidróxido sódico diluido se diseñan para almacenar el volumen que transportan los camiones cisternas que lo proporcionan. Las casas comerciales ofertan el hidróxido sódico diluido al 50% (p/v) en cisternas de 25 t. Teniendo en cuenta la densidad del hidróxido sódico comercial ($\rho = 1,525 \text{ kg/l}$), el volumen transportado es:

$$V_{\text{cisterna}} = \frac{25000\text{kg}}{1525 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 16,39\text{m}^3$$

Para evitar los inconvenientes que ocasionan las averías en los depósitos (obstrucción de válvulas, mantenimiento, etc.) se emplean 2 depósitos interconectados de 10 m^3 , de esta forma, en caso de que se averíe uno se seguirá disponiendo de hidróxido sódico mediante el otro depósito.

El diseño de estos depósitos se lleva a cabo en el Anexo n° 8.

2.4. Consumo de Hidróxido sódico diluido

El consumo anual de hidróxido sódico comercial será:

$$M_{\text{NaOH}} = 4,10 \text{ t/día} \cdot 360 \text{ días/año} = 1475,24 \text{ t/año}$$

Anexo n° 3. SEDIMENTACIÓN

Las vinazas de melaza de caña de azúcar neutralizadas se van a conducir a la unidad de decantación después de haber pasado por el intercambiador de calor. Como se indicó en la Memoria descriptiva, la eliminación de los sólidos en suspensión tiene una doble finalidad, por un lado, no perjudicar al tratamiento biológico posterior y, por otro lado, el que el efluente que va a ser tratado en la EDAR pública contenga la menor cantidad posible de tales sólidos.

Puesto que en la bibliografía no se han encontrado datos sobre la sedimentación de las vinazas de melaza de caña de azúcar para abordar el diseño de un decantador de una manera completa, se ha optado por seleccionar un decantador comercial que asegure un cierto grado de eliminación de sólidos en suspensión en cualquier tipo de agua residual industrial. La selección del decantador comercial se basará en el volumen necesario para realizar la decantación. Este volumen ha sido calculado según ciertos criterios establecidos en la bibliografía para aguas residuales y basados en la experiencia.

El influente a los decantadores posee las siguientes características (Anexo n°1):

ENTRADA VINAZAS
$Q_N = 26204,13 \text{ l/h}$
$S_N = 28450 \text{ mg/l}$
$S.S_N = 3966,84 \text{ mg/l}$
$M_{SN} = 745,51 \text{ kg/h}$
$M_{S.SN} = 103,95 \text{ kg/h}$

Tabla A 3.1: Características de las vinazas a la entrada en el decantador.

3.1. Volumen de decantación

El tiempo de retención se define como el cociente entre el volumen del tanque de decantación y el caudal a tratar.

$$t_R = V/Q$$

A 3.1

Siendo:

t_R : Tiempo de retención (h)

V: Volumen de decantación (l)

Q: Caudal a tratar (l/h)

De acuerdo con la bibliografía [Hdez. Lehman, 2002], el tiempo de retención seleccionado es de 2 horas, que constituye el valor típico para caudal medio en una decantación primaria.

Sustituyendo el valor del tiempo de retención y del caudal (**tabla A 3.1**) en la ecuación **A 3.1** se obtiene:

$$V = 2 \text{ h} \cdot 26204,13 \text{ l/h} = 52408,25 \text{ l}$$

El modelo de decantador seleccionado comercialmente se fabrica con un volumen máximo de 30980 litros, con lo cual se deberá instalar dos decantadores y dividir el caudal de vinazas de melaza en dos.

3.2. Producción de fangos

El caudal de fangos producidos en la decantación viene dado por la siguiente relación: [Hdez. Muñoz, 2001]

$$Q_f = \frac{K \cdot C \cdot Q}{10000 \cdot C_f} \quad \text{A 3.2}$$

Siendo:

Q_f : Caudal medio de fangos producidos (m^3/h)

Q: Caudal medio de vinazas a tratar (m^3/h)

K: Coeficiente de reducción de sólidos en suspensión en la decantación

C: Concentración de sólidos en suspensión en las vinazas a tratar (p.p.m)

C_f : Concentración de fangos en la salida de purga del decantador (%)

El decantador seleccionado asegura un rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión entre un 65 y un 70 por 100. Para los cálculos se tomará el valor más bajo (65%) con objeto de asumir la situación más desfavorable.

El valor típico de la concentración de fangos en la salida de purga del decantador para decantadores con pocetas es de 5% [Hdez. Muñoz, 2001].

Por tanto,

$$K = 0,65$$

$$C_f = 5$$

$$Q = 26,20 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$C = 3966,84 \text{ p.p.m}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación **A 3.2**:

$$Q_f = \frac{0,65 \cdot 3966,84 \cdot 26,20}{10000 \cdot 5} = 1,35132 \text{ m}^3/\text{h} = 1351,32 \text{ l/h}$$

Teniendo en cuenta la reducción de sólidos en suspensión del 65% que tiene lugar en el decantador y el caudal másico inicial de los mismos (**tabla A 3.1**), el caudal másico de los sólidos en suspensión en la corriente de salida de fangos será:

$$M_{SSF} = 103,95 \text{ kg/h} \cdot 0,65 = 67,57 \text{ kg/h}$$

La concentración de sólidos en suspensión en los fangos se calcula recurriendo a la **ecuación A 1.3** y sustituyendo los valores de Q_f y M_{SSF} hallados:

$$S.S_F = 50000 \text{ mg/l}$$

Además, el decantador seleccionado asegura un rendimiento de eliminación de materia orgánica comprendido entre un 20% y un 25% de DQO. Para los cálculos se empleará el valor más bajo (20%) con objeto de asumir la situación más desfavorable.

Así, el caudal másico de la DQO en la corriente de salida de fangos será:

$$M_{SF} = 745,51 \text{ kg/h} \cdot 0,20 = 149,10 \text{ kg/h}$$

Utilizando la **ecuación A 1.2** la concentración de DQO en los fangos será:

$$S_{SF} = 110337,78 \text{ mg/l}$$

3.3. Efluente clarificado

La corriente de vinazas clarificadas quedó definida en el Apartado 1.2. del Anexo nº1 mediante los balances de materia. En la **tabla A3.2** se muestran los resultados.

SALIDA VINAZAS
$Q_D = 24852,81 \text{ l/h}$
$M_D = 26120,30 \text{ kg/h}$
$S_D = 23997,53 \text{ mg/l}$
$S.S_D = 1463,88 \text{ mg/l}$
$M_{SD} = 596,41 \text{ kg/h}$
$M_{S.SD} = 36,38 \text{ kg/h}$

Tabla A 3.2: Características de las vinazas a la salida del decantador.

Anexo nº 4. DISEÑO DEL FITRO ANAEROBIO

4.1. Velocidad de Carga Orgánica

Las variables o parámetros fundamentales que deben ser fijados para el diseño de un filtro anaerobio no son demasiados y están interrelacionados. En concreto, estas variables son el tiempo de retención de sólidos y la carga orgánica y es interesante conocer la relación existente entre ellas y el tiempo de residencia hidráulico, que si bien se trata de un parámetro que, en los sistemas con retención de biomasa, tiene una importancia secundaria (frente al TRS o a la carga orgánica) a la hora del diseño es prácticamente 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 (expresada normalmente en kgDQO/m³·d) que se introduce por unidad de tiempo y de volumen en el digestor.

$$L = S_i Q / V$$

A 4.1

Los filtros anaerobios a escala industrial se han diseñado para cargas orgánicas de hasta 16 kgDQO/m³·d [Malina y Pohland, 1992]. Algunos autores han establecido que para filtros anaerobios este parámetro no debe exceder dicho valor [Young, 1991; Nebot, 1992]. En general, la carga orgánica de un filtro anaerobio varía de 0,2 kgDQO/m³·d (valor mínimo) a 16 kgDQO/m³·d (valor máximo) [Young, 1991]. 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 vertido (S_i) y caudal (Q), se puede estimar el volumen de digestor necesario para un caso concreto.

Como la velocidad de carga orgánica típica de los filtros anaerobios se sitúan entre 1 y 12 kgDQO/m³·d [Fdez-Polanco y García, 1993], se tomará el valor típico mayor (12 kgDQO/m³·d) para así hacer el diseño lo más económico posible.

Por tanto,

$$L = 12 \text{ kgDQO/ m}^3 \cdot \text{d}$$

4.2. Volumen de reacción y TRH

Una vez impuesta la carga orgánica de trabajo, es posible hallar el volumen de reacción, como ya se ha comentado, conociendo los valores de la concentración inicial del vertido (S_i) y el caudal (Q). En la **tabla A4.1** se resumen las características de las vinazas a la entrada del digestor (datos procedentes del Anexo nº 1).

ENTRADA VINAZAS A DIGESTOR
Q _D = 24852,81 l/h = 596,47 m ³ /día
S _D = 23997,53 mg/l = 23,998 kg/m ³
S·S _D = 1463,88 mg/l
M _{SD} = 596,41 kg/h
M _{s,SD} = 36,38 kg/h

Tabla A 4.1: Características de las vinazas a la entrada del digestor.

Sustituyendo los valores conocidos (**tabla A 4.1**) en la **ecuación A 4.1** se tiene que el volumen de la reacción es:

$$V_{\text{reacc}} = S_i \cdot Q/L = (23,998 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot 596,47 \text{ m}^3/\text{día}) / (12 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{día})$$

$$V_{\text{reacc}} = 1192,81 \text{ m}^3$$

Este volumen corresponde al ocupado por el relleno del digestor anaerobio y las vinazas. A efectos de cálculos posteriores se admitirá un volumen de 1200 m³.

Por tanto,

$$V_{\text{reacc}} = 1200 \text{ m}^3$$

El Tiempo de Residencia Hidráulico (TRH), como ya se ha explicado anteriormente, es una variable que, aunque en los sistemas de retención de biomasa tiene una importancia secundaria, a la hora del diseño es prácticamente la variable sobre la que es más fácil operar. El TRH se define como el cociente entre el volumen de reacción y el caudal a tratar:

$$\text{TRH} = V/Q \quad \text{A 4.2}$$

Utilizando la **ecuación A 4.2** y sustituyendo los valores conocidos:

$$\text{TRH} = V/Q = (1200 \text{ m}^3) / (596,47 \text{ m}^3/\text{día}) = 2,01 \text{ días}$$

TRH =2,01 días

Los TRH en los filtros anaerobios oscilan entre 12 y 96 horas [Young, 1991], así que el TRH del reactor está dentro de los valores de trabajo normales.

4.3. Concentración de sustrato en el efluente

Realizando una profunda búsqueda bibliográfica se encuentra que la cinética de las vinazas de melaza de la caña de azúcar es algo poco estudiado o al menos 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. Es cierto que este reactor no es un filtro anaerobio (un reactor con relleno fijo) puesto que el relleno está agitándose, pero debido a que no se dispone de otra referencia que se asemeje más al caso tratado en el presente Proyecto, se aplicará la mencionada para los cálculos que siguen.

Teniendo en cuenta que en ambos casos (el artículo y el caso que aquí se trata):

- La temperatura de operación es de 35°C (rango mesofílico).
- Se trata el mismo residuo (vinazas de melaza de caña de azúcar).

- Los microorganismos, que son los responsables de la degradación de dicho residuo, se encuentran adheridos en ambos casos a un soporte inerte sobre el que se formará la biopelícula.
- Va a existir un elevado grado de agitación, en un caso debido a una agitación mecánica y en otro debido al biogás generado y recirculado para el correcto mezclado.

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 (kg DQOelim/kg SSV·día)	1,82
K _L (kg DQO/kg SSV·día)	0,33
K _d (1/día)	0,05
Y _{X/S} (kg SSV/kg DQO)	0,06

Tabla A 4.2: Parámetros cinéticos [Borja et al., 1996]

Para el estudio de la cinética de los microorganismos teniendo como sustrato vinazas de melaza de caña de azúcar se ha usado una ecuación similar a la desarrollada por Monod. Dicho modelo se explica en el apartado 7.1.2 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:

$$S_e = S_i - \left[\frac{kS_i}{K_L + L_x} \right] \quad \mathbf{A\ 4.3}$$

Donde:

S_e: concentración de sustrato en el efluente

S_i: concentración de sustrato en el influente

L_x: carga orgánica por biomasa

k: velocidad de consumo de sustrato específica máxima

K_L : es la velocidad de carga orgánica a $R=k/2$ siendo R la velocidad de consumo de sustrato.

Para poder obtener la concentración de sustrato en el efluente a través de la **ecuación A4.3** sólo se necesita calcular la carga orgánica por biomasa (L_x) ya que el resto de las variables se conocen.

$$L_x = L / X_a \quad \text{A 4.4}$$

Donde:

L : carga orgánica suministrada ($\text{kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)

X_a : concentración de biomasa activa en el reactor (kgDQO/m^3)

La concentración típica de biomasa activa en los filtros anaerobios tiene un valor de $10 \text{ kgSSV}/\text{m}^3$ [Fdez-Polanco y García, 1993]. En los experimentos realizados por Borja et al.(1996), para un $\text{TRH} = 2$ días la concentración de biomasa activa tiene un valor de $8,95 \text{ kgSSV}/\text{m}^3$. Considerando que en estos experimentos existe una fuerte agitación y que, por tanto, el contacto entre la biomasa y el sustrato es más efectivo, y basándonos en la bibliografía [Nebot, 1992; Pérez, 1995] en la que se afirma que en los filtros anaerobios existe una fracción de biomasa inactiva, se ha optado por tomar un valor de concentración de biomasa activa más conservador. De este modo,

$$X_a = 7,5 \text{ kgSSV}/\text{m}^3$$

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A 4.4** se obtiene:

$$L_x = (12 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}) / (7,5 \text{ kgSSV}/\text{m}^3) = 1,6 \text{ kgDQO}/\text{kgSSV} \cdot \text{d}$$

En este momento se está en disposición de conocer el valor de la concentración de sustrato en el efluente mediante la **ecuación A4.3** ya que se tienen todas las variables necesarias (**tabla A 4.1**, **tabla A 4.2** y L_x hallado):

$$S_e = 23,998 \frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3} - \left[\frac{1,82 \frac{\text{kgDQO} \cdot \text{lim.}}{\text{kgSSV} \cdot \text{d}} \cdot 23,998 \frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3}}{0,33 \frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSSV} \cdot \text{d}} + 1,6 \frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSSV} \cdot \text{d}}} \right] = 1,36773 \text{ kg DQO/m}^3$$

Por tanto,

$$S_e = 1367,73 \text{ mgDQO/l}$$

Este valor de la concentración de sustrato en el efluente se considerará válido para verter las vinazas 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 medio ambiental. Puesto que la planta de depuración no está ubicada en ningún municipio concreto, no se dispone de esta ordenanza. 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]. Este valor es el doble del que se ha obtenido; por tanto, se asegura la compatibilidad del vertido de vinazas con el tratamiento que recibirá en la EDAR pública.

Además, en la bibliografía [Metcalf & Eddy, 1995] se encuentra que la concentración típica de un agua residual doméstica puede llegar a alcanzar 1000 mgDQO/l ; a pesar de que el valor obtenido es algo mayor que éste, la dilución a la que van a ser sometidas las vinazas a su entrada al colector público (el caudal de vinazas $\approx 26 \text{ m}^3/\text{h}$ es muy pequeño en comparación con el caudal de agua residual que pueda entrar en una EDAR) hace que este valor se considere satisfactorio.

4.4. Tiempo de retención de sólidos

Tal y como se describe en el apartado 7.1.2 de la Memoria Descriptiva, de la ecuación de velocidad de consumo de sustrato se obtiene una ecuación linealizada, **ecuación A4.5** y, de forma análoga a como se hizo en el caso del sustrato, se desarrolló el modelo allí descrito para la concentración de biomasa a partir del balance de materia a los microorganismos, dando como resultado la **ecuación A4.6**.

$$1/q = (K_L/k)(1/L_x) + (1/k) \quad \mathbf{A4.5}$$

$$1/\theta_c = Yq - K_d \quad \mathbf{A4.6}$$

Donde todos los parámetros han sido definidos anteriormente excepto:

q: velocidad de consumo de sustrato específica

θ_c : tiempo de retención de sólidos

Sustituyendo los valores conocidos (**tabla A 4.2** y L_x) en la **ecuación A4.5**:

$$1/q = \left(\frac{0,33 \frac{kgDQO}{kgSSV \cdot d}}{1,82 \frac{kgDQO_{elim}}{kgSSV \cdot d}} \right) \left(\frac{1}{1,6 \frac{kgDQO}{kgSSV \cdot d}} \right) + \left(\frac{1}{1,82 \frac{kgDQO_{elim}}{kgSSV \cdot d}} \right)$$

$$q = 1,51 \text{ kg DQO/kg SSV} \cdot \text{día}$$

A continuación mediante la **ecuación A4.6**, los parámetros de la **tabla A4.2** y la velocidad de consumo de sustrato específica (q), se hallará el tiempo de retención de sólidos.

$$1/\theta_c = 0,06 \frac{kgSSV}{kgDQO} \cdot 1,51 \frac{kgDQO}{kgSSV \cdot d} - 0,05d$$

$\theta_c = 24,67 \text{ días}$

4.5. 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 vendrá dada por:

$$M_{XG} = Y_{X/S} \cdot M_{SC} \quad \text{A4.7}$$

Donde,

M_{XG} es la cantidad de biomasa producida por hora.

$Y_{X/S}$ es el coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato.

M_{SC} es la cantidad de DQO que se consume por hora

El coeficiente estequiométrico biomasa/sustrato tiene un valor $Y_{X/S} = 0,06$ kg SSV/kg DQO_{elim} (**tabla A 4.2**).

El valor de $M_{SC} = 562,41$ kg DQO/h fue calculado en el apartado 1.4 del Anexo n°1.

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A4.7**:

$$M_{XG} = 0,06 \text{ kg SSV/kg DQO}_{\text{elim}} \cdot 562,41 \text{ kg DQO/h} = 33,74 \text{ kg SSV/h}$$

Una vez se tiene el caudal másico, a través de la **ecuación A1.3** se obtiene la concentración de SS generados:

$$S_{SSG} = 1357,79 \text{ mg/l}$$

4.6. Producción de gas

En el desarrollo 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 en parte, para mejorar el grado de mezcla del reactor, por lo tanto es conveniente conocer la cantidad que se produce durante el proceso. 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.

Considerando el proceso en estado estacionario, la DQO que se elimina de la corriente de alimentación al reactor corresponderá a la DQO consumida en la formación de productos y masa microbiana. Dado que en los productos son mayoritarios el metano y dióxido de carbono y que este último tiene una DQO nula, la DQO eliminada de la corriente líquida se transferirá al metano en la fase gas y a los nuevos microorganismos en fase sólida. Como la DQO del metano es de 4 gO₂ /g CH₄, por cada kg de DQO eliminada se producirán, en condiciones normales de presión y temperatura (1 at, 25°C) y considerando nula la formación de biomasa, como máximo 381,8 l de metano. En la práctica, el metano recuperado representa entre un 85-95 por 100 de la DQO eliminada y la biomasa un 5-10 por 100, dependiendo del tipo de sustrato y diseño del reactor. [Lema et al., 1993].

Consultando la bibliografía [Valcárcel, 1985; Nebot, 1992], se encuentra que las experiencias llevadas a cabo con vinazas de vino (de características similares a las vinazas tratadas aquí) en filtros anaerobios, muestran que el coeficiente estequiométrico metano/sustrato tiene un valor de 350 l CH₄ /kg DQO_{elim}. Según Lamo (1991) para las vinazas de melaza de caña de azúcar este coeficiente tiene un valor de 300 l CH₄ /kg DQO_{elim}. Por último, las experiencias realizadas por Borja et al. (1996), prueban que para la degradación de vinazas de melaza de caña de azúcar con un TRH = 2 días, este coeficiente tiene un valor 332 l CH₄ /kg DQO_{elim}. Se tomará este último dato por ser un dato medio de los otros dos dados.

La producción de metano vendrá dada por:

$$Q_{CH_4} = Y_{CH_4/S} \cdot M_{SC} \quad \mathbf{A4.8}$$

Donde,

$Y_{CH_4/S}$ es el coeficiente estequiométrico metano/sustrato = 0,332 l CH₄ /g DQO_{elim}.

M_{SC} es la cantidad de DQO que se consume por hora

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A4.8**:

$$Q_{\text{CH}_4} = 0,332 \text{ l CH}_4 / \text{kg DQO} \cdot 562,41 \text{ kg DQO/h} = 186721,41 \text{ l CH}_4/\text{h}$$

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) de las que se obtiene que para la degradación de vinazas de melaza de caña de azúcar con un TRH= 2 días, el porcentaje de metano en el biogás es de 65%. El resto corresponderá a CO₂, puesto que si otro gas estuviera presente (H₂S, H₂O...) sería en menos de un 1% (trazas).

Por tanto, el caudal de biogás generado será:

$$Q_G = 186721,41/0,65 = 287263,70 \text{ l/h}$$

$$Q_G = 287 \text{ m}^3/\text{h}$$

4.7. 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 m³/m³·min [Metcalf & Eddy, 1995]. Para este sistema se elige el mayor valor del rango 0,0050 m³/m³·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):

$$Q_{\text{mz}} = 0,0050 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{min} \cdot (1200 \text{ m}^3 + 429,71 \text{ m}^3) = 8,15 \text{ m}^3/\text{min} = 489 \text{ m}^3/\text{h}$$

El sistema de inyección de gas está constituido por 16 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:

$$Q_{\text{difusor}} = (489 \text{ m}^3/\text{h})/16 = 30,6 \text{ m}^3/\text{h}.$$

4.8 Sistema de alimentación del digestor

Como ya se justificó en el apartado 7.4.1 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 aporta cada uno de los brazos será el resultado de dividir el caudal total entre los 4 brazos:

$$Q_{\text{brazo}} = 24852,81 \text{ l/h} / 4 = 6213,20 \text{ l/h} = 6,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

4.9 Aislamiento del digestor

Como se justificó en el apartado 7.4.1 de la Memoria Descriptiva, el material aislante seleccionado es la fibra de vidrio. Ésta se caracteriza por su baja conductividad térmica ($K = 0,035 \text{ W/m} \cdot \text{K}$). Para fijar el espesor de la colcha de lana de vidrio se acudirá a la **tabla A11.1** del Anexo nº 11 en la que se indican espesores económicos para el aislamiento de equipos industriales. En este caso, para un diámetro mayor de 30 in y una temperatura de operación de 60°C (la inmediatamente superior a 35°C), el espesor recomendado es de 38 mm. Puesto que comercialmente el espesor que se encuentra disponible inmediatamente superior al requerido es 60 mm, se utilizará este como espesor final en los cálculos.

Con respecto el material de acabado, consistirá en una lámina de aluminio lisa de espesor 0,61 mm.

4.10 Soporte del reactor

El reactor va a ser soportado mediante un faldón, en lugar de patas, silletas o consolas. Los faldones se usan cuando se cumple algunas de estas condiciones:

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1,5 m.
- La relación altura/diámetro del recipiente sea mayor que 5.
- Puedan esperarse vibraciones.
- El peso del recipiente lleno de agua sea superior a 15000 kg.

Se cumplen tanto el primer punto como el cuarto, por tanto está justificado el uso del faldón.

Anexo nº 5. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

El dimensionamiento del digester anaerobio se divide en tres partes diferenciadas:

- Cubierta
- Zona central
- Solera

El objetivo es hallar de cada una de estas zonas el volumen que les corresponde, la altura, y el espesor.

Los reactores a escala industrial tipo filtro anaerobio, 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, 1991].

A continuación se dictarán una serie de especificaciones técnicas necesarias para llevar a cabo el diseño del reactor:

- ✓ Código de diseño

El código de diseño y construcción será el Código ASME, y, concretamente, la Sección VIII, División I.

- ✓ Tipo de material

El tipo de material usado para todo el reactor es acero al carbono SA-285 Gr. C, es uno de los aceros más económicos y de los más utilizados para la fabricación de recipientes a presión.

- ✓ Corrosión máxima prevista

Los recipientes o partes de los mismos que estén sujetos a corrosión, erosión o abrasión mecánica deben tener un margen de espesor para lograr la vida deseada, aumentando convenientemente el espesor del material respecto al determinado por las fórmulas de diseño, o utilizando algún método adecuado de protección.

En el diseño del reactor que aquí se trata, como acción de seguridad se considerará un margen de espesor debido a la corrosión. Éste será establecido en función de dos criterios [Megyesy, 2001]:

- 1º) 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).
- 2º) Un desgaste por corrosión de 5 milésimas de pulgada por año (1/16 de in en 12 años) generalmente es satisfactorio para recipientes y tuberías.

Según esto, se estimará para el reactor un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in:

$$C = 0,005\text{in/año} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,54 \text{ mm.}$$

✓ Presión de diseño

El valor de la presión de diseño se fijará como el mayor de 30 psi o un 10% más que la presión de trabajo. También deberá tomarse en consideración la presión del fluido y del relleno contenido en el recipiente, sumándose dicho valor a la presión de diseño que fue seleccionada [Megyesy, 2001]. Es por esto que el valor de la presión de diseño será calculado para cada zona concreta del reactor en el apartado correspondiente del presente Anexo.

✓ Temperatura de diseño

Se adoptará como temperatura de diseño el valor de:

$$T = \text{Máxima Temperatura de operación} + 20^\circ\text{C}$$

La temperatura máxima de operación en el reactor es de 35°C, por tanto la temperatura de diseño será:

$$T = 35^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 55^\circ\text{C} = 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

✓ Tensión máxima admisible (S)

Los recipientes a presión se calculan con unos espesores de pared capaces de soportar sin deformación la presión a la que se verán sometidos. Es decir, que la presión a la que trabaja el material sea inferior a la máxima tensión admisible del mismo.

Esta 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 (ver tabla A11.2 del Anexo nº11). Para carcasas de SA-285 Gr. C sometidas a una temperatura de hasta 150 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 131 °F), se tiene que:

$$S = 15700 \text{ psi}$$

✓ Eficiencia de la soldadura (E)

La unión entre las virolas que constituyen la envolvente del reactor se realiza por medio de soldadura, y ésta representa una discontinuidad dentro del trazado de chapa que puede producir una intensificación local de las tensiones a las que se encuentra sometido el material. Esta razón, junto con la posibilidad de producirse defectos en la realización de la soldadura, y el calentamiento y enfriamiento al que está sometida la zona próxima a la soldadura, dan pie a considerar la zona de soldadura como debilitada. Teniendo en cuenta este hecho, en el cálculo de los recipientes en general se introduce una reducción en la tensión máxima admisible, multiplicando ésta por un coeficiente denominado eficiencia de la soldadura (E), cuyo valor varía de acuerdo a la soldadura y los controles efectuados sobre ella. Los valores de E para cada caso se recogen en la norma UW-12 del Código ASME-VIII-1; estos se encuentran en la **tabla A11.3** del Anexo nº11.

Considerando 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, resulta un valor de eficiencia de la soldadura de $E = 0,85$.

✓ Espesor mínimo de pared.

Bien por norma o código, o por requerimientos de transporte, etc. se debe fijar un valor mínimo del espesor de un recipiente. Éste será el mayor de los siguientes valores:

→Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + C$$

$$t_{\min} = 2,5 + 2,54 = 5,04 \text{ mm}$$

→Según la fórmula para aceros al carbono:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + C$$

$$t_{\min} = 5 + 2,54 = 7,54 \text{ mm}$$

El espesor mínimo mayor de los tres calculados es 7,54 mm ($\approx 0,3$ in). Una vez se determine el espesor del reactor, habrá que comprobar que es mayor que el espesor mínimo de pared.

5.1. Zona Central

La zona principal del digestor es de forma cilíndrica y va a albergar la mayor parte de las vinazas, 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 26 m. Para el digestor objeto de este Proyecto se ha optado por un diámetro de 16 m (8 m de radio).

5.1.1. Altura y Volumen

Por medio de la siguiente ecuación se determina el volumen de un cilindro:

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot R_i^2 \cdot h \quad \text{A5.1}$$

Donde,

R_i es el radio interior del cilindro

h es la altura del cilindro

A partir de dicha expresión se puede obtener la altura necesaria para albergar el relleno requerido y el volumen de vinazas de la zona central (1200 m^3), resultando dicha altura:

$$h = 5,968 \text{ m.}$$

Diversos autores [Metcalf&Eddy, 1995; Hdez. Muñoz, 2001] recomiendan reservar una zona para almacenar una pequeña fracción de biogás en la parte superior del tanque de digestión, que ayudará a evitar la entrada de aire al sistema en el caso de que se produzcan variaciones en el volumen de líquido. Para ello se ha considerado una altura de 40 cm que sumada a la altura ocupada por el relleno y las vinazas da lugar a una altura total de la zona principal de:

$$h_{\text{zona central}} = 5,968 \text{ m} + 0,40 \text{ m} = 6,368 \text{ m.}$$

Empleando la **ecuación A5.1** se hallará el volumen total de la zona central:

$$V_{\text{zona central}} = \pi \cdot (8 \text{ m})^2 \cdot (6,368 \text{ m}) = 1280,41 \text{ m}^3$$

5.1.2. Presión de diseño

La zona central contiene tres fases (el biogás (G), las vinazas de vino (L) y el material de relleno (S)). 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.

La presión de diseño es la presión que se emplea para diseñar el recipiente. Se recomienda diseñar un recipiente y sus componentes para una presión mayor que la de operación. Este requisito se satisface utilizando una presión de diseño de 30 psi o un 10% más que la presión de trabajo, la que sea mayor. También debe tomarse en consideración la presión del fluido y de cualquier otra sustancia contenida en el recipiente [Megyesy, 2001].

La presión de operación es la presión que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente éste.

Como el reactor está sometido a una sobrepresión de $0,02 \text{ kg/cm}^2$, la presión de operación es:

$$P_{\text{oper}} = P_{\text{atm}} + 0,02 \text{ kg/cm}^2 = 1,0533 \text{ kg/cm}^2$$

Por tanto, la presión de diseño inicialmente será:

- ✓ 30 psi
- ✓ 10% más que la presión de trabajo = $0,10 \cdot 1,0533 + 1,0533 = 1,1586 \text{ kg/cm}^2 = 16,48 \text{ psi}$

De las dos presiones se escogerá la que sea mayor, en este caso, se tomará 30 psi.

Como se indicaba anteriormente, habrá que tomar en consideración la presión del fluido y de cualquier otra sustancia contenida en el recipiente cuando sea aplicable.

Esto se hará sumando esta carga estática a la presión de diseño del 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 en la **tabla A5.1** se definen las características del relleno tipo FLOCOR-R del reactor.

Diámetro exterior	35 mm
Diámetro interior	30 mm
Longitud	30 mm
Densidad	1,5 g/cm ³
Peso específico a granel	50 kg/m ³
Fabricado con material	PVC
Resistencia al aplastamiento	8 Newton
Superficie específica	230 m ² /m ³

Tabla A5.1: Características del relleno del reactor

- 1) Se calculará el volumen ocupado por una partícula de relleno:

$$V_{anillo} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{EXT}^2 - D_{INT}^2) \quad \mathbf{A\ 5.2}$$

Donde,

L es la longitud de la partícula de relleno

D_{EXT} es el diámetro exterior de la partícula de relleno

D_{INT} es el diámetro interior de la partícula de relleno

Sustituyendo los correspondientes valores de la **tabla A5.1** en la **ecuación A 5.2** se obtiene:

$$V_{anillo} = \frac{\pi}{4} \cdot 30mm \cdot [(35mm)^2 - (30mm)^2] = 7657,63mm^3$$

$$V_{\text{anillo}} = 7,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3$$

2) Se calcula el volumen exterior del anillo:

$$V_{\text{exterioranillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D^2_{\text{EXT}}) \quad \mathbf{A\ 5.3}$$

Sustituyendo los correspondientes valores de la **tabla A5.1** en la **ecuación A 5.3** se obtiene:

$$V_{\text{exterioranillo}} = \frac{\pi}{4} \cdot 30\text{mm} \cdot (35 \text{ mm}^2) = 28863,38 \text{ mm}^3$$

$$V_{\text{exterior anillo}} = 2,89 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$$

3) Se calcula el número de partículas de relleno que habrá en el digestor:

$$n_{\text{anillos}} = \frac{V_{\text{relleno}}}{V_{\text{exterioranillo}}} = \frac{1200\text{m}^3}{2,89 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3} = 41,58 \cdot 10^6 \text{ anillos}$$

4) Se calcula el volumen real ocupado por el relleno:

$$V_{\text{realrelleno}} = n_{\text{anillos}} \cdot V_{\text{anillo}} = 41,58 \cdot 10^6 \text{ anillos} \cdot 7,66 \cdot 10^{-6} \frac{\text{m}^3}{\text{anillo}} = 318,37 \text{ m}^3$$

5) Se obtiene la masa del relleno a partir de la densidad del mismo (ρ):

$$m_{\text{relleno}} = \rho \cdot V_{\text{realrelleno}} = 1,5 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \cdot 1 \frac{\text{kg}}{1000\text{g}} \cdot \frac{(10^2 \text{ cm})^3}{\text{m}^3} \cdot 318,37 \text{ m}^3 = 477551,02 \text{ kg}$$

$$m_{\text{relleno}} = 477,55 \text{ Tn}$$

6) Presión debida a la columna de líquido y al relleno:

$$P_{\text{fluido - relleno}} = \frac{m_{\text{relleno}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_i^2}{4}} + \frac{(V_{\text{relleno}} - V_{\text{realrelleno}}) \cdot \rho_{\text{vinazas}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_i^2}{4}}$$

Siendo:

D_i el diámetro interior del reactor

ρ_{vinazas} la densidad de las vinazas

g la aceleración de la gravedad (9,8 N/kg)

$$P_{\text{fluido - relleno}} = \frac{477551,02 \text{ kg} \cdot 9,8 \frac{\text{N}}{\text{kg}}}{\pi \cdot \frac{(16 \text{ m})^2}{4}} + \frac{(1200 \text{ m}^3 - 318,37 \text{ m}^3) \cdot 1051 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{N}}{\text{kg}}}{\pi \cdot \frac{(16 \text{ m})^2}{4}}$$

$$P_{\text{fluido-relleno}} = 68439,81 \text{ Pa} = 0,70 \text{ kg/cm}^2 = 9,93 \text{ psi}$$

Finalmente, la Presión de diseño será:

$$P_D = 30 \text{ psi} + 9,93 \text{ psi} = 39,93 \text{ psi}$$

5.1.3. Espesor

Para el cálculo del espesor requerido en la zona central del reactor se han considerado los esfuerzos inducidos por las cargas combinadas de presión interna y presión del viento. Como se comprobará, las cargas de presión del viento apenas influyen en el espesor final, por tanto, se determinará el espesor necesario debido a la presión interna y, se demostrará que el espesor que se selecciona comercialmente (mayor que el requerido) cubre las necesidades debidas tanto a la carga de presión interna como a la presión del viento.

✓ Carga por presión interna

Para calcular el espesor requerido para soportar las cargas debidas a presión interna en la zona central se proporciona la **tabla A5.2** que resume los datos básicos que serán de utilidad en el cálculo de dicho espesor.

Presión de diseño	39,93 psi
Temperatura de diseño	131 °F
Corrosión máxima	0,1 in
Eficiencia de la soldadura	0,85
Tensión máxima admisible	15700 psi
Diámetro interior	629,92 in

Tabla A5.2: Datos básicos para el cálculo del espesor

La determinación del espesor debido a la presión interna en la carcasa cilíndrica se realizará acudiendo a las expresiones dispuestas en el Código Asme-VIII-1 para dicho caso. El hecho de que aparezcan dos fórmulas de espesor diferentes, se debe a que la presión interna en un elemento cilíndrico produce dos tipos de tensiones: circunferenciales o transversales y axiales o longitudinales, siendo el valor de las primeras el doble que el de las segundas. Aún así, se comprobará esta situación, seleccionando aquel espesor que sea mayor.

Esfuerzo circunferencial:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{P_D R_i}{SE - 0,6P_D} \quad \text{A 5.4}$$

Donde:

$t_{p \text{ int}}$ es el espesor debido a la presión interna (in)

P_D es la presión de diseño (psi)

R_i es el radio interior de la carcasa cilíndrica (in)

S es la tensión máxima admisible (psi)

E es la eficiencia de la soldadura

Sustituyendo en la **ecuación A5.4** los datos conocidos (**tabla A5.2**):

$$t_{p \text{ int}} = \frac{39,93 \text{ psi} \cdot 314,96 \text{ in}}{15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 39,93 \text{ psi}} = 0,94 \text{ in}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{P_D R_i}{2SE + 0,4P_D} \quad \text{A 5.5}$$

Sustituyendo los valores de la **tabla A5.2** en la **ecuación A 5.5**:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{39,93 \text{ psi} \cdot 314,96 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 39,93 \text{ psi}} = 0,47 \text{ in}$$

Al ser el primer espesor hallado el mayor, se tomará este para añadirle el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,94 \text{ in} + 0,1 \text{ in} = 1,04 \text{ in}$$

✓ Carga por viento.

Al igual que la presión interna, el viento produce unas tensiones en las paredes del recipiente que pueden producir la inestabilidad mecánica del mismo. Por tal motivo, se ha calculado el espesor requerido para soportar los esfuerzos generados como consecuencia de las cargas de viento.

Puesto que el fondo inferior no se ve expuesto a la carga por viento (por el faldón que soporta al reactor) y en el tanque no existe un cambio de espesor, el esfuerzo se debería calcular en la junta del faldón con la envolvente cilíndrica y en la junta de la envolvente cilíndrica con la cubierta del reactor. Debido a que el espesor requerido por la carga de viento disminuye conforme se asciende a través del reactor (mayor altura, menor momento), se calculará solamente en la junta del faldón con la envolvente cilíndrica.

Se determinará la altura de la posición que se va analizar:

$$h_{\text{pos}} = h_{\text{faldón}} = h_{\text{suelo-fondo}} + h_{\text{fondo}}$$

La altura entre el suelo y el fondo será de 1,5 m. Por tanto, se tiene que:

Patricia Delso Ragel

C_e : Coeficiente del factor por ráfagas. Viene determinado por el tipo de exposición y la altura de la zona analizada.

Altura sobre el piso, pies	Coeficiente C_e	
	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

que se extiende La exposición C representa la más severa, en terreno plano y generalmente abierto, y las micas están en media milla o más desde donde se localiza la torre. Las grandes plantas petrolquímicas o irregulares 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, una milla o más desde donde se ubica la torre.

Tabla A5.5: Valores del coeficiente del factor por ráfagas [Megyesy, 2001].

Se tomará el tipo de Exposición B, puesto que la planta podrá estar en un terreno en el cual haya construcciones (la destilería), bosques o irregularidades, y la altura de la posición que se está analizando es 4,816 m (15,8 pies). Por tanto, el coeficiente del factor por ráfagas tendrá un valor de 0,7.

Empleando la **ecuación A 5.6** se obtiene la presión de diseño del viento:

$$P_W = 17 \text{ lb/pie}^2 \cdot 0,8 \cdot 0,7 = 9,52 \text{ lb/pie}^2$$

$$P_W = 0,07 \text{ psi}$$

Seguidamente, se determinará el momento debido al viento en la posición analizada. La ecuación que permitirá su cálculo es la siguiente:

$$M_{\text{pos}} = M - h_{\text{pos}} \cdot (V - 0,5 \cdot P_W \cdot D_o \cdot h_{\text{pos}}) \quad \text{A 5.7}$$

Donde:

M_{pos} : momento a la altura h_{pos}

M : momento máximo (en la base)

h_{pos} : distancia de la base a la posición bajo consideración

V : esfuerzo cortante

P_W : presión de diseño del viento

D_o : diámetro exterior de la carcasa

Se hallará V mediante:

$$V = P_w \cdot D_o \cdot H \quad \mathbf{A\ 5.8}$$

Donde:

H: longitud del recipiente (incluyendo el faldón)

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A 5.8**, se tiene que:

$$V = 0,07 \text{ psi} \cdot 633,05 \text{ in} \cdot 570,87 \text{ in} = 23891,54 \text{ lb}$$

Para calcular el momento máximo se utilizará la siguiente expresión:

$$M = P_w \cdot D_o \cdot H \cdot h_1 = V \cdot h_1 \quad \mathbf{A\ 5.9}$$

Donde:

h_1 : brazo de palanca para la posición 1, calculado según:

$$h_1 = H/2 = 570,87 \text{ in}/2 = 285,43 \text{ in}$$

Se obtiene el valor de M mediante la **ecuación A5.9**, sustituyendo los valores conocidos.

$$M = 23891,54 \text{ lb} \cdot 285,43 \text{ in} = 6819436,33 \text{ lb} \cdot \text{in}$$

Empleando la **ecuación A 5.7** se obtiene el momento a la altura analizada.

$$M_{\text{pos}} = 6819436,33 \text{ lb} \cdot \text{in} - 189,61 \text{ in} \cdot (23891,54 \text{ lb} - 0,5 \cdot 0,07 \text{ psi} \cdot 633,05 \text{ in} \cdot 189,61 \text{ in})$$

$$M_{\text{pos}} = 3041739,63 \text{ lb} \cdot \text{in}$$

Una vez conocido el momento, el espesor requerido por carga de viento viene dado por [Megyesy, 2001]:

$$t_{viento} = \frac{M_{pos}}{R_i^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} \quad \text{A 5.10}$$

Sustituyendo los datos conocidos en la **ecuación A 5.10**:

$$t_{viento} = \frac{3041739,63 lb \cdot in}{314,96^2 \cdot \pi \cdot 15700 psi \cdot 0,85} = 7,31 \cdot 10^{-4} in$$

Este espesor resultante está asociado a la envolvente.

Mediante este cálculo se comprueba que el espesor requerido por la carga de viento es insignificante comparado con el espesor necesario por la presión interna (0,94 in). Además, el espesor seleccionado comercialmente cubrirá las necesidades del espesor requerido por ambas cargas.

El espesor que se seleccionará comercialmente será el disponible inmediatamente superior al calculado por la carga de presión interna ($t = 1,04 in$).

$$t_{comercial} = 1,0625 in = 0,0270 m.$$

5.2. Cúpula

La cúpula del reactor será una tapa tipo toriesférica, como ya se explicó en la Memoria, por ser las tapas de mayor aceptación en la industria y de bajo coste. En concreto será de tipo Klopper, esto es porque son las que generalmente se emplean a menos que se diera alguna de las siguientes condiciones, en cuyo caso se utilizarían las tipo Korbogen:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2
- Temperatura de diseño superior a 350°C
- Recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10

Que las dos primeras condiciones no se cumplen es obvio. Respecto a la tercera, el diámetro del tanque es de 16 metros y la altura de estos tanques, como ya se comentó, no suele superar los 13 metros, por tanto la relación altura/diámetro es inferior a 10. Al

no cumplirse ninguna de las condiciones citadas, se ha seleccionado una tapa tipo Klopper.

Hay que mencionar que el fondo estará construido con una parte cilíndrica, denominada pestaña o faldilla, por la cual se realizará la soldadura de unión fondo-carcasa. La función de esta pestaña es evitar que dicha soldadura se realice por la línea de tangencia (línea de transición de la figura bombeada del fondo a la carcasa cilíndrica), ya que ésta se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales y, por tanto, resulta ser el punto más débil de todo el recipiente.

5.2.1. Volumen

El volumen que tiene una tapa toriesférica tipo Klopper se hallará mediante la Especificación CEPSA ESP-1101-01.

$$V = 0,1 \cdot D_i^3 \quad \text{A 5.11}$$

Donde

D_i es el diámetro interior de la faldilla de la tapa (m)

Sustituyendo el diámetro interior del reactor en la **ecuación A 5.11**

$$V = 0,1 \cdot (16 \text{ m})^3 = 409,6 \text{ m}^3$$

Este volumen hallado no incluye el volumen debido a la faldilla, por tanto no es el volumen completo de la tapa, este será hallado posteriormente.

5.2.2. Presión de diseño

Puesto que la cúpula no contiene una columna de líquido ni el relleno sólido no se sumará esta presión manométrica a la presión de diseño inicial, por tanto la presión de diseño será igual a la inicial, $P_D = 30 \text{ psi}$.

5.2.3. Altura y Espesor

Para abordar el diseño mecánico es necesario calcular las dimensiones características de la cúpula, esto se hará mediante la Especificación CEPSA ESP-1101-01.

$$L = D_o \quad \text{A 5.12}$$

$$r = D_o/10 \quad \text{A 5.13}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o \quad \text{A 5.14}$$

Donde

L es el radio interior de curvatura de la cubierta

D_o es el diámetro exterior de la faldilla de la tapa

r es el radio interior del abombado (codillo)

h es la altura de la cúpula sin incluir la altura de la faldilla pero incluyendo el espesor

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	30 psi
Temperatura de diseño	131 °F
Corrosión máxima	0,1 in
Eficiencia de la soldadura	0,85
Tensión máxima admisible	15700 psi
Diámetro interior	629,92 in

Tabla A5.6: Resumen datos necesarios para el cálculo del 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 (**ecuación A5.4 y**

A5.5). Sustituyendo el valor de la eficiencia de la soldadura ($E = 1$) y el resto de los datos, que figuran en la **tabla A5.6**, en ambas ecuaciones:

Esfuerzo circunferencial:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{30 \text{ psi} \cdot 314,96 \text{ in}}{15700 \text{ psi} \cdot 1 - 0,6 \cdot 30 \text{ psi}} = 0,60 \text{ in}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{30 \text{ psi} \cdot 314,96 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 1 + 0,4 \cdot 30 \text{ psi}} = 0,30 \text{ in}$$

Se tomará el mayor valor (0,60 in) para agregarle el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,60 + 0,1 = 0,7 \text{ in}$$

El espesor que se seleccionará comercialmente será el disponible inmediatamente superior al calculado.

t

Ahora que ya se dispone de las dimensiones características de la cúpula, se hallará el espesor de la misma. Para ello, el Código ASME hace referencia a una expresión para las tapas toriesféricas.

$$t_{p \text{ int}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D} \quad \text{A5.15}$$

Donde M es un factor que depende de las proporciones de la tapa L/r:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] \quad \text{A5.16}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A5.16** se obtiene el valor de M:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{631,42 \text{ in}}{63,142 \text{ in}}} \right] = 1,54$$

Con el valor de M y el resto de datos conocidos (**tabla A5.6**) se halla el espesor a través de la **ecuación A5.15**:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{ psi} \cdot 631,42 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 30 \text{ psi}} = 1,09 \text{ in}$$

Agregándole el sobreepesor por corrosión:

$$t = 1,09 + 0,1 = 1,19 \text{ in}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior queda:

$$t_{\text{comercial}} = 1,25 \text{ in} = 0,0318 \text{ m.}$$

5.3. 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. La función de esta pestaña ya se explicó en el apartado anterior.

5.3.1. Volumen

El volumen que tiene el fondo toriesférico tipo Klopper se hallará mediante la Especificación CEPESA ESP-1101-01.

Se empleará la **ecuación A5.11**, en la que sustituyendo el diámetro interior de la faldilla se obtiene:

$$V = 0,1 \cdot (16 \text{ m})^3 = 409,6 \text{ m}^3$$

Se recuerda que este volumen no es el volumen total de la tapa pues no incluye la altura de la faldilla.

5.3.1. Presión de diseño

La presión de diseño en la solera será la presión de diseño inicial más la debida a la columna de líquido de vinazas que soporta el fondo, es decir las vinazas que se albergan en la solera y en el cuerpo central.

$$P_{\text{fluido}} = \frac{(V_{\text{relleno}} - V_{\text{realrelleno}} + V_{\text{solera}}) \cdot \rho_{\text{vinazas}} \cdot g}{\pi \cdot \frac{D_i^2}{4}}$$

Donde V_{solera} es el volumen completo de la solera, incluyendo la faldilla. Como la altura de la faldilla aún no se puede calcular, se considerará el caso más desfavorable, en el que la faldilla tiene una altura de 100 mm que es el máximo valor que puede tomar.

$$P_{\text{fluido}} = \frac{(1200m^3 - 318,37m^3 + 429,71m^3) \cdot 1051 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,8 \frac{N}{kg}}{\pi \cdot \frac{(16m)^2}{4}} = 67175,96Pa = 0,69kg/cm^2$$

Sumando esta presión manométrica a la presión de diseño inicial (30 psi = 2,11 kg/cm²) se obtiene la presión de diseño:

$$P_{\text{diseño}} = 2,11 + 0,69 = 2,79 \text{ kg/cm}^2$$

5.3.2. 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 la Especificación CEPSA ESP-1101-01, empleando las **ecuaciones A5.12, A5.13, A5.14**. 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	39,75 psi
Temperatura de diseño	131 °F
Corrosión máxima	0,1 in
Eficiencia de la soldadura	0,85
Tensión máxima admisible	15700 psi
Diámetro interior	629,92 in

Tabla A5.7: Resumen datos necesarios para el cálculo del espesor

Según el Código Asme, 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.

Sustituyendo el valor de la eficiencia de la soldadura ($E = 1$) y el resto de los datos, que figuran en la **tabla A5.7**, en las **ecuaciones A5.4 y A5.5**:

Esfuerzo circunferencial:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{39,75 \text{ psi} \cdot 314,96 \text{ in}}{15700 \text{ psi} \cdot 1 - 0,6 \cdot 39,75 \text{ psi}} = 0,80 \text{ in}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{39,75 \text{ psi} \cdot 314,96 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 1 + 0,4 \cdot 39,75 \text{ psi}} = 0,40 \text{ in}$$

Se tomará el mayor valor (0,80 in) para agregarle el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,80 + 0,1 = 0,9 \text{ in}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior:

$$t_{\text{comercial}} = 0,94 \text{ in} = 0,0238 \text{ m.}$$

Ahora se está en disposición de calcular las dimensiones características de la cúpula mediante las **ecuaciones A5.12, A5.13, A5.14**.

$$D_o = 16 + 2 \cdot (0,0238) = 16,048 \text{ m}$$

$$L = D_o = 16,048 \text{ m.} = 631,80 \text{ in}$$

$$r = D_o/10 = 16,048/10 = 1,6048 \text{ m} = 63,18 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o = 0,2 \cdot 16,038 = 3,21 \text{ m}$$

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 (**ecuación A5.15**):

$$t_{p \text{ int}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D}$$

Donde M es un factor que depende de las proporciones de la tapa L/r

Sustituyendo los valores de L y r en la **ecuación A5.16** se obtiene el valor de M:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{631,80 \text{ in}}{63,18 \text{ in}}} \right] = 1,54$$

Con el valor de M y el resto de datos conocidos (**tabla A5.7**) se halla el espesor a través de la **ecuación A5.15**.

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 39,75 \text{ psi} \cdot 631,80 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 39,75 \text{ psi}} = 1,45 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 1,45 + 0,1 = 1,55 \text{ in}$$

Seleccionando el espesor comercial inmediatamente superior:

$$t_{\text{comercial}} = 1,56 \text{ in} = 0,0397 \text{ m.}$$

5.4. Dimensiones definitivas

Según lo calculado en los apartados anteriores, se tiene que para cada zona del reactor se requiere un espesor determinado. Ante esta situación se abren tres posibilidades de diseño: se construye todo el reactor con el mayor de los espesores calculados, se construye con el menor de los espesores y se disponen anillos de tensión en aquellas zonas que requieran un espesor superior, o se diseña cada zona con su espesor y se emplean soldaduras de unión “especiales”. La primera opción es, técnicamente, la más conservadora, es por esta razón, considerando las grandes

dimensiones del tanque y que en su interior albergará una fase líquida, otra sólida y otra gaseosa y que puede ser sometido accidentalmente a sobrepresiones mayores, por lo que se ha optado por la alternativa primera.

Por tanto el espesor del tanque completo (zona central, cubierta y solera) será el mayor de los obtenidos, que además es mayor que el espesor mínimo de pared, es decir:

$$t_{\text{comercial}} = 1,56 \text{ in}$$

Llegado este momento, habrá que recalcular las dimensiones características de la cúpula y solera, esto es debido a que dichas dimensiones (altura, L y r) dependían del espesor de la faldilla y puesto que el espesor de la faldilla ha cambiado (se ha tomado un espesor igual en todo el reactor), habrán cambiado estas dimensiones. A su vez, como el espesor de la cúpula y solera dependían de las dimensiones características de ambas y éstas, como se ha explicado, han variado, habrá que comprobar que los nuevos espesores de la cubierta y solera sean menores que el que se ha seleccionado comercialmente para todo el tanque.

De nuevo, se hace uso de las **ecuaciones A5.12, A5.13, A5.14**. Las dimensiones características tanto de cúpula como de solera son:

$$D_o = 16 + 2 \cdot (0,0397) = 16,079 \text{ m}$$

$$L = D_o = 16,079 \text{ m} = 633,05 \text{ in}$$

$$r = D_o/10 = 16,079/10 = 1,6079 \text{ m} = 63,3305 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o = 0,2 \cdot 16,079 = 3,22 \text{ m}$$

A continuación se hallará a través de la **ecuación A5.15** el espesor de la cúpula y posteriormente el de la solera.

✓ Cúpula

El factor M tendrá el mismo valor anterior puesto que la relación entre el radio de la cubierta (L) y el radio del abombado (r) es la misma, $M = 1,54$.

Sustituyendo todos los valores conocidos en la **ecuación A 5.15**:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{ psi} \cdot 633,05 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 30 \text{ psi}} = 1,10 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 1,10 + 0,1 = 1,20 \text{ in}$$

✓ Solera

Igual que en el caso de la cúpula, el factor M tendrá el mismo valor anterior puesto que la relación entre el radio de la cubierta (L) y el radio del abombado (r) es la misma, $M = 1,54$.

Sustituyendo todos los valores conocidos en la **ecuación A 5.15**:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 39,75 \text{ psi} \cdot 631,80 \text{ in}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 39,75 \text{ psi}} = 1,45 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión

$$t = 1,45 + 0,1 = 1,55 \text{ in}$$

En ambos casos (cúpula y solera) los espesores obtenidos son menores que el espesor comercial que se seleccionó para todo el tanque.

✓ Faldilla

Ahora que se tiene perfectamente definido el espesor del reactor por completo y las dimensiones de ambos fondos, se procederá a calcular la altura de la faldilla. Como se comentó al comienzo del apartado, los fondos estarán contruidos con una parte cilíndrica, llamada pestaña o faldilla, por la cual se realizará la soldadura de unión fondo-carcasa.

En general, esta altura no debe ser menor que el mayor de los siguientes valores:

$$h \geq 0,3 \cdot \sqrt{D_o \cdot t_f}$$

$$h \geq 0,3 \cdot t_f$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Con un valor máximo de $h=100\text{mm}$ y siendo D_o el diámetro exterior de la carcasa (mm) y t_f el espesor de pared del fondo (mm).

Sustituyendo los valores conocidos se tiene que:

$$h \geq 239,65\text{mm}$$

$$h \geq 11,91\text{mm}$$

$$h \geq 25\text{mm}$$

Teniendo en cuenta que el primer valor calculado de h es el mayor de los tres hallados y que supera los 100 mm, se tomará como altura de la faldilla 100 mm puesto que este es el máximo valor que puede tomar.

Finalmente, se tienen todos los datos necesarios para definir perfectamente el volumen y la altura de cúpula y solera (puesto que ya se dispone de la altura de la faldilla):

$$h_{\text{cúpula}} = 3,22 \text{ m} + 0,1 \text{ m} = 3,32 \text{ m}$$

$$h_{\text{solera}} = 3,22 \text{ m} + 0,1 \text{ m} = 3,32 \text{ m}$$

Empleando la **ecuación A5.1** para hallar el volumen de un cilindro se obtiene el volumen de la faldilla:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot (8 \text{ m})^2 \cdot (0,1 \text{ m}) = 20,11 \text{ m}^3$$

Por tanto, los volúmenes finales de la cúpula y solera será:

$$V_{\text{cúpula}} = 409,6 \text{ m}^3 + 20,11 \text{ m}^3 = 429,71 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{solera}} = 409,6 \text{ m}^3 + 20,11 \text{ m}^3 = 429,71 \text{ m}^3$$

En la **tabla A5.8** se presenta un resumen de todos los parámetros geométricos calculados del digestor:

CUBIERTA	
Diámetro	16 m
Altura	3,32 m
Volumen	429,71 m ³
Espesor	0,0397 m
ZONA CENTRAL	
Diámetro	16 m
Altura	6,368 m
Volumen	1280,41 m ³
Espesor	0,0397 m
SOLERA	
Diámetro	16 m
Altura	3,32 m
Volumen	429,71 m ³
Espesor	0,0397 m
TOTAL	
Volumen	2139,83 m ³
Altura	13 m

Tabla A5.8: Resumen de las dimensiones del digestor

Anexo nº 6. INTERCAMBIADOR DE CALOR

6.1. Demanda térmica

La cantidad de calor que deberá proporcionarse a las vinazas frías que van a entrar en el intercambiador a una temperatura de 10°C, viene dada por las siguientes necesidades caloríficas:

- la necesaria para aumentar la temperatura de las vinazas desde 10°C hasta alcanzar la mantenida en el interior del filtro anaerobio, 35 °C.
- para compensar las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes, solera y cubierta del reactor.
- para compensar las pérdidas que se puedan producir en las conducciones que comunican el intercambiador de calor con el filtro anaerobio.

A continuación se realizará el cálculo de cada una de estas necesidades caloríficas. Es necesario aclarar que, puesto que no se dispone de las propiedades térmicas de las vinazas de melaza de caña de azúcar, en los cálculos de este Anexo se emplearán las propiedades térmicas del agua (el agua es el fluido que más se asemeja a las vinazas que están constituidas por agua en un alto porcentaje).

6.1.1. Calentamiento de las vinazas

Las vinazas entran en el intercambiador de calor a una temperatura de 10°C, por lo que es necesario aportar calor para que alcance la temperatura de trabajo, 35°C. Este calor es proporcional al incremento de temperatura que debe sufrir la vinaza y a sus características:

$$q_V = C_e \cdot M_F \cdot \Delta T \quad \text{A6.1}$$

Siendo:

C_e: Calor específico de las vinazas a la temperatura media

ΔT: Incremento de temperatura que sufre la vinaza

M_F: Caudal másico de las vinazas frías

Es decir,

$$C_e \text{ (a } 22,5^{\circ}\text{C)} = 0,9992 \text{ kcal/kg}\cdot^{\circ}\text{C (tabla A11.4 del Anexo n}^{\circ}\text{11)}$$

$$\Delta T = (35-10)^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$M_F = M_D^* = 26120,30 \text{ kg/h}$$

*El caudal másico de las vinazas decantadas (M_D) se determinó en el Anexo n°3 y se corresponde con el caudal de vinazas frías penetra en el cambiador de calor (M_F).

Sustituyendo dichos valores en la **ecuación A6.1** se tiene que:

$$q_V = 0,9992 \text{ kcal/kg}\cdot^{\circ}\text{C} \cdot 26120,30 \text{ kg/h} \cdot 25^{\circ}\text{C} = 652492,50 \text{ kcal/h}$$

6.1.2. Pérdidas de calor por transmisión en el digestor

El reactor anaerobio tiene pérdidas de calor por transmisión tanto por la carcasa cilíndrica como por la cubierta y la solera. De forma general, las pérdidas de calor por transmisión, P , se caracterizarán por la siguiente ecuación:

$$P = U \cdot A \cdot (T_{\text{vin}} - T_{\text{aire}}) \quad \text{A6.2}$$

Siendo:

U : coeficiente global de transmisión de calor ($\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$)

A : superficie de intercambio (m^2)

$(T_{\text{vin}} - T_{\text{aire}})$: diferencia de temperatura entre las vinazas y el aire ($^{\circ}\text{C}$)

Esta ecuación se aplicará de forma individual para calcular las pérdidas de calor por la cubierta, por la zona central y por la solera.

El calor se transfiere, en el caso que se trata, por dos mecanismos, mediante conducción y convección. Se ha supuesto que la pared interna del reactor está a la misma temperatura que las vinazas (35°C) y, que por tanto, no existirá convección entre el fluido (vinazas) y esta superficie. Se tendrá en cuenta la conducción a través de la pared de acero, la conducción a través del material aislante (lana de vidrio), la conducción a través de la lámina de aluminio y la convección del aire con dicha lámina.

La **figura A6.1** muestra la pared del reactor (de acero), la capa de lana de vidrio y la capa de aluminio, cuyos espesores y conductividades son e_{acero} , e_{lana} , e_{alum} , y k_{acero} , k_{lana} y k_{alum} respectivamente. Se transfiere calor de la superficie exterior (aluminio) a un fluido frío (aire) con un coeficiente de transferencia de calor $h_{alum-aire}$.

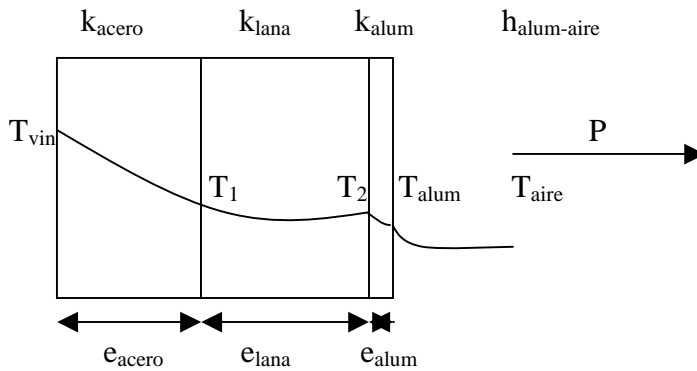


Figura A6.1: Esquema pérdidas de calor a través de la pared del reactor.

La ley de enfriamiento de Newton puede escribirse como:

$$P = \frac{T_{alum} - T_{aire}}{1 / h_{alum - aire} \cdot A} \quad \text{A6.3}$$

Donde se puede identificar $1/h_{alum-aire} \cdot A$ como una resistencia térmica convectiva. En régimen estacionario, el flujo de calor (P) a través de la pared es constante. Tomando las temperaturas intermedias de la figura:

$$P = \frac{T_{vin} - T_1}{e_{acero} / k_{acero} \cdot A} = \frac{T_1 - T_2}{e_{lana} / k_{lana} \cdot A} = \frac{T_2 - T_{alum}}{e_{alum} / k_{alum} \cdot A} = \frac{T_{alum} - T_{aire}}{1 / h_{alum - aire} \cdot A}$$

Si se define el coeficiente global de transferencia de calor U por medio de la **relación A6.2** entonces $1/U \cdot A$ es una resistencia total dada por:

$$\frac{1}{U \cdot A} = \frac{e_{acero}}{k_{acero} \cdot A} + \frac{e_{lana}}{k_{lana} \cdot A} + \frac{e_{alum}}{k_{alum} \cdot A} + \frac{1}{h_{alum - aire} \cdot A}$$

Puesto que el área A de la sección transversal es constante en una pared plana:

$$\frac{1}{U} = \frac{e_{acero}}{k_{acero}} + \frac{e_{lana}}{k_{lana}} + \frac{e_{alum}}{k_{alum}} + \frac{1}{h_{alum - aire}} \quad \mathbf{A6.4}$$

Una vez explicado esto, se comenzará con el cálculo de las pérdidas de calor para cada parte del reactor (**ecuación A6.2**). Primero se determinará la diferencia de temperatura ($T_{vin} - T_{aire}$), que será la misma en las tres partes del digestor, puesto que la temperatura en el interior del reactor va a ser constante (35°C) y la temperatura del aire exterior es la misma. Se debe aclarar que se ha tenido en cuenta la temperatura del aire más desfavorable para el sistema, es decir la que se corresponde con las mayores demandas térmicas del mismo y que se dará en invierno.

Aire	2 °C
Digestor	35 °C

Tabla A6.1: Temperaturas que intervienen en el digestor

A continuación se hallarán las superficies de intercambio de cada zona del reactor, con el medio exterior que lo rodea, para ello hay que tener en cuenta la geometría del mismo: una parte principal cilíndrica y, la cubierta y la solera cuya forma geométrica se aproximará a la de una cúpula esférica.

En la **tabla A6.2** se resumen los datos principales que serán necesarios para abordar el cálculo de las superficies de intercambio.

Díámetro exterior tanque incluye aislante	16,20 m
Radio exterior tanque incluye aislante	8,10 m
Altura zona principal	6,368 m
Altura cúpula incluye aislante	3,38 m
Altura solera incluye aislante	3,38 m

Tabla A6.2: Dimensiones necesarias para el cálculo de las superficies de intercambio

De forma general, la superficie lateral de un cilindro viene dada por la ecuación:

En la **tabla A6.3** se muestra un resumen de las superficies de intercambio calculadas.

ZONA DEL DIGESTOR	ÁREA
Cúpula	61,26 m ²
Zona central	324,12 m ²
Solera	61,26 m ²

Tabla A6.3: Resumen de las superficies de intercambio calculadas

El siguiente paso es calcular el coeficiente global de transmisión de calor para cada parte del reactor (cúpula, zona principal y solera). Como ya se comentó anteriormente, la expresión que se utilizará para determinarlo es la **A6.4**:

$$U = \frac{1}{\frac{e_1}{k_{acero}} + \frac{e_2}{k_{lana}} + \frac{e_3}{k_{alum}} + \frac{1}{h_{alum - aire}}}$$

Donde:

e_1 : espesor de la capa de acero (m)

e_2 : espesor de la capa de lana de vidrio (m)

e_3 : espesor de la capa de aluminio (m)

k_{acero} : coeficiente de conductividad de la capa de acero (kcal/h·m·°C)

k_{lana} : coeficiente de conductividad de la capa de lana de vidrio (kcal/h·m·°C)

k_{alum} : coeficiente de conductividad de la capa de aluminio (kcal/h·m·°C)

$h_{alum-aire}$: coeficiente de convección aluminio-aire (kcal/h·m·°C)

Según dicha ecuación será necesario disponer de ciertos datos, que son comunes a las tres partes del reactor, y que se exponen en las **tablas A6.4 y A6.5**:

Espesor del acero en la cúpula	0,0397 m
Espesor del acero en el cuerpo cilíndrico	0,0397 m
Espesor del acero en la solera	0,0397 m
Espesor de la capa de lana de vidrio	0,060 m
Espesor de la capa de aluminio	0,00061m

Tabla A6.4: Resumen de los espesores

Coef. de conductividad de la capa de acero SA-285 C (kcal/h·m·°C)	41,10*
Coef. de conductividad de la capa de lana de vidrio (kcal/h·m·°C)	0,0301**
Coef. de conductividad de la capa de aluminio (kcal/h·m·°C)	0,0372***

Tabla A 6.5: Coeficientes de conductividad

* Fuente: Código Asme Sección II.

** Fuente: [Mills, 1995].

*** Fuente: [Perry, 2001].

Para poder abordar el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor de la cúpula, de la zona central y de la solera de forma completa, tan sólo falta por determinar el coeficiente de convección aluminio-aire para cada una de las partes.

El caso de convección que se trata está dentro de la convección libre o natural, esto sucede cuando el movimiento del fluido (aire) se debe principalmente a fuerzas corporales producidas por variaciones de la densidad del fluido, resultantes de gradientes de temperatura.

Dentro de este tipo de convección, se acudirá a las expresiones correspondientes según el tipo de superficie de intercambio y de si se está en régimen laminar o turbulento. En principio se va a suponer que nos encontramos en régimen turbulento, puesto que para saberlo se necesita la temperatura de la superficie y no se dispone de ella, posteriormente se comprobará que esto es cierto.

- Coeficiente de convección para el cuerpo cilíndrico

Acudiendo a la bibliografía [Muñoz y Blandino, 2004] se encuentra la **tabla A6.6:**

Superficie	Laminar, $10^4 < Gr_f Pr_f < 10^9$	Turbulenta, $Gr_f Pr_f > 10^9$
Plano o cilindro vertical	$h = 1,42 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4}$	$h = 1,31(\Delta T)^{1/3}$
Cilindro horizontal	$h = 1,32 \left(\frac{\Delta T}{d} \right)^{1/4}$	$h = 1,24(\Delta T)^{1/3}$
Placa horizontal:		
Placa caliente mirando hacia arriba o placa fría mirando hacia abajo	$h = 1,32 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4}$	$h = 1,52(\Delta T)^{1/3}$
Placa caliente mirando hacia abajo o placa fría mirando hacia arriba	$h = 0,59 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4}$	
donde h = coeficiente de transferencia de calor, $W/m^2 \cdot ^\circ C$ $\Delta T = T_p - T_{\infty}$, $^\circ C$ L = dimensión vertical u horizontal d = diámetro, m		

Tabla A6.6: Ecuaciones simplificadas para la convección natural desde varias superficies hacia el aire a presión atmosférica.

Según la **tabla A6.6** se tiene que para un cilindro vertical en régimen turbulento:

$$h_{cuerpo} = 1.31 \cdot (\Delta T)^{\frac{1}{3}} \tag{A6.7}$$

Siendo,

h_{cuerpo} es el coeficiente de transferencia de calor por convección, $W/m^2 \cdot ^\circ C$

ΔT es la diferencia de temperaturas ($T_{alum} - T_{aire}$), $^\circ C$

De la **ecuación A6.7** se desconoce la temperatura a la que va a estar la superficie de aluminio, por tanto habrá que recurrir a un cálculo iterativo para poder hallar el coeficiente de transferencia h . Se supondrá una temperatura de partida, con ella se calculará el coeficiente de convección h para el cuerpo cilíndrico a través de la **ecuación A6.7**. Con el valor del coeficiente h se determinará, mediante la **ecuación A6.4**, el coeficiente global de transmisión de calor U para, a partir de él y la **ecuación A6.2**, hallar las pérdidas de calor.

Una vez se tengan las pérdidas de calor a través del cuerpo cilíndrico, se aplicará la **ecuación A6.3** donde se sustituirán dichas pérdidas, el área de intercambio de calor

A, el coeficiente de convección h calculado y puesto que la temperatura del aire se conoce, la única incógnita será la temperatura de la superficie de aluminio.

Por último, se comparará dicha temperatura con la que se supuso al inicio del problema, si ambas no coinciden habrá que comenzar el problema con esta nueva temperatura obtenida y volver a realizar los mismos cálculos para así hallar otra temperatura. Este procedimiento se repetirá sucesivamente hasta que la temperatura obtenida tenga el mismo valor que la temperatura supuesta.

Se presenta el primer cálculo de este proceso iterativo como ejemplo:

1) Se supone una temperatura para la superficie de aluminio: $T_{\text{alum-supuesta}} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

2) Sustituyendo en la **ecuación A 6.7**:

$$h_{\text{cuerpo}} = 1,31 \cdot (10 - 2)^{\frac{1}{3}} = 2,62 \text{ W} / \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} = 2,25 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$$

3) Con este coeficiente de convección y los datos proporcionados en las **tablas A6.4** y **A6.5** se obtiene a través de la **ecuación A 6.4**:

$$U_{\text{cuerpo}} = \frac{1}{\frac{0,0397\text{m}}{41,10 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,060\text{m}}{0,0301 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,00061\text{m}}{0,0372 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}} + \frac{1}{2,25 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}}} = 0,41 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

4) Empleando la **ecuación A6.2** se hallan las pérdidas de calor:

$$p_{\text{cuerpo}} = 0,41 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 324,12 \text{m}^2 \cdot (35 - 2)^{\circ}\text{C} = 4359,73 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

5) Se sustituyen estas pérdidas de calor en la **ecuación A6.3** y el resto de los datos conocidos:

$$4359,73 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 2,25 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}} \cdot 324,12 \text{m}^2 \cdot (T_{\text{superficie}} - 2)^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{alum}} = 7,97^{\circ}\text{C}$$

6) Se comprueba que $T_{\text{alum-supuesta}} \neq T_{\text{alum-obtenida}}$

Por tanto habrá que tomar la temperatura del aluminio obtenida y comenzar el proceso de cálculo de nuevo. Esto se hace hasta que coincidan ambas temperaturas. Se muestra el último paso de este cálculo iterativo:

1) Se supone una temperatura para la superficie de aluminio (que es igual que la última temperatura obtenida): $T_{\text{alum-supuesta}} = 8,35^{\circ}\text{C}$

2) Sustituyendo en la **ecuación A 6.7**

$$h_{\text{cuerpo}} = 1,31 \cdot (10 - 8,35)^{\frac{1}{3}} = 2,43 \text{W} / \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} = 2,09 \text{kcal} / \text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$$

3) Con este coeficiente de convección y los datos proporcionados en las **tablas A6.4** y **A6.5** se obtiene a través de la **ecuación A 6.4**:

$$U_{\text{cuerpo}} = \frac{1}{\frac{0,0397\text{m}}{41,10 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,060\text{m}}{0,0301 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,00061\text{m}}{0,0372 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}}} + \frac{1}{2,09 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}}} = 0,40 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

4) Empleando la **ecuación A6.2** se hallan las pérdidas de calor:

$$p_{\text{cuerpo}} = 0,40 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 324,12 \text{m}^2 \cdot (35 - 2)^{\circ}\text{C} = 4297,62 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

5) Se sustituyen estas pérdidas de calor en la **ecuación A6.3** y el resto de los datos conocidos:

$$4297,62 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 2,09 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}} \cdot 324,12 \text{m}^2 \cdot (T_{\text{alum}} - 2)^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{alum}} = 8,35^{\circ}\text{C}$$

6) Se comprueba que $T_{\text{alum-supuesta}} = T_{\text{alum-obtenida}}$

Por tanto,

$$h_{\text{cuerpo}} = 2,09 \text{kcal} / \text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$$

$$U_{\text{cuerpo}} = 0,40 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}}$$

$$p_{\text{cuerpo}} = 4297,62 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

- Coeficiente de convección para la cúpula

Se hallará el coeficiente de transmisión de calor por convección (h) para la cubierta, para ello se va a considerar que la superficie de intercambio es una placa horizontal, esta suposición se ha hecho porque la forma geométrica de la cubierta (sería aproximadamente un casquete esférico) no está contemplada en la bibliografía, por lo que debiendo asimilarla a otra figura geométrica (un cilindro vertical o una placa) se ha tenido en cuenta que la altura de la cúpula (3,38 m) es mucho menor que el diámetro de la misma (16,20 m), por lo que prácticamente será vista como una placa horizontal. Esta placa será una placa caliente (puesto que la temperatura de la superficie es mayor que la del aire) orientada hacia arriba.

Según la **tabla A6.6** se tiene que para una placa horizontal caliente mirando hacia arriba en régimen turbulento el coeficiente de transmisión de calor por convección viene dado por:

$$h_{\text{cupula}} = 1,52 \cdot (\Delta T)^{\frac{1}{3}}$$

A6.8

Siendo,

h_{cupula} es el coeficiente de transferencia de calor por convección, $W/m^2 \cdot ^\circ C$

ΔT es la diferencia de temperaturas ($T_{alum} - T_{aire}$), $^\circ C$

De la **ecuación A6.8** se desconoce la temperatura a la que va a estar la superficie de aluminio, por tanto habrá que recurrir a un cálculo iterativo para poder hallar el coeficiente de transferencia h . El cálculo iterativo es exactamente el mismo que el realizado en el caso del cuerpo central.

A continuación se expone el primer paso de este proceso iterativo como ejemplo:

1) Se supone una temperatura para la superficie de aluminio: $T_{alum-supuesta} = 10 \text{ }^\circ C$

2) Sustituyendo en la **ecuación A 6.8**:

$$h_{cupula} = 1,52 \cdot (10 - 2)^{\frac{1}{3}} = 3,04 W / m^2 \cdot ^\circ C = 2,62 kcal / h \cdot m^2 \cdot ^\circ C$$

3) Con este coeficiente de convección y los datos proporcionados en las **tablas A6.4** y **A6.5** se obtiene a través de la **ecuación A 6.4**:

$$U_{cupula} = \frac{1}{\frac{0,0397m}{41,10 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}} + \frac{0,060m}{0,0301 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}} + \frac{0,00061m}{0,0372 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}} + \frac{1}{2,62 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}}} = 0,42 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

4) Empleando la **ecuación A6.2** se hallan las pérdidas de calor:

$$p_{cupula} = 0,42 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \cdot 61,26 m^2 \cdot (35 - 2)^\circ C = 845,18 \frac{kcal}{h}$$

5) Se sustituyen estas pérdidas de calor en la **ecuación A6.3** y el resto de los datos conocidos:

$$845,18 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 2,62 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}} \cdot 61,26 \text{m}^2 \cdot (T_{\text{alum}} - 2)^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{alum}} = 7,27^{\circ}\text{C}$$

6) Se comprueba que $T_{\text{alum-supuesta}} \neq T_{\text{alum-obtenida}}$

Por tanto habrá que tomar la temperatura de superficie obtenida y comenzar el proceso de cálculo de nuevo. Esto se hace hasta que coincidan ambas temperaturas. Se muestra el último paso de este proceso iterativo:

1) Se supone una temperatura para la superficie de aluminio (que es igual que la última temperatura obtenida): $T_{\text{alum}} = 7,77^{\circ}\text{C}$

2) Sustituyendo en la **ecuación A 6.8**:

$$h_{\text{cupula}} = 1,52 \cdot (10 - 7,77)^{\frac{1}{3}} = 2,73 \text{W} / \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} = 2,35 \text{kcal} / \text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$$

3) Con este coeficiente de convección y los datos proporcionados en las **tablas A6.4** y **A6.5** se obtiene a través de la **ecuación A 6.4**:

$$U_{\text{cupula}} = \frac{1}{\frac{0,0397\text{m}}{41,10 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,060\text{m}}{0,0301 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,00061\text{m}}{0,0372 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}}} + \frac{1}{2,35 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}}} = 0,41 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

4) Empleando la **ecuación A6.2** se hallan las pérdidas de calor:

$$p_{cupula} = 0,41 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \cdot 61,26 m^2 \cdot (35 - 2)^\circ C = 829,95 \frac{kcal}{h}$$

5) Se sustituyen estas pérdidas de calor en la **ecuación A6.3** y el resto de los datos conocidos:

$$829,95 \frac{kcal}{h} = 2,35 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \cdot 61,26 m^2 \cdot (T_{alum} - 2)^\circ C$$

$$T_{alum} = 7,77^\circ C$$

6) Se comprueba que $T_{alum-supuesta} = T_{alum-obtenida}$

Por tanto,

$$h_{cupula} = 2,35 kcal / h \cdot m^2 \cdot ^\circ C$$

$$U_{cupula} = 0,41 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$p_{cupula} = 829,95 \frac{kcal}{h}$$

- Coeficiente de convección para la solera

De la misma manera que se ha hecho para la cúpula se va a considerar que la solera es una placa horizontal por las razones que ya se citaron, pero en este caso es una placa caliente mirando hacia abajo, por tanto la ecuación a utilizar será (**tabla A6.6**):

$$h_{solera} = 0,59 \cdot \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad \mathbf{A6.9}$$

Donde,

h_{cupula} es el coeficiente de transferencia de calor por convección, $W/m^2 \cdot ^\circ C$

$$\Delta T = T_{alum} - T_{aire}$$

L es la dimensión horizontal, es decir, corresponderá al diámetro exterior del tanque

Al igual que en los casos anteriores, de la **ecuación A6.9** se desconoce la temperatura a la que va a estar la superficie de aluminio, por tanto habrá que recurrir al cálculo iterativo para poder hallar el coeficiente de transferencia h . El cálculo iterativo es exactamente el mismo que el realizado en el caso del cuerpo central y de la cúpula.

A continuación se presenta el primer paso de este proceso iterativo como ejemplo:

1) Se supone una temperatura para la superficie de aluminio: $T_{\text{alum-supuesta}} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

2) Sustituyendo en la **ecuación A 6.9**:

$$h_{\text{solera}} = 0,59 \cdot \left(\frac{10 - 2}{16,2} \right)^{\frac{1}{4}} = 0,49 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} = 0,43 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C}$$

3) Con este coeficiente de convección y los datos proporcionados en las **tablas A6.4** y **A6.5** se obtiene a través de la **ecuación A 6.4**:

$$U_{\text{solera}} = \frac{1}{\frac{0,0397m}{41,10 \frac{kcal}{h \cdot m^{\circ}C}} + \frac{0,060m}{0,0301 \frac{kcal}{h \cdot m^{\circ}C}} + \frac{0,00061m}{0,0372 \frac{kcal}{h \cdot m^{\circ}C}} + \frac{1}{0,43 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C}}} = 0,23 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C}$$

4) Empleando la **ecuación A6.2** se hallan las pérdidas de calor:

$$p_{\text{solera}} = 0,23 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C} \cdot 61,26m^2 \cdot (35 - 2)^{\circ}C = 463,74 \frac{kcal}{h}$$

5) Se sustituyen estas pérdidas de calor en la **ecuación A6.3** y el resto de los datos conocidos:

$$463,74 \frac{kcal}{h} = 0,43 \frac{kcal}{h \cdot m^{\circ}C} \cdot 61,26m^2 \cdot (T_{\text{alum}} - 2)^{\circ}C$$

$$T_{\text{alum}} = 19,79 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

6) Se comprueba que $T_{\text{alum-supuesta}} \neq T_{\text{alum-obtenida}}$

Por tanto habrá que tomar la temperatura de superficie obtenida y comenzar el proceso de cálculo de nuevo. Esto se hace hasta que coincidan ambas temperaturas. Se muestra el último paso de este proceso iterativo:

1) Se supone una temperatura para la superficie de aluminio (que es igual que la última temperatura obtenida): $T_{\text{alum-supuesta}} = 18,32 \text{ }^{\circ}\text{C}$

2) Sustituyendo en la **ecuación A 6.9**:

$$h_{\text{solera}} = 0,59 \cdot \left(\frac{18,32 - 2}{16,2} \right)^{\frac{1}{4}} = 0,59 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}} = 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

3) Con este coeficiente de convección y los datos proporcionados en las **tablas A6.4** y **A6.5** se obtiene a través de la **ecuación A 6.4**:

$$U_{\text{solera}} = \frac{1}{\frac{0,0397\text{m}}{41,10 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,060\text{m}}{0,0301 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}}} + \frac{0,00061\text{m}}{0,0372 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}}} + \frac{1}{0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}}} = 0,25 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}$$

4) Empleando la **ecuación A6.2** se hallan las pérdidas de calor:

$$p_{\text{solera}} = 0,25 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot 61,26\text{m}^2 \cdot (35 - 2)^{\circ}\text{C} = 508,48 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

5) Se sustituyen estas pérdidas de calor en la **ecuación A6.3** y el resto de los datos conocidos:

$$508,48 \frac{kcal}{h} = 0,51 \frac{kcal}{h \cdot m \cdot ^\circ C} \cdot 61,26 m^2 \cdot (T_{alum} - 2)^\circ C$$

$$T_{alum} = 18,32^\circ C$$

6) Se comprueba que $T_{alum-supuesta} = T_{alum-obtenida}$

Por tanto,

$$h_{solera} = 0,51 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$U_{solera} = 0,25 \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$p_{solera} = 508,48 \frac{kcal}{h}$$

Como se comentó al comienzo de este apartado, para hacer uso de las ecuaciones que han permitido hallar el coeficiente de convección h , se ha supuesto que el flujo en la capa límite es turbulento, puesto que para saber el tipo de flujo se necesita la temperatura de la superficie y no se disponía de ella. Ahora se está en disposición de realizar esta comprobación.

Los flujos de convección libre normalmente se originan de una inestabilidad térmica. Es decir, el fluido más caliente, más ligero, se mueve verticalmente hacia arriba con relación al fluido más frío, más pesado. Sin embargo, como con la convección forzada, también pueden surgir inestabilidades hidrodinámicas. Es decir, las perturbaciones en el flujo se pueden amplificar, lo que conduce a la transición de flujo laminar a turbulento.

La transición en una capa límite de convección libre depende de la magnitud relativa de las fuerzas de empuje y viscosa en el fluido. Se acostumbra correlacionar su ocurrencia en términos del número de Rayleigh, que es el producto de los números de Grashof y Prandtl.

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_\infty) \cdot L^3}{\nu^2}$$

Donde,

g es la aceleración de la gravedad

β es el coeficiente volumétrico de expansión térmica

ν es la viscosidad cinemática

L es la longitud característica de la geometría

T_s es la temperatura de la superficie, en este caso del aluminio

T_∞ es la temperatura del fluido, en este caso el aire

$$\text{Pr} = \frac{\nu}{\alpha}$$

Donde,

ν es la viscosidad cinemática

α es la difusividad térmica

Puesto que para el caso del aire el número de Prandtl viene tabulado en las tablas de la bibliografía, la expresión que se usará del Número de Rayleigh será:

$$Ra = Gr \cdot \text{Pr} = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_\infty) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot \text{Pr} \quad \mathbf{A6.10}$$

A continuación se hallará dicho número para cada zona del reactor.

- Zona central

Para el caso de cilindros verticales cuyo diámetro no sea pequeño comparado con su longitud, el número de Rayleigh en el que ocurre la transición de régimen laminar a turbulento es 10^9 .

Antes de emplear la **ecuación A6.10** para obtener el número de Rayleigh, hay que aclarar que todas las propiedades serán evaluadas a la temperatura media de película, es decir, a la media aritmética de la temperatura de la superficie y de la corriente libre.

También se debe reseñar que la longitud característica (L) de la geometría, en este caso corresponde a la altura del cilindro.

En la **tabla A6.7** se muestran las propiedades del aire (**tabla A11.5** del Anexo n°11) evaluadas a la temperatura media de película, así como el resto de datos necesarios para evaluar el número de Rayleigh.

Temperatura aire (T_{∞})	275 K
Temperatura superficie aluminio (T_s)	281,4 K
Temperatura media de película (T_m)	278,2 K
$\beta = 1/T_m$	0,003595 K ⁻¹
Viscosidad cinemática (ν)	1,38·10 ⁻⁵ m ² /s
Prandtl (Pr)	0,69
Longitud característica (L)	6,368 m

Tabla A 6.7:Datos necesarios para el cálculo del número de Rayleigh

Utilizando la **ecuación A6.10** y los datos de la **tabla A6.7** se tiene que:

$$Ra = Gr \cdot Pr = \frac{9,8m/s^2 \cdot 0,003595K^{-1} \cdot (281,4K - 275K) \cdot (6,368m)^3}{(1,38 \cdot 10^{-5} m^2/s)^2} \cdot 0,69 = 2,11 \cdot 10^{11}$$

Se tiene que $Ra > 10^9$, por tanto el régimen es turbulento.

- Cúpula

Para el caso de placas horizontales, el número de Rayleigh en el que ocurre la transición de régimen laminar a turbulento es, igualmente, 10^9 .

Asimismo, todas las propiedades serán evaluadas a la temperatura media de película, es decir, a la media aritmética de la temperatura de la superficie y de la corriente libre.

La longitud característica (L) de la geometría corresponde a la longitud del lado de la placa, ya que la cúpula se asemeja a una placa horizontal cuadrada de lado 16,20 m.

En la **tabla A6.8** se muestran las propiedades del aire (**tabla A11.5** del Anexo n°11) evaluadas a la temperatura media de película, así como el resto de datos necesarios para evaluar el número de Rayleigh.

Temperatura aire (T_{∞})	275 K
Temperatura superficie aluminio (T_s)	280,8 K
Temperatura media de película (T_m)	277,9 K
$\beta = 1/T_m$	0,003599 K ⁻¹
Viscosidad cinemática (ν)	1,37·10 ⁻⁵ m ² /s
Prandtl (Pr)	0,69
Longitud característica (L)	16,20 m

Tabla A6.8: Datos necesarios para el cálculo del número de Rayleigh

Utilizando la **ecuación A6.10** y los datos de la **tabla A6.8** se tiene que:

$$Ra = Gr \cdot Pr = \frac{9,8m/s^2 \cdot 0,003599K^{-1} \cdot (280,8K - 275K) \cdot (16,20m)^3}{(1,37 \cdot 10^{-5} m^2/s)^2} \cdot 0,69 = 3,17 \cdot 10^{12}$$

Se tiene que $Ra > 10^9$, por tanto el régimen es turbulento.

- Solera

De la misma forma que en el caso de la cúpula, para las placas horizontales el número de Rayleigh en el que ocurre la transición de régimen laminar a turbulento es 10^9 .

Igualmente, todas las propiedades serán evaluadas a la temperatura media de película y la longitud característica (L) de la geometría corresponde a la longitud del lado de la placa.

En la **tabla A6.9** se muestran las propiedades del aire (**tabla A11.5** del Anexo n°11) evaluadas a la temperatura media de película, así como el resto de datos necesarios para evaluar el número de Rayleigh.

Temperatura aire (T_{∞})	275 K
Temperatura superficie aluminio (T_s)	291,3 K
Temperatura media de película (T_m)	283,2 K
$\beta = 1/T_m$	0,003532 K ⁻¹
Viscosidad cinemática (ν)	1,42·10 ⁻⁵ m ² /s
Prandtl (Pr)	0,69
Longitud característica (L)	16,20 m

Tabla A6.9: Datos necesarios para el cálculo del número de Rayleigh

Utilizando la **ecuación A6.10** y los datos de la **tabla A6.9** se tiene que:

$$Ra = Gr \cdot Pr = \frac{9,8m/s^2 \cdot 0,003532K^{-1} \cdot (291,3K - 275K) \cdot (16,20m)^3}{(1,42 \cdot 10^{-5} m^2/s)^2} \cdot 0,69 = 8,24 \cdot 10^{12}$$

Se tiene que $Ra > 10^9$, por tanto el régimen es turbulento.

Ahora que se ha comprobado que el régimen de la capa límite es turbulento, podemos afirmar que las expresiones empleadas son las correctas. Se muestra un resumen de los coeficientes globales de transmisión de calor hallados y las pérdidas de calor en el digestor en las **tablas A6.10 y A6.11**.

ZONA DEL DIGESTOR	U (kcal/h·m ² ·°C)
Cúpula	0,41
Zona central	0,40
Solera	0,25

Tabla A6.10: Resumen coeficientes globales de transmisión de calor

ZONA DEL DIGESTOR	PÉRDIDAS
Cúpula	829,95 kcal/h
Zona central	4297,62 kcal/h
Solera	508,48 kcal/h
TOTAL	5636,05 kcal/h

Tabla A6.11: Resumen Pérdidas de calor en el digestor

6.1.3. Pérdidas de calor por tuberías

Para determinar las pérdidas de calor que se producen por las conducciones que comunican el intercambiador de calor con el filtro anaerobio, se va a considerar un 10% del calor total a aportar. Se ha optado por este valor después de consultar la bibliografía [Metcalf & Eddy, 1995]. El calor total a aportar será la suma del calor necesario para calentar las vinazas (hallado en el apartado 6.1.1 del Presente Anexo) y las pérdidas de calor por transmisión (hallado en el apartado 6.1.2 del Presente Anexo).

Teniendo en cuenta los aspectos anteriores, las pérdidas de calor por tuberías se determinarán a partir de la siguiente ecuación:

$$P_{\text{tuberías}} = (q_v + P) \cdot 0,1 \quad \text{A 6.11}$$

Donde,

q_v es el calor necesario para calentar las vinazas (kcal/h)

P son las pérdidas de calor que tiene el digestor (kcal/h)

Empleando la **ecuación A6.11** y sustituyendo los datos que se hallaron en los apartados 6.1.1 y 6.1.2 del Presente Anexo se tiene que:

$$P_{\text{tuberías}} = (652492,50 \text{ kcal/h} + 5636,05 \text{ kcal/h}) \cdot 0,1 = 65812,85 \text{ kcal/h}$$

6.1.4. Demanda térmica total

La demanda térmica total es la suma de los calores implicados en el calentamiento de la vinaza, las pérdidas de calor por transmisión en el reactor y por las tuberías, como ya se especificó anteriormente.

$$q_{\text{total}} = q_v + P + p_{\text{tuberías}} \quad \text{A 6.12}$$

Sustituyendo todos los datos conocidos (hallados en los apartados 6.1.1,6.1.2 y 6.1.3 del presente Anexo) en la **ecuación A 6.12** se obtiene:

$$q_{\text{total}} = 652492,50 \text{ kcal/h} + 5636,05 \text{ kcal/h} + 65812,85 \text{ kcal/h} = 723941,40 \text{ kcal/h}$$

Finalmente, el calor que se debe aportar a las vinazas en el cambiador de calor será:

$$q_{\text{demanda}} = 723941,40 \text{ kcal/h}$$

6.2. Intercambiador de calor

Como ya se justificó en el apartado 7.4.4 de la Memoria Descriptiva, el intercambiador de calor seleccionado es del tipo carcasa y tubos. En los cálculos que aquí se exponen se van a diferenciar dos apartados:

1° Dimensionado y caracterización del equipo

2° Diseño mecánico

6.2.1. Dimensionado y caracterización del equipo

En el dimensionado del intercambiador de calor será necesario conocer el área de intercambio. Para alcanzar este objetivo, se deberán definir las temperaturas de entrada (ya conocidas) y de salida de las distintas corrientes del intercambiador.

El calor correspondiente a la demanda térmica total es el calor que debe aportar la corriente de vinazas caliente a la corriente de vinazas fría a través del intercambiador de calor. Es decir, el calor que debe ceder la corriente de vinazas calientes es el mismo que debe absorber la corriente de vinazas frías y corresponde al calculado como demanda térmica total.

$$q_{\text{demanda}} = q_F = q_C$$

A.6.13

Donde:

q_C es el flujo de calor que debe ceder la corriente de vinazas caliente.

q_F es el flujo de calor que debe absorber la corriente de vinazas frías

Por tanto, suponiendo que no hay pérdidas térmicas, el calor absorbido será igual al calor cedido.

$$q_F = q_c$$

Si se tiene en cuenta que el calor que debe adquirir el fluido frío es proporcional a la cantidad de vinaza que pasa a través del intercambiador, al incremento de temperatura que sufre la vinaza y a su calor específico, la temperatura de salida de la vinaza, T_{FS} , se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$q_F = M_F \cdot C_e \cdot (T_{FS} - T_{F0}) \quad \mathbf{A6.14}$$

Donde:

C_e : Calor específico de las vinazas a la temperatura media

$(T_{FS} - T_{F0})$: Incremento de temperatura que sufre la vinaza

M_F : Caudal másico de las vinazas frías

Puesto que no se tiene la temperatura de salida de la vinaza fría, y el calor específico debe referirse a la temperatura media de la vinaza, se acudirá a un cálculo iterativo, en el que se supondrá una temperatura para así tener un valor del calor específico, y con la ecuación hallar la temperatura de salida de la vinaza. Si no coinciden se realizará el mismo cálculo con la nueva temperatura, esto se realizará las veces que sea necesario hasta que ambos valores coincidan. Aquí se muestra el cálculo final.

$$T_{FS\text{supuesta}} = 37,74^\circ\text{C}$$

$$T_{F0} = 10^\circ\text{C}$$

$$C_e (T_{\text{media}} = 23,87) = 0,9990 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \text{ (tabla A11.4 del Anexo n}^\circ\text{11)}$$

$$M_F = 26120,30 \text{ kg/h}$$

$$q_F = 723941,40 \text{ kcal/h}$$

Empleando la **ecuación A6.14** y sustituyendo en ella los datos expuestos se tiene que:

$$723941,40 \text{ kcal/h} = 26120,30 \text{ kg/h} \cdot 0,9990 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \cdot (T_{FS} - 10^\circ\text{C})$$

$$T_{FS} = 37,74^{\circ}\text{C}$$

$$T_{FS\text{supuesta}} = T_{FS} = 37,74^{\circ}\text{C}$$

A continuación se seguirá el mismo procedimiento de cálculo para hallar la temperatura de salida de la vinaza caliente, T_{CS} :

$$q_C = M_C \cdot C_e \cdot (T_{C0} - T_{CS}) \quad \mathbf{A6.15}$$

Donde:

C_e : Calor específico de las vinazas a la temperatura media

$(T_{C0} - T_{CS})$: Diferencia de temperatura de la vinaza a la entrada y a la salida

M_C : Caudal másico de las vinazas calientes

Se supondrá una temperatura de salida de las vinazas calientes hasta que coincida con la obtenida.

$$T_{CS\text{supuesta}} = 63,75^{\circ}\text{C}$$

T

de los cambiadores de calor de carcasa y tubo, el área viene relacionada con el calor intercambiado mediante la siguiente expresión:

$$q_C = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad \mathbf{A6.16}$$

Donde:

q_C es el calor intercambiado

U es el coeficiente global de transferencia de calor

A es el área de intercambio de calor

F es un factor de corrección que se aplica para obtener la forma apropiada de la temperatura media logarítmica para la configuración de intercambiador de calor de tubos y coraza. Esto es debido a que la DTLM hallada 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.

ΔT_{ml} es la diferencia de temperaturas media logarítmica bajo la suposición de condiciones de contraflujo. Refleja la diferencia media de temperatura entre las corrientes fría y caliente a lo largo del intercambiador.

Una vez explicadas, se van a determinar cada una de las variables de la **ecuación A6.16**.

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 agua por el lado de la carcasa y agua por el lado de los tubos. Esta suposición no es descabellada puesto que las vinazas a tratar, como ya se explicó, poseen un alto porcentaje de agua. En la bibliografía [Perry, 2001] se encuentra la **tabla A6.12** que muestra un rango de valores del coeficiente (200-250 Btu/ (°F·ft²·h)), del cual se tomará el menor valor (200), así se estará asegurando la mayor área para realizar el intercambio y por tanto se estará sobredimensionando el equipo.

Por tanto, $U = 977,14 \text{ kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{°C}$

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
Sistemas líquido-líquido				Sistemas vapor de condensación-líquido			
Aroclor 1248	Comb. aviación	100-150	0,0015	Hidrocarb. V alta ebullic.	Agua	20-50	0,0025
Asfalto diluido	Agua	10-20	0,001	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	Sistemas gas-líquido			
Nafta	Petróleo	25-35	0,005	Aire, N ₂ , etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	0,005
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	0,003	Aire, N ₂ , etc.	Agua o salmuera	10-50	0,005
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	0,003	Agua o salmuera	Aire, N ₂ (comprimidos)	20-40	0,005
Disolventes orgánicos	Disolv. orgánic.	20-60	0,002	Aire, N ₂ , etc. A	Aire, N ₂ , 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	Vaporizadores			
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
Sistemas vapor de condensación-líquido				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 · ft² · °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 A6.12: Coeficientes globales de transmisión de calor típicos para intercambiadores de calor tubulares, $U = \text{Btu}/(^\circ\text{F}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{h})$. [Perry, 2001]

Para flujo en contracorriente, la expresión que determina el valor de la temperatura media logarítmica es la siguiente:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{CS} - T_{F0}) - (T_{C0} - T_{FS})}{\ln \frac{(T_{CS} - T_{F0})}{(T_{C0} - T_{FS})}} \tag{A6.17}$$

Sustituyendo en la **ecuación A6.17** los valores de todas las temperaturas anteriormente definidas:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(63,75 - 10) - (90 - 37,74)}{\ln \frac{(63,75 - 10)}{(90 - 37,74)}} = 53^\circ\text{C}$$

El factor de corrección (F) para un intercambiador de calor de carcasa y tubos con un paso por coraza y dos pasos de tubo se hallará mediante la siguiente **figura A6.2**:

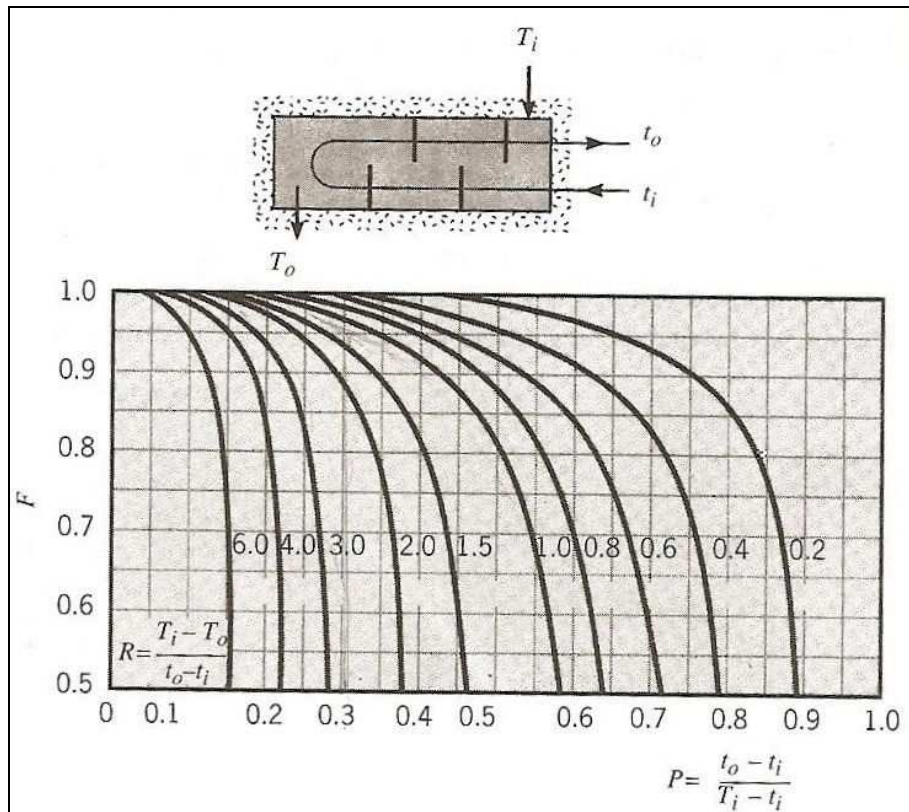


Figura A6.2: Factor de corrección para un intercambiador de calor de carcasa y tubo con una carcasa y cualquier múltiplo de dos pasos de tubo [Incropera y DeWitt, 1999].

Teniendo en cuenta la nomenclatura usada en el Presente Anexo y que el fluido frío va por el lado de la carcasa y el caliente por el lado de los tubos, R y P quedan expresados de esta forma:

$$P = \frac{T_{CS} - T_{C0}}{T_{F0} - T_{C0}} \tag{A6.18}$$

$$R = \frac{T_{F0} - T_{FS}}{T_{CS} - T_{C0}} \tag{A6.19}$$

Sustituyendo en **A6.18** y **A6.19** las temperaturas ya conocidas se tiene:

$$P = \frac{63,75 - 90}{10 - 90} = 0,33$$

$$R = \frac{10 - 37,74}{63,75 - 90} = 1,06$$

Con los valores de R y P y la **figura A6.2** se tiene que:

$$F = 0,95$$

Utilizando la **ecuación A6.16** y sustituyendo los datos hallados (F, ΔT_{ml} , U) y el calor intercambiado (qc) calculado en el apartado 6.1 de este Anexo, se obtiene el área de intercambio de calor:

$$723941,40 \text{ kcal/h} = 977,14 \text{ kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C} \cdot A \cdot 53^{\circ}\text{C} \cdot 0,95$$

$$A = 14,71 \text{ m}^2$$

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 de intercambio.

En la **tabla A6.13**, se proporciona un resumen de datos referentes al intercambiador de calor que fueron justificados en la Memoria Descriptiva (ver apartado 7.4.4) y que son necesarios para los cálculos que siguen.

Fluido lado carcasa	Vinazas frías (decantadas)
Fluido lado tubos	Vinazas calientes (sin decantar)
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 A6.13: Resumen de datos del intercambiador de calor procedentes de la Memoria Descriptiva.

El número de tubos (n_t) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor se hallará mediante la siguiente expresión que define el área de intercambio:

$$A = L \cdot \pi \cdot D_o \cdot n_t \quad \mathbf{A6.20}$$

Donde:

L es la longitud de cada tubo

Do es el diámetro exterior de cada tubo

Sustituyendo los datos conocidos (**tabla A6.13**) y el área hallada anteriormente en la **ecuación A6.20** se obtiene el número de tubos.

$$n_t = (14,71 \text{ m}^2) / (6,096 \text{ m} \cdot \pi \cdot 0,019 \text{ m})$$

$$n_t = 40,33 \text{ tubos}$$

Como se explicó en la Memoria Descriptiva, el número de tubos que hay en una carcasa está estandarizado. En la **tabla A6.14**, para una disposición cuadrada, tubos de

3/4 de diámetro exterior y pitch 1 in, y 2 pasos por el lado de los tubos, se tiene que el número de tubos inmediatamente superior al calculado (40,33 tubos) es 52 tubos.

Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 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 1/4	97	90	82	76	70	13 1/4	61	56	52	48	44
15 1/4	137	124	116	108	108	15 1/4	81	76	68	68	64
17 1/4	177	166	158	150	142	17 1/4	112	112	96	90	82
19 1/4	224	220	204	192	188	19 1/4	138	132	128	122	116
21 1/4	277	270	246	240	234	21 1/4	177	166	158	152	148
23 1/4	341	324	308	302	292	23 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 A6.14: Disposición de los espejos de tubos, arreglo en cuadro [Kern, 1984].

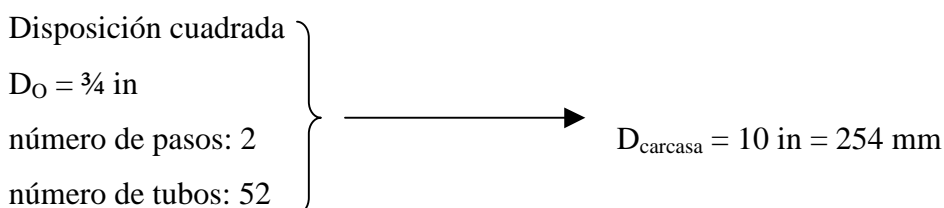
Con el número de tubos definitivo que van a componer el haz de tubos se hallará el área de intercambio final del cambiador de calor empleando la **ecuación A 6.20:**

$$A = 6,096 \text{ m} \cdot \pi \cdot 0,019 \text{ m} \cdot 52 = 18,97 \text{ m}^2$$

$$A = 18,97 \text{ m}^2$$

Una vez conocida la disposición y 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 A6.14.**

Para este caso se tiene:



Para terminar de definir el equipo, se determinarán las características de las placas deflectoras. Como bien 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_{def})

Las normas TEMA establecen una separación mínima y otra máxima que debe existir entre placas deflectoras.

La separación mínima de las placas deflectoras ($P_{def\ min}$) será el mayor de estos valores:

→1/5 del diámetro interior de la carcasa (2 in)

→2 in

En este caso ambos valores coinciden, luego la separación mínima es 2 in.

La separación máxima ($P_{def\ max}$) de las placas viene dada por la **tabla A6.15**, teniendo en cuenta el diámetro exterior y el material de los tubos.

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)	Aluminum & Aluminum Copper & Copper Alloys At Code-Maximum 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 (1900)	64 (1626)	
1-1/4 (31.8)	88 (2235)	76 (1930)	
1-1/2 (38.1)	100 (2540)	87 (2210)	
2 (50.8)	125 (3200)	108 (2764)	

Tabla A6.15: Separación máxima entre placas deflectoras [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 (en dm) 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 A6.16** a partir del diámetro interior de la carcasa (10 in) y el espaciamiento entre placas (31 in):

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)						
30 - 36 (762-914)	1/4 (6.4)	1/4 (6.4)	1/2 (12.7)	1/2 (12.7)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)						
48 - 60 (1219-1524)	1/4 (6.4)	1/4 (6.4)	1/2 (12.7)	1/2 (12.7)	1/2 (12.7)	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 A6.16: Espesor de deflectores [Normas TEMA].

Por tanto el espesor 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:

$$D_{def} = 10 \text{ in} = 0,254 \text{ m}$$

- ✓ Número de deflectores

El número de deflectores (N_{def}) vendrá dado por el cociente entre la longitud de los tubos y el espaciamiento entre los deflectores:

$$N_{def} = L / P_{def} = 6096 \text{ mm} / 800 \text{ mm} = 7,62 \text{ placas} \approx 7 \text{ placas}$$

6.2.2. Diseño mecánico

En este apartado se fijarán los espesores que deben tener los tubos y la carcasa del intercambiador de calor.

✓ Espesor 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:

$$t = \frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} \quad \text{A6.21}$$

Teniendo en cuenta el sobreespesor de corrosión y la tolerancia de fabricación, el espesor mínimo resulta:

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right) \cdot \frac{1}{1 - (M / 100)} \quad \text{A6.22}$$

Donde:

P_D es la presión de diseño.

D_o es el diámetro exterior de la tubería.

S es la tensión máxima permisible.

E es la eficiencia de la soldadura.

Y es un coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño.

C es el margen por corrosión.

M es la tolerancia de fabricación

Seguidamente se determina el valor de cada una de las variables que componen la **ecuación A6.22**:

-Presión de diseño (P_D):

La presión de diseño se obtiene añadiéndole un 10% a la presión máxima de operación [Suffo, 2006].

Por tanto,

$$P_D = 1,1 \cdot P_{\text{maxopera}} = 1,1 \cdot 1,0533 \text{ kg/cm}^2 = 1,16 \text{ kg/cm}^2 = 16,48 \text{ psi}$$

-Diámetro exterior (D_o):

El diámetro exterior de la tubería es $D_o = 0,75 \text{ in}$ (ver **tabla A6.13**)

-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 (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, que para las tuberías coincide con la temperatura máxima del fluido que circule por ella, $T_D = T_{\text{max}} = 194^\circ\text{F}$), la tensión máxima admisible es: $S = 17100 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.6** del Anexo nº11).

-Eficiencia de la soldadura (E):

Para tuberías sin costura la eficiencia de la soldadura toma el valor de la unidad ($E=1$)

-Factor Y :

Los tubos del intercambiador de calor tendrán una temperatura de diseño $T_D < 900^\circ\text{F}$ y, como se ha comentado, estarán contruidos de acero al carbono (SA-53B).

Por tanto, según la **tabla A11.7** del Anexo nº11, $Y = 0,4$

-Margen por corrosión (C):

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, 2001]. Por tanto, $C = 0,05 \text{ in}$

-Tolerancia de fabricación (M):

Las tuberías fabricadas sin costura tienen una considerable tolerancia en el espesor, que varía de unos materiales a otros. Concretamente, en el caso del acero al carbono, la

tolerancia en el espesor de pared es $-12,5\%$, es decir, la tubería puede tener en realidad un espesor un $12,5\%$ menor. $M = 12,5\%$

Sustituyendo todas las variables descritas en la **ecuación A6.22**

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 0,75 \text{ in}}{2 \cdot (17100 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,05 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,06 \text{ in}$$

Por tanto el espesor elegido será 16 BWG (0,065 in) ya que es el inmediatamente superior al calculado (ver **tabla A11.8** del Anexo nº11). Además este resulta el espesor más común de los tubos del intercambiador de calor.

✓ Espesor carcasa

Para el cálculo del espesor requerido de la carcasa del intercambiador 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:

Como ya se explicó para el caso del reactor, bien por norma o código, se debe fijar un valor mínimo de espesor:

→ Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + C$$

$$t_{\min} = 2,5 + 2,54 = 5,04 \text{ mm}$$

→ Según la fórmula para aceros al carbono:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + C$$

$$t_{\min} = 5 + 2,54 = 7,54 \text{ mm.}$$

-Presión de diseño

La determinación de la presión de diseño se realizará aplicando el criterio establecido en el apartado 5.1.2 del Anexo nº5. Teniendo en cuenta que la presión de operación es:

$$P_{\text{oper}} = P_{\text{atm}} + 0,02 \text{ kg/cm}^2 = 1,0533 \text{ kg/cm}^2$$

Por tanto, la presión de diseño inicialmente será:

- 30 psi

- 10% más que la presión de trabajo = $0,10 \cdot 1,0533 = 1,1586 \text{ kg/cm}^2 = 16,48 \text{ psi}$

De las dos presiones se escogerá la que sea mayor, es decir, se tomará 30 psi.

En este caso no se ha considerado la presión debida a la columna de líquido (hidrostática), puesto que la columna de líquido no va a ser superior al diámetro de la carcasa, 0,254 m, altura que no genera una presión mayor de 0,03 atm. Por ello, teniendo en cuenta este hecho y que el carácter del cálculo de la presión de diseño es altamente conservador, se ha decidido no añadir esta presión.

-Temperatura de diseño

La temperatura máxima de operación en la carcasa del cambiador es 37,74°C. Así, siguiendo el criterio establecido en el Anexo nº5 la temperatura de diseño será:

$$T_D = 37,74^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 57,74^\circ\text{C} = 135,93^\circ\text{F}$$

-Tensión máxima admisible (S)

Según se recoge en las tablas de materiales del Código ASME, para carcasas de SA-283-C sometidas a una temperatura de hasta 200°F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño), la tensión máxima admisible es: $S = 15700 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.2** del Anexo nº11).

-Eficiencia de la soldadura (E)

De la misma forma que se estableció en el Anexo nº5, 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. Por tanto, resulta un valor de eficiencia de la soldadura de $E = 0,85$ (ver **tabla A11.3** del Anexo nº11).

-El radio interior de la carcasa es igual a 5 in. (hallado en el apartado 6.2.1 del Presente Anexo).

Acudiendo al Código Asme Sección VIII-1, de la misma forma que en el Anexo nº5, se encuentran las siguientes expresiones correspondientes a la envolvente cilíndrica:

Esfuerzo circunferencial:

$$t_{carcasa} = \frac{P_D R_i}{SE - 0,6P_D} \quad \mathbf{A6.23}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$t_{carcasa} = \frac{P_D R_i}{2SE + 0,4P_D} \quad \mathbf{A6.24}$$

Donde:

$t_{carcasa}$ es el espesor debido a la presión interna (in)

P_D es la presión de diseño (psi)

R_i es el radio interior de la carcasa cilíndrica (in)

S es la tensión máxima admisible (psi)

E es la eficiencia de la soldadura

Tal y como se explica en el Anexo nº5, los esfuerzos circunferenciales son el doble que los longitudinales por tanto, se sustituirá directamente en la **ecuación A6.23** los datos conocidos:

$$t_{carcasa} = \frac{30 \text{ psi} \cdot 5 \text{ in}}{15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 30 \text{ psi}} = 0,01 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,01 \text{ in} + 0,1 \text{ in} = 0,11 \text{ in}$$

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, 7,54 mm. y, comercialmente se tomará el inmediatamente superior:

$$t_{comercial} = 0,3125 \text{ in} = 7,94 \cdot 10^{-3} \text{ m.}$$

Anexo nº 7. DIMENSIONAMIENTO DEL GASÓMETRO

En el proceso objeto de este Proyecto se produce biogás, con un 65% de metano. Este biogás se va a emplear para mejorar la agitación del reactor, por lo tanto, se ha proyectado un gasómetro que almacenará dicho biogás hasta su posterior utilización.

Se ha decidido que el almacenamiento del gas se va a realizar a bajas presiones, 0,02 kg/cm². No se ha optado por presiones mayores que disminuirían notablemente el volumen del gasómetro y, por consiguiente, el coste del mismo, debido a que estará conectado al digestor y estas altas presiones dificultarían su funcionamiento.

El gasómetro deberá prever una capacidad de almacenamiento del 25 al 100% de la producción media diaria de gas, valor mínimo recomendado por la bibliografía [Hdez. Muñoz, 2001].

Se dimensionará, por tanto, el gasómetro para almacenar la producción de gas durante 6 horas, es decir, con una capacidad de almacenamiento del 25% de la producción diaria, cuyo valor es 6894,33 m³/día, y que asegurará la disponibilidad del gas para el mezclado del reactor.

$$Q_G = 287,26 \text{ m}^3/\text{h} = 6894,33 \text{ m}^3/\text{día}$$

Entonces, el volumen del gasómetro será:

$$V = 6894,33 \cdot 0,25 = 1723,58 \text{ m}^3$$

Anexo nº 8. DIMENSIONAMIENTO DE LOS DEPÓSITOS DE ALMACENAMIENTO DE NaOH

8.1. Dimensiones Características

Como se justificó en la Memoria Descriptiva, la disposición de los depósitos es cilíndrica y vertical y su fondo es plano. Respecto el cabezal del tanque, se opta por una tapa tipo toriesférica, como ya se explicó en la Memoria, puesto que son las tapas de mayor aceptación en la industria y de bajo coste. En concreto será de tipo Klopper, esto es porque son las que generalmente se emplean a menos que se den unas condiciones determinadas (ver apartado 5.2 del Anexo nº5), en cuyo caso se utilizarían las tipo Korbbogen, pero no es el caso.

La capacidad total de cada depósito a diseñar será la suma del volumen necesario para almacenar el hidróxido sódico más un 20% de margen de seguridad. Es decir, se van a diseñar dos depósitos para almacenar hidróxido sódico diluido con un volumen útil de 10 m^3 y un volumen total de 12 m^3 por cada depósito.

Para el volumen de cada depósito existen unas dimensiones determinadas con las que su construcción se realizará con el mínimo de material. Para ello debe determinarse la relación correcta de la longitud al diámetro. Esto se hará mediante un procedimiento

El factor F depende, por tanto, de la presión de diseño. Como no se conoce aún la altura de la columna de líquido, la presión hidrostática del fluido no va a ser añadida a la presión de diseño para el cálculo de F . Posteriormente conociendo el valor de esta presión hidrostática se puede comprobar que el cálculo de F no varía de forma sustancial y en la gráfica apenas se podría distinguir este cambio. Por tanto, el cálculo de F se hará considerando la Presión de diseño 30 psi.

El valor del resto de las variables para hallar F se justificará más adelante en el cálculo del espesor requerido del tanque.

Utilizando la **ecuación A 8.1** se tiene que:

$$F = P/C \cdot S \cdot E = 30 \text{ psi} / (0,1 \text{ in} \cdot 20000 \text{ psi} \cdot 0,85) = 0,018 \text{ in}^{-1}$$

En la **figura A8.1** se localiza el factor F y el valor del volumen del tanque 423,78 ft³ (12 m³) obteniendo el punto de corte y así el diámetro óptimo del recipiente: $D = 6,2 \text{ ft}$ (1,89 m.)

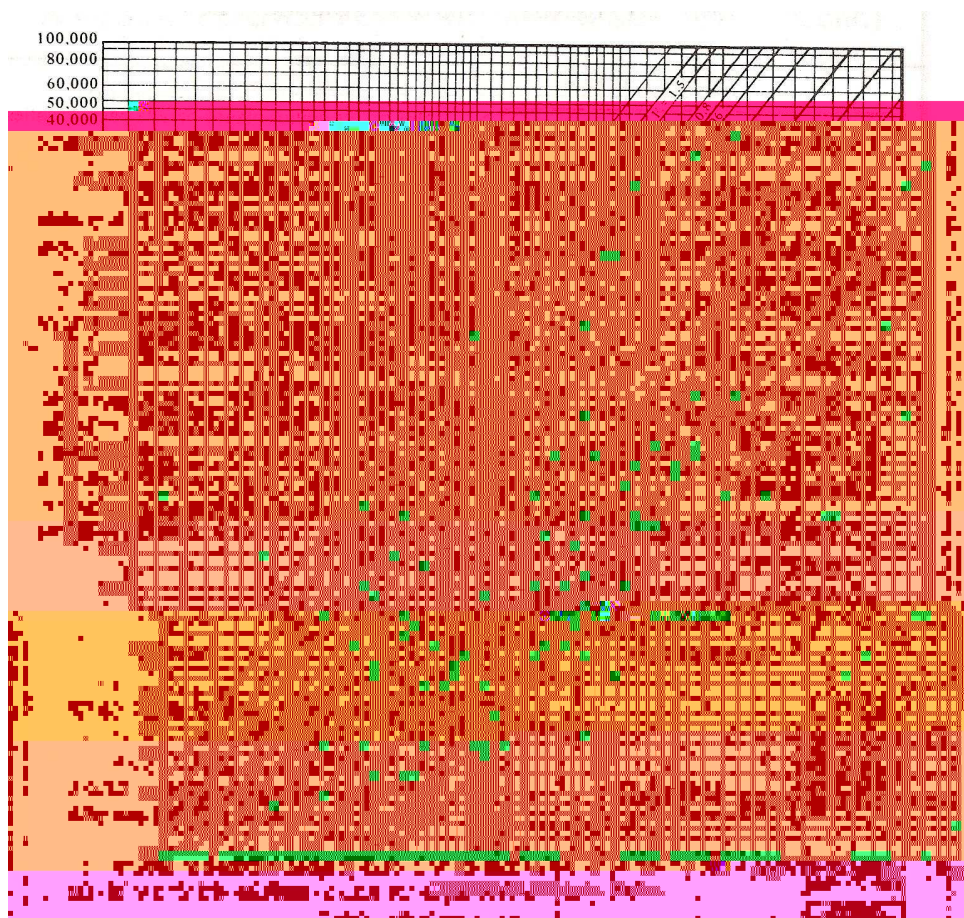


Figura A8.1: Gráfica para determinar el tamaño óptimo de un recipiente [Megyesy, 2001].

Seguidamente se calculará el espesor del depósito. Posteriormente, con este dato se podrá hallar la altura del tanque en su totalidad, puesto que la altura de la faldilla de la tapa depende del espesor, y así se terminará el dimensionado.

8.2. Determinación del espesor

Para el cálculo del espesor requerido del recipiente de almacenamiento se han considerado como controlantes los esfuerzos inducidos por la carga de presión interna. No se presentará el cálculo del espesor requerido por la carga del viento puesto que se ha comprobado que es insignificante comparado con el espesor necesario por presión interna y que el espesor seleccionado comercialmente cubre las necesidades del espesor requerido por ambas cargas. Cabe indicar que todo el tanque presentará un espesor constante, siendo éste el mayor de los requeridos para cada zona del mismo.

Espesor mínimo de la envolvente:

Las ecuaciones que nos permiten el cálculo del espesor mínimo (t) para la carcasa cilíndrica son:

Esfuerzo circunferencial:

$$t = \frac{P_D R_i}{SE - 0,6P_D} \quad \text{A 8.2}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$t = \frac{P_D R_i}{2SE + 0,4P_D} \quad \text{A 8.3}$$

Donde:

- ✓ Presión de diseño (P_D)

El valor de la presión de diseño se fijará como el mayor de 30 psi o un 10% más que la presión de trabajo. También deberá tomarse en consideración la presión del

fluido contenido en el recipiente, sumándose dicho valor a la presión de diseño que fue seleccionada [Megyesy, 2001].

$$P_{oper} = P_{atm} = 1,0333 \text{ kg/cm}^2$$

Por tanto, la presión de diseño inicialmente será:

- 30 psi
- 10% más que la presión de trabajo = $0,10 \cdot 1,0333 + 1,0333 = 1,137 \text{ kg/cm}^2 = 16,17 \text{ psi}$

De las dos presiones se escogerá la que sea mayor, en este caso, se tomará 30 psi.

Como se indicaba anteriormente, habrá que tomar en consideración la presión del fluido y de cualquier otra sustancia contenida en el recipiente cuando sea aplicable. Esto se hará sumando esta carga estática a la presión de diseño del recipiente. Se hallará, por tanto, la presión debida a la columna de líquido.

$$P_{fluido} = \rho \cdot g \cdot h \quad \mathbf{A\ 8.4}$$

Donde:

ρ es la densidad del fluido en cuestión (hidróxido sódico diluido)

g es la aceleración de la gravedad

h es la altura de la columna de líquido

La altura de la columna de líquido se determinará, sabiendo que todo el fluido está contenido en el cuerpo cilíndrico y que ocupa 10 m^3 , mediante la expresión del volumen de un cilindro:

$$V = \pi \cdot R_i^2 \cdot h \quad \mathbf{A\ 8.5}$$

Donde:

R_i es el radio interior de la carcasa cilíndrica

h es la altura del cilindro

Sustituyendo en la **ecuación A 8.5** se obtiene la altura de la columna de líquido:

$$10 \text{ m}^3 = \pi \cdot (1,89/2)^2 \cdot h$$

$$h = 3,37 \text{ m.}$$

Sustituyendo en la **ecuación A 8.4** se obtiene la presión hidrostática:

$$P_{\text{fluido}} = 1525 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ N/kg} \cdot 3,37 \text{ m} = 50364,65 \text{ Pa} = 7,31 \text{ psi}$$

Finalmente, la presión de diseño será:

$$P_D = 30 \text{ psi} + 7,31 \text{ psi} = 37,31 \text{ psi}$$

✓ Corrosión máxima prevista

Teniendo en cuenta los criterios establecidos por Megyesy (2001) en relación a la elección del margen de espesor debido a la corrosión (ver Anexo nº5) se estimará para los tanques de almacenamiento un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in:

$$C = 0,005 \text{ in/año} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,54 \text{ mm.}$$

✓ Temperatura de diseño

Se adoptará como temperatura de diseño el valor de:

$$T = \text{Máxima Temperatura de operación} + 20^\circ\text{C}$$

La temperatura máxima de operación se considerará la temperatura ambiente, por tanto la temperatura de diseño será:

$$T = 25^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 45^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

✓ Tensión máxima admisible (S)

Los distintos valores de la tensión máxima admisible para cada material y temperatura de diseño se recogen en las tablas de materiales del Código ASME. Para carcasas de SA-240 Gr. 316 sometidas a una temperatura de hasta 200 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 113 °F), se tiene que: $S = 20000 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.9** del Anexo nº11).

✓ Eficiencia de la soldadura

El valor de la eficiencia de la soldadura es $E = 0,85$ por ser una junta a tope radiografiada por zonas (**tabla A11.3** del Anexo nº11).

Sustituyendo las variables descritas en las **ecuaciones A 8.2 y A 8.3**:

Esfuerzo circunferencial:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{37,31 \text{ psi} \cdot 37,2 \text{ in}}{20000 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 37,31 \text{ psi}} = 0,082 \text{ in}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{37,31 \text{ psi} \cdot 37,2 \text{ in}}{2 \cdot 20000 \text{ psi} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 37,31 \text{ psi}} = 0,041 \text{ in}$$

Al ser el primer espesor hallado el mayor, se tomará este para añadirle el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,082 \text{ in} + 0,1 \text{ in} = 0,182 \text{ in}$$

El espesor de chapa disponible comercialmente que es inmediatamente superior al obtenido es:

$$t_{\text{comercial}} = 0,1875 \text{ in} = 4,76 \text{ mm.}$$

Comprobamos ahora que este espesor sea mayor al mínimo de pared:

→ Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\text{min}} (\text{mm}) = 2,5 + C$$

$$t_{\text{min}} = 2,5 + 2,54 = 5,04 \text{ mm}$$

→ Según la fórmula para aceros inoxidables:

$$t_{\text{min}} = 3 \text{ mm.}$$

Puesto que el espesor mínimo exigido por el Código ASME (5,04 mm) es mayor que el seleccionado comercialmente (4,76 mm), habrá que tomar un espesor nuevo comercial que será el inmediatamente superior a 5,04 mm, o sea:

$$t_{\text{comercial}} = 0,25 \text{ in} = 6,35 \text{ mm}$$

Espesor mínimo de fondo y cabezal

El fondo plano consiste en una chapa plana pegada directamente a la carcasa. En cuanto al cabezal del tanque, para abordar el diseño mecánico de la tapa toriesférica es necesario calcular sus dimensiones características, esto se hará mediante la Especificación CEPESA ESP-1101-01.

$$L = D_o \quad \text{A 8.6}$$

$$r = D_o/10 \quad \text{A 8.7}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o \quad \text{A 8.8}$$

Donde:

L es el radio interior de curvatura de la cubierta

D_o es el diámetro exterior de la faldilla de la tapa

r es el radio interior del abombado (codillo)

h es la altura de la cúpula sin incluir la altura de la faldilla pero incluyendo el espesor

Para determinar estas dimensiones, se necesita el diámetro exterior de la faldilla. Por ello, hay que calcular el espesor de la faldilla.

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. Puesto que el espesor del tanque será constante, y el espesor de la faldilla calculado de esta forma va a ser menor que el espesor de la carcasa, se tomará directamente el valor del espesor comercial de la carcasa como espesor de la faldilla.

Con el espesor de la faldilla se está en disposición de calcular el diámetro exterior de la faldilla y, por tanto, las dimensiones características de la cúpula mediante las ecuaciones **A8.6**, **A8.7**, **A8.8**.

$$D_o = 74,4 \text{ in} + 2 \cdot (0,25 \text{ in}) = 74,9 \text{ in}$$

$$L = D_o = 74,9 \text{ in}$$

$$r = D_o/10 = 74,9 \text{ in}/10 = 7,49 \text{ in}$$

$$h = 0,2 \cdot D_o = 0,2 \cdot 74,9 \text{ in} = 14,98 \text{ in}$$

Ahora que ya se dispone de las dimensiones características de la cúpula, se hallará el espesor de la misma. Para ello, el código ASME hace referencia a una expresión para las tapas toriesféricas.

$$t_{p \text{ int}} = \frac{MP_D L}{2SE - 0,2P_D} \quad \mathbf{A8.9}$$

Donde:

M es un factor que depende de las proporciones de la tapa L/r

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] \quad \mathbf{A8.10}$$

El resto de las variables ya han sido definidas anteriormente, y tienen el mismo valor que para el caso del espesor de la carcasa del tanque exceptuando la presión de diseño, que, puesto que el cabezal del tanque no soporta la presión hidrostática originada por la columna del líquido no se le sumará este valor a la presión de diseño inicial, resultando por tanto, la presión de diseño 30 psi.

Sustituyendo los valores conocidos en la **ecuación A8.10** se obtiene el valor de M:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{74,9 \text{ in}}{7,49 \text{ in}}} \right] = 1,54$$

Con el valor de M y el resto de datos conocidos se halla el espesor a través de la **ecuación A8.9**:

$$t_{p \text{ int}} = \frac{1,54 \cdot 30 \text{ psi} \cdot 74,9 \text{ in}}{2 \cdot 20000 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 30 \text{ psi}} = 0,10 \text{ in}$$

Agregándole el sobreespesor por corrosión:

$$t = 0,1 + 0,1 = 0,2 \text{ in}$$

Se toma el espesor disponible comercialmente inmediatamente superior:

$$t_{\text{comercial}} = 0,25 \text{ in}$$

Este espesor es el mismo que el que se obtuvo para la carcasa cilíndrica. Por tanto, el espesor del tanque será: $t_{\text{comercial}} = 0,25 \text{ in}$

8.3. Dimensiones definitivas

Entre el cabezal y la carcasa se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica; esta línea de transición, denominada justamente línea de tangencia, se encuentra sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales, y éste resulta ser el punto más débil de todo el recipiente; por esta razón no es aconsejable realizar la soldadura de unión cabezal-carcasa a lo largo de esta línea. Para evitar esta coincidencia, los cabezales se construyen con una parte cilíndrica, denominada pestaña o faldilla, cuya altura mínima “h” varía según la norma o código de cálculo utilizado, pero en general deberá ser no menor que el mayor de los siguientes valores:

$$h \geq 0,3 \cdot \sqrt{D_o \cdot t_f}$$

$$h \geq 0,3 \cdot t_f$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Con un valor máximo de $h=100 \text{ mm}$ y siendo D_o el diámetro exterior de la carcasa (mm) y t_f el espesor de pared del fondo (mm).

Sustituyendo los datos conocidos, resulta:

$$h \geq 32,97 \text{ mm}$$

$$h \geq 1,91 \text{ mm}$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Se tomará como altura de la faldilla 32,97 mm puesto que este es el mayor valor de los tres hallados.

Finalmente, se tienen todos los datos necesarios para definir perfectamente el volumen y la altura de la cúpula (puesto que ya se dispone de la altura de la faldilla):

$$V = 0,1 \cdot D_i^3 \quad \text{A 8.11}$$

Donde:

D_i es el diámetro interior de la faldilla de la tapa (m)

Sustituyendo el diámetro interior del reactor en la **ecuación A 8.11**

$$V_{\text{cúpula}} = 0,1 \cdot (1,89 \text{ m})^3 = 0,675 \text{ m}^3$$

Este volumen no incluye el volumen de la faldilla, por tanto no es el volumen total de la cúpula.

Empleando la **ecuación A8.5** para hallar el volumen de un cilindro se obtiene el volumen de la faldilla:

$$V_{\text{faldilla}} = \pi \cdot (1,89/2 \text{ m})^2 \cdot (0,033 \text{ m}) = 0,092 \text{ m}^3$$

El volumen total del cabezal del tanque será:

$$V_{\text{cúpula total}} = V_{\text{cúpula}} + V_{\text{faldilla}} = 0,675 \text{ m}^3 + 0,092 \text{ m}^3 = 0,767 \text{ m}^3$$

La altura del cabezal del tanque será:

$$h_{\text{cúpula total}} = 0,380 \text{ m} + 0,033 \text{ m} = 0,413 \text{ m}$$

Eu83

8.4. Aislamiento térmico

Para fijar el espesor de la colcha de lana de vidrio se acudirá a la **tabla A11.1** del Anexo n°11 en la que se indican espesores económicos para el aislamiento de equipos industriales. En el caso que nos ocupa, un diámetro mayor de 30 in y una temperatura de operación de 60°C (la inmediatamente superior a 25°C), el espesor recomendado es de 38 mm. Puesto que comercialmente el espesor que se encuentra disponible inmediatamente superior al requerido es 60 mm, se tomará este como espesor final.

8.5. Cubeto de retención

En este apartado se hallarán las dimensiones que deberá tener el cubeto de retención que contiene a los dos depósitos de almacenamiento del hidróxido sódico diluido. El cubeto tiene forma rectangular, luego su área vendrá dada por la expresión:

$$A_{\text{cubeto}} = b \cdot l \quad \text{A8.12}$$

Donde b es la longitud de su lado más largo y l es la longitud del lado más corto.

Teniendo en cuenta que la distancia fijada (Apartado 7.4.5 de la Memoria Descriptiva) entre la pared mojada del recipiente y el borde interior del cubeto es 1,5 m, y que entre los dos recipientes hay una distancia de 3 m:

$$b = 1,50 + 1,89 + 3 + 1,89 + 1,50 = 9,78 \text{ m}$$

$$l = 1,5 + 1,89 + 1,5 = 4,89 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A8.12** se obtiene el área del cubeto:

$$A_{\text{cubeto}} = 9,78\text{m} \cdot 4,89\text{m} = 47,82 \text{ m}^2$$

Para obtener la altura que llevará el cubeto se empleará la siguiente expresión:

$$V_{\text{cubeto}} = A_{\text{cubeto}} \cdot h \quad \text{A8.13}$$

Donde V_{cubeto} es el volumen del cubeto (15 m^3) y h es la altura del mismo.

Empleando la **ecuación A8.13** se obtiene la altura del cubeto:

$$h = 15 \text{ m}^3 / 47,82 \text{ m}^2 = 0,31 \text{ m.}$$

Anexo nº 9. DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS DE PROCESO

En la planta se han establecido las líneas de trasvase de fluidos que a continuación se definen. Cada una de las líneas mencionadas estarán formadas por tramos de conducción que conectarán los equipos con las bombas, accesorios (Tes) u otros equipos.

La nomenclatura establecida es la misma que la empleada en los Planos y Anexos correspondientes (ver Plano nº6).

Línea 1: Entrada de las vinazas desde la destilería hasta el intercambiador de calor en la planta. Compuesta por:

Conducción nº 1: Tramo que va desde la destilería hasta el primer punto de neutralización (Te nº1).

Conducción nº 2: Tramo que va desde el primer punto de neutralización (Te nº1) hasta el intercambiador de calor.

Línea 2: Trasvase de las vinazas desde el intercambiador de calor hasta los decantadores.

Conducción nº 3: Tramo que va desde el intercambiador de calor hasta la bomba nº 1.

Conducción nº 4: Tramo que va desde la bomba nº1 hasta la bifurcación de caudales (Te nº2).

Conducción nº 5: Tramo que va desde la Te nº2 hasta el decantador nº1.

Conducción nº 6: Tramo que va desde la Te nº2 hasta el decantador nº2.

Línea 3: Trasvase de las vinazas desde los decantadores hasta el intercambiador de calor.

Conducción nº 7: Tramo que va desde el decantador nº1 hasta la Te nº3.

Conducción nº 8: Tramo que va desde el decantador nº2 hasta la Te nº3.

Conducción nº 9: Tramo que va desde la Te nº3 hasta la bomba nº 2.

Conducción n° 10: Tramo que va desde la bomba n°2 hasta la Te n°4.

Conducción n° 11: Tramo que va desde la Te n°4 hasta la Te n°5.

Conducción n° 12: Tramo que va desde la Te n°4 hasta el intercambiador de calor.

Línea 4: Trasvase de las vinazas desde el intercambiador de calor hasta el digestor anaerobio.

Conducción n° 13: Tramo que va desde el intercambiador de calor hasta la Te n°5.

Conducción n° 14: Tramo que va desde la Te n°5 hasta la bomba n°3.

Conducción n° 15: Tramo que va desde la bomba n°3 hasta la Te n°6.

Conducción n° 16: Tramo que va desde la Te n°6 hasta el digestor anaerobio.

Línea 5: Salida de las vinazas desde el digestor hasta el colector de la red de saneamiento.

Conducción n° 17: Tramo que corresponde a la salida del digestor anaerobio hacia el colector público.

Línea 6: Trasvase del hidróxido sódico diluido desde el depósito de almacenamiento n°1 hasta el punto de neutralización a la entrada de la planta (Te n°1).

Conducción n° 18: Tramo que va desde el tanque de almacenamiento del hidróxido sódico diluido n° 1 hasta la bomba dosificadora n°1.

Conducción n° 19: Tramo que va desde la bomba dosificadora n°1 hasta el punto de neutralización (Te n°1) a la entrada de la planta.

Línea 7: Trasvase del hidróxido sódico diluido desde el depósito de almacenamiento n°2 hasta el punto de neutralización situado antes del digestor (Te n°6).

Conducción n° 20: Tramo que va desde el tanque de almacenamiento del hidróxido sódico diluido n°2 hasta la bomba dosificadora n° 2.

Conducción n° 21: Tramo que va desde la bomba dosificadora n° 2 hasta el punto de neutralización antes del digestor (Te n°6).

Conducción n° 22: Unión de emergencia entre las conducciones n°19 y n° 21.

Línea 8: Conducción del biogás desde la cúpula del digestor hasta el gasómetro.

Conducción n° 23: Tramo que va desde la cúpula del digestor hasta el gasómetro.

Línea 9: Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores (en el interior del digestor).

Conducción n° 24: Tramo que va desde el gasómetro hasta la soplante.

Conducción n° 25: Tramo que va desde la soplante hasta la tubería de distribución del gas en el interior del reactor.

Línea 10: Conducción del gas en exceso que sale del gasómetro.

Conducción n° 26: Tramo que conduce el gas en exceso que sale del gasómetro.

Línea 11: Salida del lodo de los decantadores.

Conducción n° 27: Tramo que conecta el decantador n°1 con la Te n° 7.

Conducción n° 28: Tramo que conecta el decantador n°2 con la Te n°7.

Conducción n° 29: Tramo que corresponde a la salida de la planta de los lodos desde la Te n° 7.

Para el diseño del sistema de tuberías la sistemática seguida es la siguiente:

Etapa n° 1: Se estimará el diámetro interior de cada conducción. Para ello, se hará uso de la **tabla A9.1** en la que se recogen las velocidades medias de circulación recomendadas para distintos fluidos en tuberías [Suffo, 2006]. Si para el fluido que corresponda hay un intervalo de velocidades recomendadas, se escogerá el límite superior de dicho intervalo, ya que dará el diámetro de tubería menor (más económico).

— Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de 0 a 2 Kg/cm ²	20 m/seg
— Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de > 2 Kg/cm ²	30 m/seg
— Vapor de agua recalentado a presión < 14 Kg/cm ²	50 m/seg
— Vapor de agua recalentado a presión > 14 Kg/cm ²	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 ²)	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 9.1: Velocidades medias de circulación recomendadas para distintos fluidos
Fuente: [Suffo, 2006].

En función de la velocidad de circulación y del caudal del fluido se tendrá el diámetro teórico de la tubería.

Considerando el cálculo de caudales realizado en el Anexo nº1 y dado que:

$$Q = \frac{v \cdot s}{3600 \cdot 1000} \tag{A9.1}$$

Donde :

Q es el caudal volumétrico de circulación de la tubería (l/h)

v la velocidad de circulación en la tubería (m/s) (según **tabla A9.1**)

s, la sección de la tubería, $\pi \cdot R^2$ (m²)

La ecuación para el cálculo del diámetro interior (m) necesario de cada conducción es:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot v}} \tag{A9.2}$$

Etapa n° 2: El diámetro interior hallado en la etapa n° 1 no será el definitivo. Su utilidad consiste en que será la referencia para determinar el diámetro exterior de la conducción en estudio. Para ello, se hará uso de la **tabla A11.10** del Anexo n°11, la cual muestra los diferentes diámetros nominales existentes para las conducciones comerciales, de manera que a cada uno de ellos le corresponde un único diámetro exterior. Se seleccionará como diámetro exterior el comercial inmediatamente superior al diámetro interior calculado previamente, salvo que ambos diámetros estén muy próximos entre sí, en cuyo caso se seleccionará el siguiente. Este diámetro exterior será el definitivo de la tubería.

Etapa n° 3: Determinación del espesor. El cálculo del espesor de pared requerido por presión, se realizará de acuerdo con el Código ASME B31.3. En dicho código se encuentra la siguiente expresión.

$$t = \frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} \quad \text{A9.3}$$

Teniendo en cuenta el sobreespesor de corrosión y la tolerancia de fabricación, el espesor mínimo resulta:

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right) \cdot \frac{1}{1 - (M / 100)} \quad \text{A9.4}$$

Donde:

P_D es la presión de diseño.

D_o es el diámetro exterior de la tubería.

S es la tensión máxima permisible del material a la temperatura de diseño.

E es la eficiencia de la soldadura.

Y es un coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño.

C es el margen por corrosión.

M es la tolerancia de fabricación.

Seguidamente se determina el valor de cada una de las variables que componen la **ecuación A9.4**:

-Presión de diseño (P_D):

La presión de diseño se obtiene añadiéndole un 10% a la presión máxima de operación.

Por tanto,

$$P_D = 1,1 \cdot P_{\text{maxopera}} = 1,1 \cdot 1,0533 \text{ kg/cm}^2 = 1,16 \text{ kg/cm}^2 = 16,48 \text{ psi}$$

-Tensión máxima admisible (S):

La tensión máxima admisible tendrá un valor u otro dependiendo del material del que esté hecha la tubería y de la temperatura de diseño. Para las tuberías, la temperatura de diseño coincide con la temperatura máxima del fluido que circule por ella. A efectos de hallar la tensión máxima admisible, se considerará la temperatura de diseño de todas las tuberías de la planta como la máxima temperatura a la que se pueden encontrar las vinazas (90°C), por tanto, $T_D = 194^\circ\text{F}$.

-Eficiencia de la soldadura (E):

Para tuberías sin costura la eficiencia de la soldadura toma el valor de la unidad ($E=1$)

-Factor Y:

Las tuberías tendrán una temperatura de diseño $T_D < 900^\circ\text{F}$ y, todas están fabricadas de acero (ya sea al carbono o inoxidable). Por tanto, según la **tabla A11.7** del Anexo nº11, $Y = 0,4$

-Margen por corrosión (C):

Teniendo en cuenta los criterios establecidos por Megyesy (2001) en relación a la elección del margen de espesor debido a la corrosión, se estimará un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in. Por tanto, $C = 0,1 \text{ in}$

-Tolerancia de fabricación (M):

Para todas las tuberías de la planta, que son fabricadas sin costura, se considerará que tienen una tolerancia en el espesor de pared de $-12,5\%$, es decir, la tubería puede tener en realidad un espesor un 12,5% menor. $M = 12,5\%$

Una vez esté calculado el espesor mínimo se consulta la **tabla A11.10** del Anexo nº11, en ella se puede ver que cada diámetro exterior tiene asociado una serie de

espesores (denominados Schedule comercialmente) y, consecuentemente de diámetros interiores. De los espesores disponibles para cada diámetro exterior de tubería, se tomará como espesor de la conducción el inmediatamente superior al espesor mínimo calculado.

Etapa nº4: Finalmente, a partir del espesor comercial de la tubería (y el diámetro exterior calculado en la etapa nº 2) queda designado el diámetro interior, pudiendo calcular la velocidad real que llevará el fluido mediante la siguiente expresión:

$$V = \frac{Q/(3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot D^2} \quad \text{A 9.5}$$

donde todas las variables han sido definidas anteriormente.

Ahora que ya se ha establecido la sistemática de cálculo, se procederá a aplicarla a cada una de las conducciones del sistema de depuración.

Conducción nº 1: Tramo que va desde la entrada a la planta de depuración hasta el primer punto de neutralización (Te nº 1).

1) Diámetro interior inicial

Para estimar el diámetro de todas las conducciones que trasvasen las vinazas de melaza se tomará la velocidad de las mismas como la correspondiente a la velocidad recomendada para el agua en servicios normales, es decir, que esté dentro del intervalo 1,2-1,8 m/s (**tabla A9.1**). Como se comentó, se cogerá el límite superior del intervalo, es decir, 1,8 m/s.

Sustituyendo en la **ecuación A 9.2**, el diámetro interior inicial será:

$$D_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot (26041,67 / 3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 1,8}} = 0,0715m$$

2) Diámetro exterior

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$D_1 = 0,0715 \text{ m} = 2,8162 \text{ in} \longrightarrow \blacktriangleright \quad D_{o1} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

3) Espesor

El material seleccionado para esta conducción es acero inoxidable AISI 316, por tanto $S = 20000 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.11** del Anexo nº11). Sustituyendo en la **ecuación A 9.4**:

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 3,5 \text{ in}}{2 \cdot (20000 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1159 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$\text{Schedule nº: 10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_1 = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{26041,67 / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 0,0828^2} = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción nº 2: Tramo que va desde el primer punto de neutralización (Te nº1) hasta el intercambiador de calor.

1) Diámetro interior inicial

$$D_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot (26204,13 / 3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 1,8}} = 0,0718 \text{ m}$$

2) Diámetro exterior

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$D_2 = 0,0718 \text{ m} = 2,8250 \text{ in.} \longrightarrow \blacktriangleright D_{O2} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

3) Espesor

El material seleccionado para esta conducción es acero inoxidable AISI 316, por tanto $S = 20000 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.11** del Anexo nº11). Sustituyendo en la **ecuación A 9.4**:

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 3,5 \text{ in}}{2 \cdot (20000 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1159 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$\text{Schedule nº:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_2 = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{26204,13 / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 0,0828^2} = 1,4 \text{ m/s}$$

Conducción nº 3: Tramo que va desde el intercambiador de calor hasta la bomba nº 1.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción nº2, el diámetro interior inicial será el mismo, así como el diámetro exterior comercial.

$$D_{O3} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

3) Espesor

El material seleccionado para esta conducción es acero SA-53B, por tanto $S = 17100 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.6** del Anexo nº11). Sustituyendo en la **ecuación A 9.4**:

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 3,5 \text{ in}}{2 \cdot (17100 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1162 \text{ in}$$

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 2,375 \text{ in}}{2 \cdot (17100 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1156 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

Schedule n°: 40S $\rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,154 \text{ in} = 3,912 \text{ mm}$

4) Diámetro interior y velocidad

$D_5 = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{13102,06 / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 0,0525^2} = 1,7 \text{ m/s}$$

Conducción n° 6: Tramo que va desde la Te n°2 hasta el decantador n°2.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°5, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$D_{06} = 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m}$

Schedule n°: 40S $\rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,154 \text{ in} = 3,912 \text{ mm}$

$D_6 = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$

$V = 1,7 \text{ m/s}$

Conducción n° 7: Tramo que va desde el decantador n°1 hasta la Te n°3.

1) Diámetro interior inicial

$$D_7 = \sqrt{\frac{4 \cdot (12426,40 / 3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 1,8}} = 0,0494 \text{ m}$$

2) Diámetro exterior

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

$$D_7 = 0,0494 \text{ m} = 1,9454 \text{ in} \longrightarrow D_{O7} = 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m}$$

3) Espesor

El material seleccionado para esta conducción es acero SA-53B, por tanto $S = 17100 \text{ psi}$ (ver **tabla A11.6** del Anexo n°11). Sustituyendo en la **ecuación A 9.4**:

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 2,375 \text{ in}}{2 \cdot (17100 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1156 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

$$\text{Schedule n°: 40S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,154 \text{ in} = 3,912 \text{ mm}$$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_7 = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{12426,40 / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 0,0525^2} = 1,6 \text{ m/s}$$

Conducción n° 8: Tramo que va desde el decantador n°2 hasta la Te n°3.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°7, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O8} = 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°: 40S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,154 \text{ in} = 3,912 \text{ mm}$$

$$D_8 = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$V = 1,6 \text{ m/s}$$

Conducción n° 9: Tramo que va desde la Te n°3 hasta

Conducción n° 10: Tramo que va desde la bomba n°2 hasta la Te n°4.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°9, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O10} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{I10} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 11: Tramo que va desde la Te n°4 hasta la Te n°5.

Esta conducción se utilizará en los casos en los que la demanda térmica no sea la más desfavorable. Se diseñará para el caso en el que todo el caudal de la conducción n°10 tuviera que pasar por esta conducción. Por tanto, ya que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O11} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{I11} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 12: Tramo que va desde la Te n°4 hasta el intercambiador de calor.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O12} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{I12} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 13: Tramo que va desde el intercambiador de calor hasta la Te n°5.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O13} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{13} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m.}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 14: Tramo que va desde la Te n°5 hasta la bomba n°3.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O14} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{14} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m.}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 15: Tramo que va desde la bomba n°3 hasta la Te n°6.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O15} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{15} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 16: Tramo que va desde la Te n°6 hasta el digestor anaerobio.

Esta conducción se diseñará para el caudal de vinazas establecido, no se tendrá en cuenta el caudal de sosa que se tendría que añadir en un caso de emergencia puesto

que es muy pequeño y, tal y como se ha visto anteriormente, no afecta en los cálculos, siendo las tuberías utilizadas del mismo diámetro. Por tanto, como el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O16} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{16} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 17: Tramo que corresponde a la salida del digester anaerobio hacia el colector público.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°10, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O17} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°:10S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$$

$$D_{17} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 1,3 \text{ m/s}$$

Conducción n° 18: Tramo que va desde el tanque de almacenamiento del hidróxido sódico diluido n° 1 hasta la bomba dosificadora n°1.

Para estimar el diámetro de todas las conducciones que trasvasen el hidróxido sódico diluido se tomará la velocidad del mismo como la correspondiente a la velocidad recomendada para el ácido sulfúrico, es decir 1,2 m/s.(**tabla A9.1**).

Todas las conducciones de hidróxido sódico diluido serán de acero inoxidable AISI 316.

1) Diámetro interior inicial

Sustituyendo en la **ecuación A 9.2**, el diámetro interior inicial será:

$$D_{18} = \sqrt{\frac{4 \cdot (111,96 / 3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 1,2}} = 0,0057m$$

2) Diámetro exterior

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$D_{18} = 0,0057 \text{ m} = 0,2262 \text{ in} \longrightarrow \text{Do}_{18} = 0,405 \text{ in} = 0,0103 \text{ m}$$

Para este diámetro exterior no existe el espesor que se necesita (calculado en la siguiente etapa), luego tomaremos el siguiente diámetro $\text{Do}_{18} = 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$

3) Espesor

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 0,405 \text{ in}}{2 \cdot (20000 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5 / 100)} = 0,1145 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$\text{Schedule nº: } 80\text{S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,119 \text{ in} = 3,023 \text{ mm}$$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_{18} = 0,3020 \text{ in} = 0,0077 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{111,96 / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 0,0077^2} = 0,7 \text{ m/s}$$

Conducción nº 19: Tramo que va desde la bomba dosificadora nº1 hasta el punto de neutralización (Te nº1) a la entrada de la planta.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción nº18, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$\text{Do}_{19} = 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$$

Schedule n°: 80S $\rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,119 \text{ in} = 3,023 \text{ mm}$

$D_{19} = 0,3020 \text{ in} = 0,0077 \text{ m}$

$V = 0,7 \text{ m/s}$

Conducción n° 20: Tramo que va desde el tanque de almacenamiento del hidróxido sódico diluido n°2 hasta la bomba dosificadora n° 2.

Este tramo de tubería se utilizará tan sólo en caso de emergencia. Si el reactor se desestabiliza o la bomba dosificadora n°1 se avería. Se considerará que estas dos situaciones no ocurren a la vez. Se diseñará con el caudal máximo previsto que pudiera conducir, que será el mismo que el que se inyecta a la entrada para neutralizar las vinazas a su llegada a la planta, es decir, considerando que ocurriera una bajada hasta de $\text{pH} = 4,15$.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°18, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$D_{020} = 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$

Schedule n°: 80S $\rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,119 \text{ in} = 3,023 \text{ mm}$

$D_{20} = 0,3020 \text{ in} = 0,0077 \text{ m}$

$V = 0,7 \text{ m/s}$

Conducción n° 21: Tramo que va desde la bomba dosificadora n° 2 hasta el punto de neutralización antes del digestor (Te n°6).

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°18, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$D_{021} = 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$

Schedule n°: 80S $\rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,119 \text{ in} = 3,023 \text{ mm}$

$D_{21} = 0,3020 \text{ in} = 0,0077 \text{ m}$

$V = 0,7 \text{ m/s}$

Conducción n° 22: Unión entre las conducciones n°19 y n° 21.

Este tramo de tubería se utilizará tan sólo en caso de emergencia. Si la bomba dosificadora n° 1 se avería, se impulsaría el hidróxido sódico diluido desde el depósito n°2 y, a través de esta tubería, llegaría al punto de neutralización a la entrada de la planta. Esta tubería se diseñará con el caudal máximo previsto que pudiera conducir, que será el mismo que se trasvasa en la conducción n°18, por tanto, como el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción n°18, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{o22} = 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$$

$$\text{Schedule n°: } 80S \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,119 \text{ in} = 3,023 \text{ mm}$$

$$D_{22} = 0,3020 \text{ in} = 0,0077 \text{ m}$$

$$V = 0,7 \text{ m/s}$$

Conducción n° 23: Tramo que va desde la cúpula del digestor hasta el gasómetro

Para estimar el diámetro de todas las conducciones que conducen biogás se tomará la velocidad máxima del mismo como la correspondiente a la velocidad recomendada para el gas natural, es decir 30 m/s (**tabla A9.1**).

El material seleccionado para todas las tuberías que conducen biogás es acero inoxidable AISI 316, por tanto $S = 20000 \text{ psi}$ (**tabla A11.11** del Anexo n°11).

1) Diámetro interior inicial

Sustituyendo en la **ecuación A 9.2**, el diámetro interior inicial será:

$$D_{23} = \sqrt{\frac{4 \cdot (776,18 / 3600)}{\pi \cdot 30}} = 0,0957 \text{ m}$$

2) Diámetro exterior

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

$$D_{23} = 0,0957 \text{ m} = 3,7661 \text{ in} \longrightarrow D_{o23} = 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

3) Espesor

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 4,5 \text{ in}}{2 \cdot (20000 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1164 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

Schedule n°: 10S → $t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_{23} = 4,26 \text{ in} = 0,1082 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{776,18 / (3600)}{\pi \cdot 0,1082^2} = 23,4 \text{ m/s}$$

Conducción n° 24: Tramo que va desde el gasómetro hasta la soplante.

1) Diámetro interior inicial:

$$D_{24} = \sqrt{\frac{4 \cdot (488,91 / 3600)}{\pi \cdot 30}} = 0,0759 \text{ m}$$

2) Diámetro exterior:

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

$$D_{24} = 0,0759 \text{ m} = 2,9890 \text{ in.} \longrightarrow \mathbf{D_{O24}} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

3) Espesor

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 3,5 \text{ in}}{2 \cdot (20000 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1159 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

Schedule nº: 10S → $t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_{24} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{488,91/(3600)}{\pi \cdot 0,0828^2} = 25,2 \text{ m/s}$$

Conducción nº 25: Tramo que va desde la soplante hasta la tubería de distribución del gas en el interior del reactor.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción nº24, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{O25} = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

Schedule nº: 10S → $t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$

$$D_{25} = 3,26 \text{ in} = 0,0828 \text{ m}$$

$$V = 25,2 \text{ m/s}$$

Conducción nº 26: Tramo que sale del gasómetro y conduce el gas en exceso.

1) Diámetro interior inicial

$$D_{26} = \sqrt{\frac{4 \cdot (287,26 / 3600)}{\pi \cdot 30}} = 0,0582 \text{ m}$$

2) Diámetro exterior

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$D_{26} = 0,0582 \text{ m} = 2,2911 \text{ in} \longrightarrow \blacktriangleright \quad D_{O26} = 2,875 \text{ in} = 0,0730 \text{ m}$$

3) Espesor

$$t_{\min \text{ub}} = \left(\frac{16,48 \text{psi} \cdot 2,875 \text{in}}{2 \cdot (20000 \text{psi} + 16,48 \text{psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1156 \text{in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo n°11:

Schedule n°: 10S → $t_{\text{comercial}} = 0,12 \text{ in} = 3,048 \text{ mm}$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_{26} = 2,6350 \text{ in} = 0,0669 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{287,26 / (3600)}{\pi \cdot 0,0669^2} = 22,7 \text{ m/s}$$

Conducción n° 27: Tramo que conecta la tubería de lodos del decantador n°1 con la Te n° 7.

Para el dimensionamiento de las tuberías que transportan los lodos procedentes de los decantadores se tendrá en cuenta la velocidad de circulación recomendada para el agua, (1,2-1,8 m/s) aunque en el caso del transporte de lodos se tomará un valor menor al límite superior (<1,8 m/s) puesto que al ser un caudal bajo el diámetro que se obtendría sería excesivamente pequeño y la velocidad sobrepasaría el límite establecido.

En cuanto al material seleccionado para las tuberías que transportan lodo es acero SA-53B, por tanto $S = 17100 \text{ psi}$.

1) Diámetro interior inicial

$$D_{27} = \sqrt{\frac{4 \cdot (675,66 / 3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 1,2}} = 0,0141 \text{ m}$$

2) Diámetro exterior:

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$D_{27} = 0,0141 \text{ m.} = 0,5556 \text{ in.} \longrightarrow \blacktriangleright \quad D_{o27} = 0,84 \text{ in} = 0,0213 \text{ m}$$

3) Espesor

$$t_{\min \text{ tub}} = \left(\frac{16,48 \text{ psi} \cdot 0,84 \text{ in}}{2 \cdot (17100 \text{ psi} + 16,48 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,1 \text{ in} \right) \cdot \frac{1}{1 - (12,5/100)} = 0,1147 \text{ in}$$

Acudiendo a la **tabla A11.10** del Anexo nº11:

$$\text{Schedule nº: } 80\text{S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,147 \text{ in} = 3,734 \text{ mm}$$

4) Diámetro interior y velocidad

$$D_{27} = 0,546 \text{ in} = 0,0139 \text{ m}$$

Sustituyendo en la **ecuación A9.5**:

$$V = \frac{675,66 / (3600 \cdot 1000)}{\pi \cdot 0,0139^2} = 1,2 \text{ m/s}$$

Conducción nº 28: Tramo que conecta la tubería de lodos del decantador nº2 con la Te nº7.

Puesto que el fluido y el caudal que conduce son los mismos que en la conducción nº27, y los parámetros de los que depende el espesor también son coincidentes con los de dicha conducción, todas las dimensiones serán idénticas.

$$D_{o28} = 0,84 \text{ in} = 0,0213 \text{ m}$$

$$\text{Schedule nº: } 80\text{S} \rightarrow t_{\text{comercial}} = 0,147 \text{ in} = 3,734 \text{ mm}$$

$$D_{28} = 0,546 \text{ in} = 0,0139 \text{ m.}$$

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

Patricia Delso Ragel

Conducción	Fluido	Diámetro nominal (in)	Diámetro exterior (in)	Espesor (in)	Velocidad (m/s)
1	Vinazas	3	3,5	0,120	1,3
2-4	Vinazas	3	3,5	0,120	1,4
5-6	Vinazas	2	2,375	0,154	1,7
7-8	Vinazas	2	2,375	0,154	1,6
9-17	Vinazas	3	3,5	0,120	1,3
18-22	Hidróxido sódico diluido	1/4	0,540	0,119	0,7
23	Biogás	4	4,5	0,12	23,4
24-25	Biogás	3	3,5	0,12	25,2
26	Biogás	2 1/2	2,875	0,12	22,7
27-28	Lodos	1/2	0,840	0,147	1,2
29	Lodos	3/4	1,05	0,154	1,3

Tabla A 9.2: Resumen de los diámetros de las conducciones del sistema.

Anexo n° 10. ESTUDIO DE BOMBAS Y SOPLANTES

En el presente Anexo se determinará la potencia necesaria que deben tener las bombas o soplantes que se deben instalar para impulsar un fluido de una unidad a otra dentro de la planta de depuración. 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 el sistema de depuración diseñado en este Proyecto intervienen tres fluidos diferentes que son necesarios impulsar para conducirlos de una unidad a otra. Estos fluidos son: las vinazas de melaza, fluido principal de la instalación; el biogás, que se genera en el proceso y se reutiliza para el mezclado del reactor y el hidróxido sódico diluido, que será el encargado de neutralizar las vinazas de melaza.

El Anexo se va a dividir en dos apartados, el primero en el que se presenta el cálculo de las pérdidas de carga que sufre cada fluido a través del tramo de conducción por el que circula; y un segundo, en donde estas pérdidas de carga determinarán la potencia de las bombas, o soplantes, en el caso del biogás, que serán necesarias instalar.

10.1. Cálculo de las pérdidas de carga

La pérdida de carga en tubería recta será cuantificada mediante la fórmula de Darcy-Weisbach:

$$h_{f-tuberia} = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \text{A10.1}$$

Donde:

h_f es la pérdida de carga (m)

$4f$: es el factor de fricción de Darcy (adimensional)

L : es la longitud de la tubería (m)

D : es el diámetro interior de la tubería (m)

v : es la velocidad del fluido (m/s)

g : es la aceleración de la gravedad (m/s^2)

Para obtener el factor de fricción de Darcy, $4f$, es necesario emplear el Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo nº 11), dónde se determina $4f$ a partir del número de Reynolds, Re , y la rugosidad relativa, ε/D . Así mismo, la rugosidad relativa se determina mediante la **figura A11.1** del Anexo nº11, a partir del diámetro D y el material de la tubería por donde circula el fluido.

La expresión del número de Reynolds es la siguiente:

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad \text{A10.2}$$

Dónde:

μ , es la viscosidad del fluido ($N \cdot s/m^2$)

ρ , es la densidad del fluido (kg/m^3)

La velocidad (v) y el diámetro interior (D) ya fueron calculados en el **Anexo nº 9**.

A continuación hay que estimar la pérdida de carga debida a la presencia de accesorios en la tubería, para ello se emplean las longitudes equivalentes de los accesorios que se encuentran en la conducción que se esté estudiando. El concepto de longitud equivalente hace referencia a la longitud de tubería recta de igual diámetro que el accesorio, que produciría una pérdida de carga igual a la del accesorio. De esta manera se considera el accesorio como si fuera un tramo de tubería, siendo, por tanto, la expresión a utilizar la siguiente:

$$h_{f-acces} = (4f) \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \text{A10.3}$$

Siendo L_{eq} la longitud equivalente (m) (según los accesorios que posea la conducción). Este parámetro se determina mediante la **figura A11.3** del Anexo nº11 (en caso de que el accesorio no apareciera en esta figura se emplearía la **tabla A11.12** del mismo Anexo) y con el diámetro de la tubería.

Por tanto, para hallar las pérdidas de carga globales, se puede unificar las ecuaciones en una sola:

$$h_f = (4f) \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \mathbf{A10.4}$$

Si el diámetro de la tubería fuese más pequeño que el menor que aparece en la **figura A11.3** del Anexo nº11, se recurriría a otro método para calcular la pérdida de carga a través de los accesorios. Se empleará el “método de las cargas de velocidad”, que consiste en asignar a cada accesorio un valor “k” tal que al multiplicarlo por la carga de velocidad circulante por la tubería sea igual a la pérdida de carga debida al accesorio. Luego, se suman todos los valores para el conjunto de accesorios presentes en la conducción:

$$h_{f-aces} = \sum k_{accesorio} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad \mathbf{A 10.5}$$

En la **tabla A11.13** del Anexo nº11 se incluyen valores del coeficiente k para distintos accesorios.

En este caso, las pérdidas globales vendrán dadas por la siguiente expresión:

$$h_f = h_{f-tuberia} + h_{f-aces} \quad \mathbf{A 10.6}$$

Por último, señalar que habrá conducciones cuyo cálculo de la pérdida de carga se hará de forma conjunta con el de otras conducciones, siguiendo el proceso de cálculo descrito anteriormente, es decir, como si fueran una sola conducción (la suma de las conducciones), puesto que tienen las mismas dimensiones, características y tratan el mismo caudal del mismo fluido.

Una vez explicada la sistemática de cálculo a seguir, se aplicará a cada una de las líneas que conforman el sistema de depuración.

Línea 1: Entrada de las vinazas desde la destilería hasta el intercambiador de calor en la planta.

Las vinazas vienen impulsadas desde la destilería luego el diseño de esta bomba no es objeto del Proyecto.

Línea 2: Trasvase de las vinazas desde el intercambiador de calor hasta los decantadores.

Para la determinación del Re es necesario conocer la μ de las vinazas a la temperatura del fluido. Puesto que no se tiene el dato de la viscosidad que poseen las vinazas de melaza de caña de azúcar, en todas las líneas por las que se trasvasen vinazas se tomará la viscosidad del agua. Además, se va a considerar para cada línea la temperatura a la que la viscosidad es la más desfavorable, es decir, la temperatura más baja a la que se espera que esté el fluido, en el caso de esta línea son 10°C. Por tanto, $\mu = 1,33 \cdot 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ (**tabla A11.4** del Anexo nº11)

Conducción nº 3 y nº4:

$$\text{Re} = \frac{1,4 \cdot 0,0828 \cdot 1051}{1,33 \cdot 10^{-3}} = 88445,77$$

Para la rugosidad relativa es necesario conocer el material de la tubería, que como se señaló en el Anexo nº 9 , es acero al carbono. Según la **figura A11.1** del Anexo nº11, para un acero comercial y el diámetro correspondiente:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006$$

Y por tanto, a partir del Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo nº11),

$$4f = 0,021$$

La longitud L de las conducciones nº3 y nº 4, ver el Plano nº6, es aproximadamente 13,2 m y para la estimación de la L_{eq} (mediante la **figura A11.3** y la

tabla A11.12 del Anexo n°11), los accesorios que se han considerado son: 6 codos (de radio largo) de 90°, una Te, una válvula de compuerta totalmente abierta y una válvula de retención.

$$L_{eq} = 6 \cdot 2 + 1,04 + 7 + 6 = 26,04 \text{ m}$$

Con todos estos parámetros, la h_f resulta:

$$h_f = (0,021) \cdot \frac{(13,2 + 26,04)}{0,0828} \cdot \frac{(1,4)^2}{2 \cdot 9,81} = 0,93 \text{ m}$$

Conducción n° 5 y n° 6:

$$Re = \frac{1,7 \cdot 0,0525 \cdot 1051}{1,33 \cdot 10^{-3}} = 69746,79$$

Para la rugosidad relativa es necesario conocer el material de la tubería, que como se señaló en el Anexo n° 9 , es acero al carbono, según la figura **figura A11.1** del Anexo n°11, para un acero comercial y el diámetro correspondiente:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,001$$

Y por tanto, a partir del Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo n°11):

$$4f = 0,023$$

La longitud L de las conducciones n° 5 y n° 6, ver el Plano n°6, es aproximadamente 17,6 m y para la estimación de la L_{eq} (mediante la **figura A11.3** del Anexo n°11), los accesorios que se han considerado son: 6 codos (de radio largo) de 90° y dos válvulas de globo.

$$L_{eq} = 6 \cdot 1,1 + 2 \cdot 20 = 46,6 \text{ m}$$

Con todos estos parámetros, la h_f resulta:

$$h_f = (0,023) \cdot \frac{(17,6 + 46,6)}{0,0525} \cdot \frac{(1,7)^2}{2 \cdot 9,81} = 4,05m$$

Además, como el punto de descarga de esta bomba se ha situado en la tubería de salida del decantador, habrá que añadir las pérdidas de carga que tienen lugar en el decantador en sí. Para ello, se acude a la bibliografía [Metcalf & Eddy, 1995] en la que se presentan valores típicos de la pérdida de carga en diferentes unidades de tratamiento. El intervalo señalado de pérdida de carga en un decantador primario es 0,45 –0,90 m, se tomará el mayor valor (0,90 m) asimilando así el caso más desfavorable.

$$h_{f\text{-decantador}} = 0,9 \text{ m}$$

$$h_{f\text{-decantadores}} = 2 \cdot 0,9 \text{ m} = 1,8m$$

Sumando todas las pérdidas de carga, las que tienen lugar en las conducciones 3-4, 5-6 y en los decantadores, se obtendrá la pérdida de carga total en la línea.

$$h_{f\text{-total}} = h_{f\text{-decantadores}} + h_{f3-4} + h_{f5-6} = 6,78 \text{ m}$$

Línea 3: Trasvase de las vinazas desde los decantadores hasta el intercambiador de calor.

Para la determinación del Re es necesario conocer la μ del agua a la temperatura del fluido. Se va a considerar para toda la línea la temperatura a la que la viscosidad es la más desfavorable, es decir, la temperatura más baja a la que se espera que esté el fluido, 10°C. Por tanto, $\mu = 1,33 \cdot 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ (**tabla A11.4** del Anexo nº11).

Conducción nº 7 y nº 8:

$$\text{Re} = \frac{1,6 \cdot 0,0525 \cdot 1051}{1,33 \cdot 10^{-3}} = 66150,02$$

Para la rugosidad relativa es necesario conocer el material de la tubería, que como se señaló en el Anexo nº9 , es acero al carbono, según la **figura A11.1** del Anexo nº11 para un acero comercial y el diámetro correspondiente:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,001$$

Y por tanto, a partir del Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo nº11):

$$4f = 0,023$$

La longitud L de las conducciones nº 7 y nº 8, ver el Plano nº6, es aproximadamente 17,6 m y para la estimación de la L_{eq} (mediante la **figura A11.3** y la **tabla A11.12** del Anexo nº11), los accesorios que se han considerado son: 6 codos (largos) de 90° y dos válvulas de compuerta totalmente abiertas.

$$L_{eq} = 6 \cdot 1,1 + 2 \cdot 0,65 = 7,9 \text{ m}$$

Con todos estos parámetros, la h_f resulta:

$$h_f = (0,023) \cdot \frac{(17,6 + 7,9)}{0,0525} \cdot \frac{(1,6)^2}{2 \cdot 9,81} = 1,45 \text{ m}$$

Conducción nº 9, nº 10, nº 11, nº 12:

$$Re = \frac{1,3 \cdot 0,0828 \cdot 1051}{1,33 \cdot 10^{-3}} = 83884,72$$

Para la rugosidad relativa es necesario conocer el material de la tubería, que como se señaló en el Anexo nº9 , es acero al carbono, según la **figura A11.1** del Anexo nº11 para un acero comercial y el diámetro correspondiente:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006$$

Y por tanto, a partir del Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo n°11):

$$4f = 0,021$$

La longitud L de las conducciones n° 9, n° 10, n° 11, n° 12, ver el Plano n°6, es aproximadamente 20,3 m y para la estimación de la L_{eq} (mediante la **figura A11.3** y la **tabla A11.12** del Anexo n°11), los accesorios que se han considerado son: 2 Tes, 10 codos (largos) de 90°, una válvula de compuerta totalmente abierta, una válvula de retención y 2 válvulas de globo.

$$L_{eq} = 2 \cdot 6 + 10 \cdot 2 + 0,6 + 7 + 2 \cdot 30 = 99,60 \text{ m}$$

Con todos estos parámetros, la h_f resulta:

$$h_f = (0,021) \cdot \frac{(20,30 + 99,60)}{0,0828} \cdot \frac{(1,3)^2}{2 \cdot 9,81} = 2,55 \text{ m}$$

Además, como el punto de descarga de esta bomba se ha situado en la tubería de salida del cambiador de calor, habrá que añadir las pérdidas de carga que tienen lugar en el intercambiador en sí. Para ello, se acude a la bibliografía [Branan, 2005] en la que se presenta un rango de valores de pérdida de carga en los intercambiadores de calor de carcasa y tubos. El intervalo señalado de pérdida de carga para un cambiador de calor de carcasa y tubos es 3 – 9 psi, se tomará el mayor valor (9 psi = 6,02 m) asimilando así el caso más desfavorable.

$$h_{f-ccalor} = 6,02 \text{ m}$$

Sumando todas las pérdidas de carga, las que tienen lugar en las conducciones 7-8, 9-12 y en el intercambiador de calor, se obtendrá la pérdida de carga total en la línea.

$$h_{f-total} = h_{f-ccalor} + h_{f7-8} + h_{f9-12} = 10,01 \text{ m}$$

Línea 4: Trasvase de las vinazas desde el intercambiador de calor hasta el digestor anaerobio.

Para la determinación del Re es necesario conocer la μ del agua a la temperatura del fluido. Se va a considerar para toda la línea la temperatura a la que la viscosidad es la más desfavorable, es decir, la temperatura más baja a la que se espera que esté el fluido, 35°C. Por tanto, $\mu = 7,29 \cdot 10^{-4} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ (**tabla A11.4** del Anexo nº11).

Conducción nº 13, nº 14, nº 15, nº 16:

$$\text{Re} = \frac{1,3 \cdot 0,0828 \cdot 1051}{7,29 \cdot 10^{-4}} = 152956,78$$

Para la rugosidad relativa es necesario conocer el material de la tubería, que como se señaló en el Anexo nº 9 , es acero al carbono, según la **figura A11.1** del Anexo nº11 para un acero comercial y el diámetro correspondiente:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006$$

Y por tanto, a partir del Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo nº11):

$$4f = 0,020$$

La longitud L de las conducciones nº 13, nº 14, nº 15, nº 16 , ver el Plano nº6, es aproximadamente 32,8 m y para la estimación de la L_{eq} (mediante la **figura A11.3** y la **tabla A11.12** del Anexo nº11), los accesorios que se han considerado son: 2 Tes, 13 codos (largos) de 90°, 2 válvulas de compuerta totalmente abiertas y una válvula de retención.

$$L_{\text{eq}} = 2 \cdot 6 + 13 \cdot 2 + 2 \cdot 1,04 + 7 = 47,08 \text{ m}$$

Con todos estos parámetros, la h_f resulta:

$$h_f = (0,020) \cdot \frac{(32,80 + 47,08) \cdot (1,3)^2}{0,0828 \cdot 2,9,81} = 1,62m$$

Además, como el punto de descarga de esta bomba se ha situado en el reactor anaerobio (en la superficie del líquido), habrá que añadir las pérdidas de carga que tienen lugar en el sistema distribuidor de la alimentación. Para ello, se acude a la bibliografía [Metcalf & Eddy, 1995] en la que se presenta un rango de valores de pérdida de carga que tiene lugar en los sistemas de distribución rotatorio. El intervalo señalado de pérdida de carga es 0,6 m – 1,5 m, se tomará el mayor valor (1,5 m) asimilando así el caso más desfavorable.

$$h_{f\text{-distribuidor}} = 1,5 \text{ m}$$

Sumando todas las pérdidas de carga, las que tienen lugar en las conducciones 13-16 y en el sistema de distribución de la alimentación, se obtendrá la pérdida de carga total en la línea.

$$h_{f\text{-total}} = h_{f\text{-distribuidor}} + h_{f13-16} = 1,5 \text{ m} + 1,62 = 3,12 \text{ m}$$

Línea 5: Salida de las vinazas desde el digester hasta el colector de la red de saneamiento.

Como ya se indicó anteriormente, la bomba que impulsa las vinazas que salen de la planta hacia el colector de la red de saneamiento no es objeto del Proyecto.

Línea 6: Trasvase del hidróxido sódico diluido desde el depósito de almacenamiento nº 1 hasta el punto de neutralización a la entrada de la planta.

Como el diámetro de las tuberías que componen la línea 6 es más pequeño que el menor que aparece en la **figura A11.3** y en la **tabla A11.12** del Anexo nº11, se recurrirá al “método de las cargas de velocidad” para calcular la pérdida de carga a través de los accesorios.

Para la determinación del Re es necesario conocer la μ del hidróxido sódico diluido a la temperatura del fluido. Se va a considerar para toda la línea la temperatura a la que la viscosidad es la más desfavorable, es decir, la temperatura más baja a la que se espera que esté el fluido, 20°C. Por tanto, $\mu = 0,12 \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ (ver **figura A11.7** del Anexo nº11).

Conducción nº 18, nº 19:

$$\text{Re} = \frac{0,7 \cdot 0,0077 \cdot 1525}{0,12} = 65,60$$

Al estar en régimen laminar, en el Diagrama de Moody nos señalan que el factor $4f$ se calcula mediante la siguiente expresión: $4f = \frac{64}{\text{Re}}$

Y por tanto,

$$4f = 0,976$$

La longitud L de las conducciones nº 18, nº 19, ver el Plano nº6, es aproximadamente 2,5 m.

$$h_{f_{\text{toberias}}} = (0,976) \cdot \frac{(2,5)}{0,0077} \cdot \frac{(0,7)^2}{2 \cdot 9,81} = 7,34m$$

Los accesorios que se han considerado son: 10 codos (largos) de 90°, una Te, una válvula de compuerta totalmente abierta y una válvula de retención.

En la **tabla A11.13** del Anexo nº11 se incluyen valores para estos accesorios, sin embargo dicha tabla no contempla el valor de k para una válvula de retención. En este caso se tomará $k = 2$ [www.mtas.es].

$$h_{f_{\text{-aces}}} = (10 \cdot 0,6 + 1,8 + 0,19 + 2) \cdot \frac{(0,7)^2}{2 \cdot 9,81} = 0,23m$$

En este caso, las pérdidas globales vendrán dadas por la siguiente expresión:

$$h_f = h_{f\text{-tuberías}} + h_{f\text{-acces}} = 7,34\text{m} + 0,23\text{m} = 7,57\text{m}$$

Línea 7: Trasvase del hidróxido sódico diluido desde el depósito de almacenamiento n° 2 hasta el punto de neutralización situado antes del digestor.

Al igual que en la línea anterior, el diámetro de las tuberías que componen la línea 7 es más pequeño que el menor que aparece en la **figura A11.3** y en la **tabla A11.12** del Anexo n°11, por lo que se recurrirá al “método de las cargas de velocidad” para calcular la pérdida de carga a través de los accesorios.

Para la determinación del Re es necesario conocer la μ del hidróxido sódico diluido a la temperatura del fluido. Se va a considerar para toda la línea la temperatura a la que la viscosidad es la más desfavorable, es decir, la temperatura más baja a la que se espera que esté el fluido, 20°C. Por tanto, $\mu = 0,12 \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ (ver **figura A11.7** del Anexo n°11)

Conducción n° 20, n° 21, n° 22:

La conducción n° 22, como ya se comentó anteriormente, se utilizará solo en caso de emergencia, y, como se consideró que se daría una de las dos situaciones de emergencia y no las dos a la vez, para el cálculo de la potencia de la bomba dosificadora n°2 se tendrá en cuenta de estas dos situaciones posibles, la que conlleve mayor pérdida de carga. Esto se da claramente cuando hay que inyectar el hidróxido sódico porque el reactor se ha desestabilizado (a la Te n°6), por tanto no hará falta hallar la pérdida que tiene lugar por la tubería n° 22.

$$\text{Re} = \frac{0,7 \cdot 0,0077 \cdot 1525}{0,12} = 65,60$$

Al estar en régimen laminar, en el Diagrama de Moody nos señalan que el factor $4f$ se calcula mediante la siguiente expresión: $4f = \frac{64}{Re}$

Y por tanto,

$$4f = 0,976$$

La longitud L de las conducciones n° 20, n° 21 ver el Plano n°6, es aproximadamente 12,2 m.

$$h_{f-tuberias} = (0,976) \cdot \frac{(12,2)}{0,0077} \cdot \frac{(0,7)^2}{2 \cdot 9,81} = 35,82m$$

Los accesorios que se han considerado son: 15 codos (largos) de 90°, 2 Tes, dos válvulas de compuerta totalmente abiertas y una válvula de retención.

En la **tabla A11.13** del Anexo n° 11 se incluyen valores para estos accesorios, y, al igual que antes, $k = 2$ para la válvula de retención.

$$h_{f-acces} = (15 \cdot 0,6 + 2 \cdot 1,8 + 2 \cdot 0,19 + 2) \cdot \frac{(0,7)^2}{2 \cdot 9,81} = 0,35m$$

En este caso, las pérdidas globales vendrán dadas por la siguiente expresión:

$$h_f = h_{f-tuberias} + h_{f-acces} = 35,82m + 0,35m = 36,16m$$

Línea 8: Conducción del biogás desde la cúpula del digester hasta el gasómetro.

La impulsión del gas hacia el gasómetro se produce por diferencia de presiones, ya que el sistema consta de un regulador de presión que se abre cuando la presión del digester es superior a 0,02 kg/cm², y conduce el gas hasta el gasómetro. Por tanto, no será necesario una soplante.

Línea 9: Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores (en el interior del digestor).

El biogás que se produce en el proceso se emplea como sistema de agitación para el digestor, por consiguiente, se va a considerar éste como único punto de impulsión de biogás en el sistema.

Para el cálculo de las pérdidas de carga y la potencia de la soplante se tomarán los datos del aire extraídos de la bibliografía.

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].

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:

$$h_f = (4f) \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \cdot h_i \quad \mathbf{A\ 10.7}$$

Donde

h_f es la pérdida de carga (m.c.a)

$4f$ es el coeficiente de fricción (adimensional)

L es la longitud de la tubería (m)

L_{eq} es la longitud equivalente de los accesorios (m)

h_i es la 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. Para el aire, el Re se calcula según la expresión:

$$Re = \frac{0,4245 \cdot Q}{D \cdot \mu} \quad \mathbf{A10.8}$$

Donde cada parámetro viene expresado en las siguientes unidades: Q en m³/min, D en m y μ en centipoises. La viscosidad se puede estimar, para temperaturas entre -15°C y 90°C, mediante la ecuación :

$$\mu = (170 + 0,504T) \cdot 10^{-4} \quad \text{A 10.9}$$

Dónde T es la temperatura en °C.

La energía de velocidad del aire (h_i), en m.c.a, se puede calcular mediante la expresión:

$$h_i = \left(\frac{v}{140} \right)^2 \cdot \gamma_a \quad \text{A 10.10}$$

Dónde v viene expresada en m/s y $\gamma_a = \frac{P \cdot P_m}{RT}$ es el peso específico en kg/m³.

Conducción n° 24 y n° 25:

Mediante la **ecuación A10.9** se tiene la viscosidad (se evaluará a 35°C):

$$\mu = (170 + 0,504 \cdot 35) \cdot 10^{-4} = 187,6 \cdot 10^{-4} \text{ centipoises}$$

Sustituyendo la viscosidad, el caudal de gas (Anexo n°1) y el diámetro de la conducción (Anexo n°9) en la **ecuación A 10.8** se tiene:

$$Re = \frac{0,4245 \cdot 488,91}{0,0828 \cdot 187,6 \cdot 10^{-4}} = 133576,95$$

Con el diámetro y el material de la tubería, a través de la **figura A11.1** del Anexo n°11 se tiene:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006$$

Con el Re y $\frac{\varepsilon}{D}$, a partir del Diagrama de Moody (**figura A11.2** del Anexo n°11), se tiene:

$$4f = 0,020$$

El peso específico del aire a las condiciones estipuladas será:

$$\gamma_a = \frac{1,02 \cdot 28,9}{0,0082 \cdot 308} = 1,18 \text{ kg/m}^3$$

Sustituyendo la velocidad de circulación del gas (Anexo n°9) y el peso específico en la **ecuación A 10.10**:

$$h_i = \left(\frac{25,2}{140} \right)^2 \cdot 1,18 = 38,4 \cdot 10^{-3} \text{ m.c.a}$$

La longitud L de las conducciones n° 24 y 25, ver el Plano n°6, es aproximadamente 30,6 m y los accesorios que se han considerado son: 7 codos (largos) de 90°C, 1 válvula de mariposa y 1 válvula de retención. Empleando la **figura A11.3** y la **tabla A11.12** del Anexo n°11 resulta:

$$L_{eq} = 7 \cdot 2 + 1,62 + 7 = 16,62 \text{ m}$$

Luego las pérdidas de carga resultan:

$$h_f = 0,02 \cdot \frac{(30,60 + 16,62)}{0,0828} \cdot 38,4 \cdot 10^{-3} = 0,51 \text{ m.c.a}$$

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 a través de las vinazas. Esta última pérdida de carga será aproximadamente igual a la profundidad de vinazas por encima de los difusores [Metcalf & Eddy, 1995], por tanto:

$$h_{f\text{-vinazas}} = 6 \text{ m}$$

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 A11.4** del anexo nº11) 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 $30,6 \text{ m}^3/\text{h}$, y con una base de conexión de $\frac{3}{4}$ " , la pérdida de carga resulta:

$$h_{f\text{-difusor}} = 0,41 \text{ m.c.a}$$

Puesto que hay 16 difusores, la pérdida de carga de todos será:

$$h_{f\text{-difusores}} = 0,41 \cdot 16 = 4,88 \text{ m}$$

Resultando la pérdida de carga total:

$$h_{f\text{-total}} = h_f + h_{f\text{-difusores}} + h_{f\text{-vinazas}}$$

$$h_{f\text{-total}} = 0,51 + 4,88 + 6 = 13,01 \text{ m.c.a}$$

Línea 10: Salida del gasómetro que conduce el gas en exceso.

Esta soplante no será objeto del Proyecto, como se explicó anteriormente.

10.2. 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.

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + h_f \quad \mathbf{A\ 10.11}$$

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.

$\frac{P_2 - P_1}{\rho g}$: Carga debida a la diferencia de presiones de los puntos considerados (m).

$(z_2 - z_1)$: Carga debida a la diferencia de altura de los puntos considerados (m).

$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}$: Carga debida a la diferencia de velocidad de 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:

$$W = H Q \rho g \quad \mathbf{A\ 10.12}$$

Siendo:

H: altura útil (m)

Q: caudal que suministra la bomba (m³/s)

ρ : densidad del fluido (kg/m³)

g: aceleración de la gravedad (m/s²)

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 2: Trasvase de las vinazas desde el intercambiador de calor hasta los decantadores.

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la tubería de descarga del cambiador de calor (punto de aspiración de la bomba) y la tubería de salida de los decantadores (punto de descarga de la bomba). Las alturas correspondientes a estos puntos son $z_1 = 0,50$ m (el intercambiador de calor está soportado a una altura de 0,5 m del suelo) y $z_2 = 4,8$ m (los decantadores estarán soportados a una altura de 1 m del suelo). El término de las presiones se anula y los términos de las velocidades y las pérdidas por fricción han sido calculados en apartados anteriores. Por tanto, la altura útil resulta:

$$H = (4,8 - 0,50) + \frac{1,59^2 - 1,35^2}{2 \cdot 9,81} + 6,78 = 11,11 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A 10.12** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = 11,11 \cdot (26,20 / 3600) \cdot 1051 \cdot 9,81 = 834,11 \text{ W}$$

Puesto que el agua a impulsar no es agua limpia sino agua residual industrial, la potencia hidráulica de la bomba deberá multiplicarse por un factor $c = 1,25$ [Hdez. Muñoz, 2001], resultando la potencia hidráulica:

$$W = 1042,64 \text{ W}$$

Línea 3: Trasvase de las vinazas desde los decantadores hasta el intercambiador de calor.

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la tubería de salida de los decantadores (punto de aspiración de la bomba) y la tubería de entrada al intercambiador de calor (punto de descarga de la bomba). Las alturas correspondientes a estos puntos son $z_1 = 4,8$ m y $z_2 = 0,75$ m. El término de las presiones se anula y los términos de las velocidades y las pérdidas por fricción han sido calculados en apartados anteriores. Por tanto, la altura útil resulta:

$$H = (0,75 - 4,8) + \frac{1,28^2 - 1,59^2}{2 \cdot 9,81} + 10,01 = 5,92 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A 10.12** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = 5,92 \cdot (24,85 / 3600) \cdot 1051 \cdot 9,81 = 421,35 \text{ W}$$

Igual que en el caso anterior, se multiplicará por un factor $c = 1,25$ [Hdez. Muñoz, 2001], resultando la potencia hidráulica:

$$W = 526,68 \text{ W}$$

Línea 4: Trasvase de las vinazas desde el intercambiador de calor hasta el digestor anaerobio.

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la tubería de salida del intercambiador de calor (punto de aspiración de la bomba) y la descarga en el reactor anaerobio en la superficie del líquido (punto de descarga de la bomba). Las alturas correspondientes a estos puntos son $z_1 = 0,50$ m y $z_2 = 9,3$ m. Las pérdidas por fricción ya fueron halladas en el apartado 10.1 del presente Anexo. La velocidad en la superficie del líquido en el reactor se considera cero y la velocidad en el punto de aspiración ya fue hallada en el Anexo nº9. En esta ocasión, el término de las presiones no se anularía puesto que la presión en el reactor es ligeramente distinta de la presión en el resto de la planta, por

tanto se va a tener en cuenta. La altura útil resulta:

$$H = \frac{(103286,19 - 101325)}{9,81 \cdot 1051} + (9,30 - 0,25) + \frac{-1,28^2}{2 \cdot 9,81} + 3,12 = 12,02 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A 10.12** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = 12,02 \cdot (24,85 / 3600) \cdot 1051 \cdot 9,81 = 855,74 \text{ W}$$

Igual que en el caso anterior, se multiplicará por un factor $c = 1,25$ [Hdez. Muñoz, 2001], resultando la potencia hidráulica:

$$W = 1069,68 \text{ W}$$

Línea 6: Traslase del hidróxido sódico diluido desde un depósito de almacenamiento hasta el punto de neutralización a la entrada de la planta.

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la superficie del hidróxido sódico diluido en el depósito nº 1 (punto de aspiración de la bomba) y el punto de neutralización a la entrada de la planta (punto de descarga de la bomba). Para tomar la altura correspondiente a la altura del líquido sobre el nivel del suelo, nos situaremos en el caso más desfavorable, es decir, en el que la bomba tenga que aportar más carga al fluido. Puesto que la superficie del líquido del depósito está a más altura que el punto de descarga, la situación más desfavorable se dará cuando el nivel de líquido en el depósito sea el más bajo permitido. Considerando que el nivel más bajo que va a tener el depósito es 0,7 m, más la altura sobre el suelo a la que se sitúa el depósito 0,3 m, z_1 será igual a 1 m y $z_2 = 0$ m. El término de las presiones se anula, así como la velocidad de descarga del depósito de hidróxido sódico (V_2) puesto que es despreciable, y el resto de los términos han sido calculados en apartados anteriores. Por tanto, la altura útil resulta:

$$H = (0 - 1) + \frac{0,70^2}{2 \cdot 9,81} + 7,57 = 6,59 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A 10.12** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = 6,59 \cdot (111,96/1000 \cdot 3600) \cdot 1525 \cdot 9,81 = 2,11 \text{ W}$$

Línea 7: Trasvase del hidróxido sódico diluido desde un depósito de almacenamiento hasta el punto de neutralización situado antes del digestor.

La ecuación de Bernoulli se aplicará entre la superficie del hidróxido sódico diluido en el depósito n° 2 (punto de aspiración de la bomba) y el punto de neutralización antes del digestor (punto de descarga de la bomba). Las alturas correspondientes a estos puntos son $z_1 = 1$ m (por la misma razón que en la línea anterior) y $z_2 = 0$ m. El término de las presiones se anula, así como la velocidad de descarga del depósito de hidróxido sódico (V_2) puesto que, el resto de los términos han sido calculados en apartados anteriores. Por tanto, la altura útil resulta:

$$H = (0 - 1) + \frac{0,70^2}{2 \cdot 9,81} + 36,16 = 35,18 \text{ m}$$

Mediante la **ecuación A 10.12** se obtiene la potencia mínima de la bomba:

$$W = 35,18 \cdot (111,96/1000 \cdot 3600) \cdot 1525 \cdot 9,81 = 11,28 \text{ W}$$

Línea 9: Conducción del biogás desde el gasómetro hasta los difusores (en el interior del digestor).

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]:

$$P_w = \frac{W \cdot R \cdot T_1}{29,7 \cdot n \cdot e} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad \text{A 10.13}$$

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/k mol·°K

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:

$$PV = nRT \quad \mathbf{A\ 10.14}$$

Esta expresión se puede transformar para la determinación de W , sabiendo que W es un caudal másico, la ecuación resulta:

$$M = \frac{P \cdot P_m \cdot Q}{R \cdot T} \quad \mathbf{A\ 10.15}$$

Sustituyendo en dicha ecuación:

$$M = \frac{1,02 \text{ atm} \cdot 28,84 \text{ g/mol} \cdot 488910 \text{ l/h}}{0,082 (\text{atm} \cdot \text{l/mol} \cdot \text{K}) \cdot 308 \text{ K}} = 569097,81 \text{ g/h} = 0,1581 \text{ kg/s}$$

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 $h_f = 13,01 \text{ m} \approx 1,32 \text{ atm}$ (halladas en el Apartado 10.1 del presente Anexo), más la presión a la que entra en la soplante (1,02 atm). Por tanto, P_2 será igual a:

$$P_2 = 1,32 + 1,02 = 2,34 \text{ atm}$$

Sustituyendo en la **ecuación A 10.13** se tiene la potencia de la soplante:

$$P_w = \frac{0,1581 \cdot 8,314 \cdot 308}{29,7 \cdot 0,283 \cdot 0,70} \left[\left(\frac{2,34}{1,02} \right)^{0,283} - 1 \right] = 18,28 \text{ kW}$$

10.3. 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:

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\rho g} + \frac{v_a^2}{2g} - h_{f_{a-e}} + (z_a - z_e) \quad \mathbf{A\ 10.16}$$

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 ($NPSH_r$) 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 5 bombas que hay en la instalación proyectada (3 bombas de vinazas de melaza y 2 bombas de hidróxido sódico diluido), 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); en el caso de las vinazas se considerará la presión de vapor del agua a una temperatura de 90°C: $P_v = 70095,57$ Pa [Perry, 2001], y en el caso del hidróxido sódico diluido a la temperatura de 20°C: $P_v = 839,93$ Pa [Perry, 2001].

-La velocidad en el punto de aspiración (v_a) en las líneas de hidróxido sódico diluido se considerará cero, ya que el caudal es muy pequeño y la sección del depósito grande; el resto de las velocidades ya fueron calculadas en el Anexo n° 9.

-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 10.2 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 10.1 del presente Anexo; 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.

Sustituyendo los correspondientes datos en la **ecuación A 10.16**:

Línea 2:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 70095,57}{1051 \cdot 9,81} + \frac{1,4^2}{2 \cdot 9,81} - 0,20 + (0,5 - 0,25) = 3,17 \text{ m}$$

Línea 3:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 70095,57}{1051 \cdot 9,81} + \frac{1,6^2}{2 \cdot 9,81} - 1,85 + (4,8 - 0,25) = 5,86 \text{ m}$$

Línea 4:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 70095,57}{1051 \cdot 9,81} + \frac{1,3^2}{2 \cdot 9,81} - 0,39 + (0,5 - 0,25) = 2,98 \text{ m}$$

Línea 6:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 839,93}{1525 \cdot 9,81} - 1,53 + (1 - 0,25) = 5,94 \text{ m}$$

Línea 7:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 839,93}{1525 \cdot 9,81} - 1,53 + (1 - 0,25) = 5,94 \text{ m}$$

Anexo nº 11. TABLAS Y FIGURAS

Tabla A11.1: Espesores económicos para aislamiento en equipos industriales.

Colcha de fibra de vidrio (48 Kg/m ³)													
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													
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				
S.P.	38	76	89	114	140	165	178	303	216				

Notas:
 1.- Espesor termoaislante 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.

Fuente: Norma de referencia PEMEX.



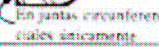




Tabla A11.2: Tensiones máximas admisibles para metales.

														Alloy	
Result No.	Line No.	Material	Temp. °F	Temp. °C	Stress ksi	Stress MPa	Form	Temp. °F	Temp. °C	Stress ksi	Stress MPa	Temp. °F	Temp. °C	Stress ksi	Stress MPa
...	1	1	1	Carbon steel	...	Wld. pipe	SA-134	A292H	
...	1	1	2	Carbon steel	...	Plate	SA-283	B	
K02200	1	1	3	Carbon steel	...	Plate	SA-283	B	
K02200	1	1	4	Carbon steel	...	Plate	SA-283	B	
K02200	1	1	5	Carbon steel	...	Wld. pipe	SA-672	A50	
K02201	1	1	6	Carbon steel	...	Sheet	SA-414	B	
...	1	1	7	Carbon steel	...	Plate	SA-108	P273NH	
...	1	1	8	Carbon steel	...	Bar	SA-675	B5	
...	1	1	9	Carbon steel	...	Bar	SA-675	B5	
K02201	1	1	10	Carbon steel	...	Wld. pipe	SA-134	A292C	
K02201	1	1	11	Carbon steel	...	Plate	SA-283	C	
K02201	1	1	12	Carbon steel	...	Plate	SA-283	C	

Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temperature, °F, Not Exceeding														
Line No.	-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

Fuente: Código ASME Sección II.

Tabla A11.3: Tipos de juntas soldadas.

TIPOS DE JUNTAS SOLDADAS				
TIPOS NORMA U.S.W-12:	EFICIENCIA DE LA JUNTA, E _j	Cuando la junta es:		
		Radiografiada totalmente	Examinada por zonas	No Examinada
 <p>1 Juntas a tope hechas por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la máxima calidad de meta de soldadura depositada sobre las superficies interiores y exterior de la pieza. Si se usan placas de refuerzo debe quitarse en el momento de terminar la soldadura.</p>	1.00	0.85	0.70	
 <p>2 Junta a tope de un solo cordón</p>	0.95	0.80		
 <p>En juntas circunferenciales únicamente.</p>				
 <p>3 Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo.</p>	-	-	0.60	
 <p>4 Junta a traslape de doble filete completo.</p>	-	-	0.55	
 <p>5 Junta a traslape de un solo filete completo con soldaduras de tapón.</p>	-	-	0.50	
 <p>6 Junta a traslape de un solo filete completo sin soldaduras de tapón.</p>	-	-	0.45	

Fuente: Megyesy, 2001. Manual de recipientes a presión.

Tabla A11.4: Propiedades térmicas del agua.

Líquido saturado (Punto de fusión) (Punto de ebullición) (Calor latente en el PE)	T K	k W/m K	ρ kg/m ³	c_p J/kg K	$\mu \times 10^4$ kg/m s	$\nu \times 10^6$ m ² /s	Pr
Terminol 60 ^a	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

Fuente: Mills, 1995. Transferencia de calor.

Tabla A11.5: Propiedades térmicas del aire.

Gas	T K	k W/m K	ρ kg/m ³	c_p J/kg K	$\mu \times 10^{6b}$ kg/m s	$\nu \times 10^{6b}$ m ² /s	Pr
Aire	150	0.0158	2.355	1017	10.64	4.52	0.69
(PE 82 K)	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

Fuente: Mills, 1995. Transferencia de calor.

Tabla A11.6: Tensiones máximas admisibles para metales.

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-672	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
6	Carbon steel	Wld. pipe	SA-672	B60	Ko2401	1	1
7	Carbon steel	Wld. pipe	SA-672	CC60	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	D	Ko2702	1	1
11	Carbon steel	Wld. pipe	SA-53	E/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

Fuente: Código ASME B31.3

Tabla A11.7: Valores del coeficiente Y.

Materials	Temperature, °C (°F)					
	≤ 482 (900 & Lower)	510 (950)	538 (1000)	566 (1050)	593 (1100)	≥ 621 (1150 & Up)
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	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4

Fuente: Suffo, 2006

Tabla A11.8: Características de los tubos de los intercambiadores de calor.

CHARACTERISTICS OF TUBING

Tube O.D.	W.C.	Internal	Sq. Ft. External	Sq. Ft. Internal	Weight Per Ft.	Tube I.D.	Moment	Section	Radius of	Transverse			
1/4	22	0.028	0.0298	0.0654	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0791	46	1.289	0.0185
	24	0.032	0.0333	0.0694	0.0539	0.074	0.206	0.00010	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0156
	26	0.018	0.0360	0.0654	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0823	56	1.168	0.0131
	27	0.016	0.0373	0.0654	0.0571	0.040	0.218	0.00008	0.00065	0.0829	58	1.147	0.0118
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
1/2	14	0.072	0.0860	0.0982	0.0835	0.104	0.316	0.00046	0.0025	0.1281	126	1.178	0.0295
	24	0.022	0.0860	0.0982	0.0867	0.083	0.331	0.00038	0.0020	0.1250	134	1.133	0.0244
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.601	0.467	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
3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.833	0.482	0.0129	0.0344	0.2229	285	1.596	0.259
	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.806	0.510	0.0122	0.0326	0.2267	318	1.471	0.238
7/8	12	0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.747	0.532	0.0116	0.0309	0.2299	347	1.410	0.219
	13	0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.685	0.560	0.0107	0.0285	0.2340	384	1.339	0.195
1	14	0.083	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.0098	0.0262	0.2376	418	1.284	0.174
	15	0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.522	0.606	0.0095	0.0238	0.2411	450	1.236	0.153
1 1/8	16	0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.0083	0.0221	0.2433	471	1.210	0.140
	17	0.058	0.3197	0.1963	0.1686	0.425	0.637	0.0077	0.0206	0.2454	494	1.180	0.130
1 1/4	18	0.049	0.3390	0.1963	0.1740	0.383	0.650	0.0070	0.0192	0.2475	516	1.155	0.122
	19	0.043	0.3543	0.1963	0.1793	0.347	0.662	0.0064	0.0180	0.2495	537	1.132	0.115
1 1/2	10	0.120	0.8012	0.3272	0.2644	1.450	1.010	0.0688	0.1100	0.4018	1250	1.238	0.426
	11	0.109	0.8365	0.3272	0.2702	1.330	1.032	0.0642	0.1027	0.4052	1305	1.211	0.391
1 3/4	12	0.095	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.0579	0.0926	0.4097	1377	1.179	0.345
	13	0.083	0.9229	0.3272	0.2838	1.036	1.084	0.0521	0.0833	0.4136	1440	1.153	0.304
2	14	0.065	0.9852	0.3272	0.2932	0.824	1.120	0.0426	0.0682	0.4196	1537	1.116	0.242
	15	0.049	1.0423	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.0334	0.0534	0.4250	1626	1.085	0.185
2 1/2	16	0.035	1.0936	0.3272	0.3089	0.455	1.180	0.0247	0.0395	0.4297	1706	1.059	0.134
	17	0.028	1.1411	0.3272	0.3152	0.330	1.208	0.0180	0.0290	0.4344	1777	1.034	0.090
3	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	0.120	1.2491	0.3927	0.3356	1.821	1.262	0.1159	0.1545	0.4933	2014	1.170	0.476
3 1/2	12	0.095	1.3977	0.3927	0.3492	1.257	1.334	0.0931	0.1241	0.5018	2180	1.124	0.389
	13	0.083	1.4741	0.3927	0.3587	0.997	1.370	0.0756	0.1008	0.5079	2300	1.095	0.293
4	11	0.120	2.4328	0.5236	0.4608	2.412	1.760	0.3144	0.3144	0.6660	3795	1.136	0.709
	12	0.109	2.4941	0.5236	0.4685	2.204	1.782	0.2904	0.2904	0.6697	3891	1.122	0.648
4 1/2	13	0.095	2.5730	0.5236	0.4739	1.935	1.810	0.2586	0.2586	0.6744	4014	1.105	0.559
	14	0.083	2.6417	0.5236	0.4801	1.701	1.834	0.2300	0.2300	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)

Fuente: Normas TEMA.

Tabla A11.9: Tensiones máximas admisibles para materiales ferrosos.

TABLE 1A (CONT'D) SECTION I; SECTION III, CLASS 2 AND 3;* AND SECTION VIII, DIVISION 1 MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES S FOR FERROUS MATERIALS (*See Maximum Temperature Limits for Restrictions on Class)									
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	16Cr-12Ni-2Mo	Forgings	SA-182	F316H	S31609	...	> 5	8	1
2	16Cr-12Ni-2Mo	Forgings	SA-182	F316H	S31609	...	> 5	8	1
3	16Cr-12Ni-2Mo	Forgings	SA-336	F316H	S31609	8	1
4	16Cr-12Ni-2Mo	Forgings	SA-336	F316H	S31609	8	1
5	16Cr-12Ni-2Mo	Forged pipe	SA-430	FP316H	S31609	8	1
6	16Cr-12Ni-2Mo	Forged pipe	SA-430	FP316H	S31609	8	1
7	16Cr-12Ni-2Mo	Forgings	SA-182	F316	S31600	...	≤ 5	8	1
8	16Cr-12Ni-2Mo	Forgings	SA-182	F316	S31600	...	≤ 5	8	1
9	16Cr-12Ni-2Mo	Smls. tube	SA-213	TP316	S31600	8	1
10	16Cr-12Ni-2Mo	Smls. tube	SA-213	TP316	S31600	8	1
11	16Cr-12Ni-2Mo	Plate	SA-240	316	S31600	8	1

TABLE 1A (CONT'D) SECTION I; SECTION III, CLASS 2 AND 3;* AND SECTION VIII, DIVISION 1 MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES S FOR FERROUS MATERIALS (*See Maximum Temperature Limits for Restrictions on Class)														
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	...	19.4	19.2	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6
2	20.0	...	17.3	...	15.6	14.3	13.3	12.6	12.3	12.1	11.9	11.8	11.6	11.5
3	20.0	...	20.0	...	19.4	19.2	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6
4	20.0	...	17.3	...	15.6	14.3	13.3	12.6	12.3	12.1	11.9	11.8	11.6	11.5
5	20.0	...	20.0	...	19.4	19.2	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6
6	20.0	...	17.3	...	15.6	14.3	13.3	12.6	12.3	12.1	11.9	11.8	11.6	11.5
7	20.0	...	20.0	...	20.0	19.3	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6
8	20.0	...	17.3	...	15.6	14.3	13.3	12.6	12.3	12.1	11.9	11.8	11.6	11.5
9	20.0	...	20.0	...	20.0	19.3	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6
10	20.0	...	17.3	...	15.6	14.3	13.3	12.6	12.3	12.1	11.9	11.8	11.6	11.5
11	20.0	...	20.0	...	20.0	19.3	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6

Fuente: Código ASME Sección II.

Tabla A11.10: Propiedades de las tuberías de acero (continúa).

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ³	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	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.085	.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	0.940	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	458.5	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	2.84
		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	1.930	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		XX	.327	1.610	2.144	.01414	.622	.421	6.34	3170	10.45

Fuente: Perry, 2001.

Tabla A11.10: Propiedades de las tuberías de acero (concluye).

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft. or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft		
					Metal, in ²	Flow, ft ²	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	1.396	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	51.9	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	6.337	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29		
		40ST, 40S	.290	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	15.97		
		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	32,650	45.34		
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16		
		8	8.625	5S	.109	8.407	2.915	.3855	2.258	2.258	120.1	173,000	10.650
				10S	.143	8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	116.8	169,800	12.900
				20	.250	8.125	6.578	.3661	2.258	2.058	112.7	161.5	18.750
30	.375			8.011	7.203	.3593	2.258	2.118	109.4	159,000	21.770		
40ST, 40S	.500			7.981	8.399	.3474	2.258	2.069	105.7	157,850	25.55		
60	.606			7.813	10.48	.3329	2.258	2.045	104.4	157,000	35.64		
80XS, 80S	.750			7.625	12.76	.3171	2.258	1.996	102.3	157,150	43.39		
100	.875			7.437	14.99	.3017	2.258	1.947	100.4	157,500	50.95		
120	.100			7.187	17.96	.2817	2.258	1.882	126.4	63,200	60.71		
140	.120			7.119	19.93	.2673	2.258	1.833	120.0	60,000	67.76		
160	.140	7.011	21.30	.2578	2.258	1.800	115.7	57,850	72.42				
XX	.160	6.813	21.97	.2532	2.258	1.784	113.5	56,750	74.69				
10	10.75	5S	.134	10.482	4.47	.5983	2.814	2.744	209.9	134,300	15.18		
		10S	.165	10.490	5.49	.5923	2.814	2.738	208.8	133,600	18.65		
		20	.250	10.250	8.25	.5731	2.814	2.665	207.0	133,500	28.500		
		30	.375	10.020	10.020	.5511	2.814	2.614	205.0	133,000	38.000		
		40ST, 40S	.500	9.750	12.10	.5250	2.814	2.550	203.0	132,000	48.500		
		60	.606	9.534	14.36	.5000	2.814	2.500	201.4	131,500	59.000		
		80XS, 80S	.750	9.284	16.70	.4750	2.814	2.450	200.0	131,000	69.500		
		100	.875	9.011	19.10	.4500	2.814	2.400	200.0	131,000	80.000		
		120	.100	8.719	21.66	.4250	2.814	2.350	200.0	131,000	90.500		
		140	.120	8.444	24.27	.4000	2.814	2.300	200.0	131,000	101.000		
160	.140	8.187	26.93	.3750	2.814	2.250	200.0	131,000	111.500				
12	12.75	5S	.156	12.438	6.17	.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98		
		10S	.185	12.580	7.11	.8328	3.338	3.24	375.8	189,800	24.17		
		20	.250	12.250	9.92	.8188	3.338	3.23	373.0	189,500	33.81		
		30	.375	12.092	12.98	.7972	3.338	3.19	368.0	189,000	43.77		
		40ST, 40S	.500	12.000	14.58	.7854	3.338	3.18	365.5	189,250	49.56		
		60	.606	11.838	15.74	.7733	3.338	3.16	363.0	189,500	55.52		
		80XS, 80S	.750	11.750	16.24	.7530	3.338	3.16	363.0	189,000	63.42		
		100	.875	11.626	17.52	.7372	3.338	3.14	361.0	189,500	70.18		
		120	.100	11.362	20.17	.7125	3.338	3.10	356.0	189,000	78.00		
		140	.120	11.119	22.86	.6888	3.338	3.06	351.0	189,000	85.80		
14	14	5S	.156	13.250	16.05	1.0575	3.665	3.47	430	215,000	54.57		
		10S	.185	13.124	16.66	1.0307	3.665	3.44	423	211,800	60.44		
		20	.250	12.900	18.21	1.0218	3.665	3.40	414	207,000	67.00		
		30	.375	12.642	19.72	1.0155	3.665	3.35	403	203,000	73.25		
		40ST, 40S	.500	12.500	21.22	1.0122	3.665	3.32	393	199,000	79.20		
		60	.606	12.354	22.64	1.0107	3.665	3.27	380	195,000	85.85		
		80XS, 80S	.750	12.204	24.00	1.0107	3.665	3.22	367	191,000	93.20		
		100	.875	12.054	25.30	1.0107	3.665	3.17	350	187,000	100.25		
		120	.100	11.904	26.55	1.0107	3.665	3.09	342	183,000	107.50		
		140	.120	11.750	27.75	1.0107	3.665	3.01	324	182,000	114.75		
160	.140	11.588	28.90	1.0107	3.665	2.93	306	183,000	122.00				
16	16	5S	.185	15.670	8.21	1.3393	4.189	4.10	601	300,500	27.90		
		10S	.220	15.624	9.34	1.3314	4.189	4.09	598	299,000	31.75		
		20	.250	15.500	12.37	1.3104	4.189	4.06	587	293,500	42.05		

Fuente: Perry, 2001.

Tabla A11.11: Tensiones máximas admisibles para metales.

TABLE A-1 (CONT'D)																			
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹																			
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated																			
Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp. to 100	200	300	400	500	600						
						Tensile	Yield												
Stainless Steel (3) (4) (Cont'd)																			
Pipes and Tubes (2) (Cont'd)																			
16Cr-12Ni-Mo tube	A 269	8	TP316	(14)(26)(28)(31)(36)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	19.3	17.9	17.0						
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 312	8	TP316	(26)(28)	-425														
Type 316 A 240	A 358	8	316	(26)(28)(31)(36)	-425														
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 376	8	TP316	(26)(28)(31)(36)	-425														
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 409	8	TP316	(26)(28)(31)(36)	-425														
18Cr-3Ni-3Mo pipe	A 312	8	TP317	(26)(28)	-325														
18Cr-3Ni-3Mo pipe	A 409	8	TP317	(26)(28)(31)(36)	-325														
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 376	8	TP316H	(26)(31)(36)	-325														
Basic Allowable Stress <i>S</i> , ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)																			
650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500	Grade	Spec. No.
Stainless Steel (3) (4) (Cont'd)																			
Pipes and Tubes (2) (Cont'd)																			

Fuente: Código ASME B31.3.

Tabla A11.12: Longitudes equivalentes de accesorios

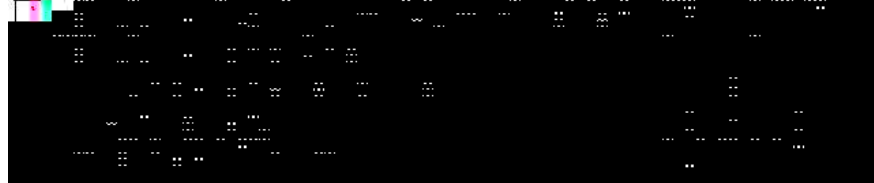
Pérdidas de carga por válvulas y accesorios									
Tipo	Paso								
	Milímetros Pulgadas	600 24"	500 20"	450 18"	400 16"	350 14"	300 12"	250 10"	
COMPUERTA									
Totalmente abierta		7,8	6,5	5,85	5,2	4,55	3,9	3,25	
3/4 abierta		21	17,5	15,75	14	12,25	10,1	8,75	
ASIENTO									
De tapón o bisel			204	170	153	136	119	102	
Con anillos			270	225	202,5	180	157,5	135	
Husillo inclinado 60°		105	87,5	78,75	70	61,25	52,5	43,75	
De ángulo		120	100	90	80	70	60	50	
RETENCIÓN									
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	
MARIPOSA									
Totalmente abierta		19,5	16,25	13	9,75	8,125	6,5	5,2	
GRIPOS									
De dos vías		10,8	9	8,1	7,2	6,3	5,4	4,5	
DE PIE									
68	147	126	105	Obturador doble ascendente			252	210	189
30	26,25	22,5	18,75	Obturador oscilante			45	37,5	33,75
ACCESORIOS									
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	150	125	100	80	65	50	40	32	25	20	15	10
8"	6"	5"	4"	3"	2 1/2"	2"	1 1/2"	1 1/4"	1"	3/4"	1/2"	1/4"
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	16,8	13,5	10,8	8,4	6,3	4,2
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	7,6	6,08	4,8	3,8	2,85	1,9
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	28,8	21,6	17,28	13,82	10,9	8,5	6,4	4,5
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
10,5	8,4	6,3	4,2	8,4	6,3	4,2	3,6	2,7	2,1	1,6	1,2	0,9
1,87	1,12	0,75	0,45	1,12	0,75	0,45	0,3	0,22	0,17	0,13	0,09	0,06
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

Fuente: Suffo, 2006.

Tabla A11.13 Valores del coeficiente de pérdida para accesorios de tuberías.

Codos	K	L_{eq}/D
Codo de radio corto	0,9	32
Codo de radio medio	0,75	27
Codo de radio largo	0,60	20
Codo de 45°	0,42	15
Otros accesorios	K	L_{eq}/D
Válvula de globo, completamente abierta	10	350



Fuente: Muñoz y Blandino, 2004.

Tabla A11.14: Espesores económicos de aislamiento para tuberías.

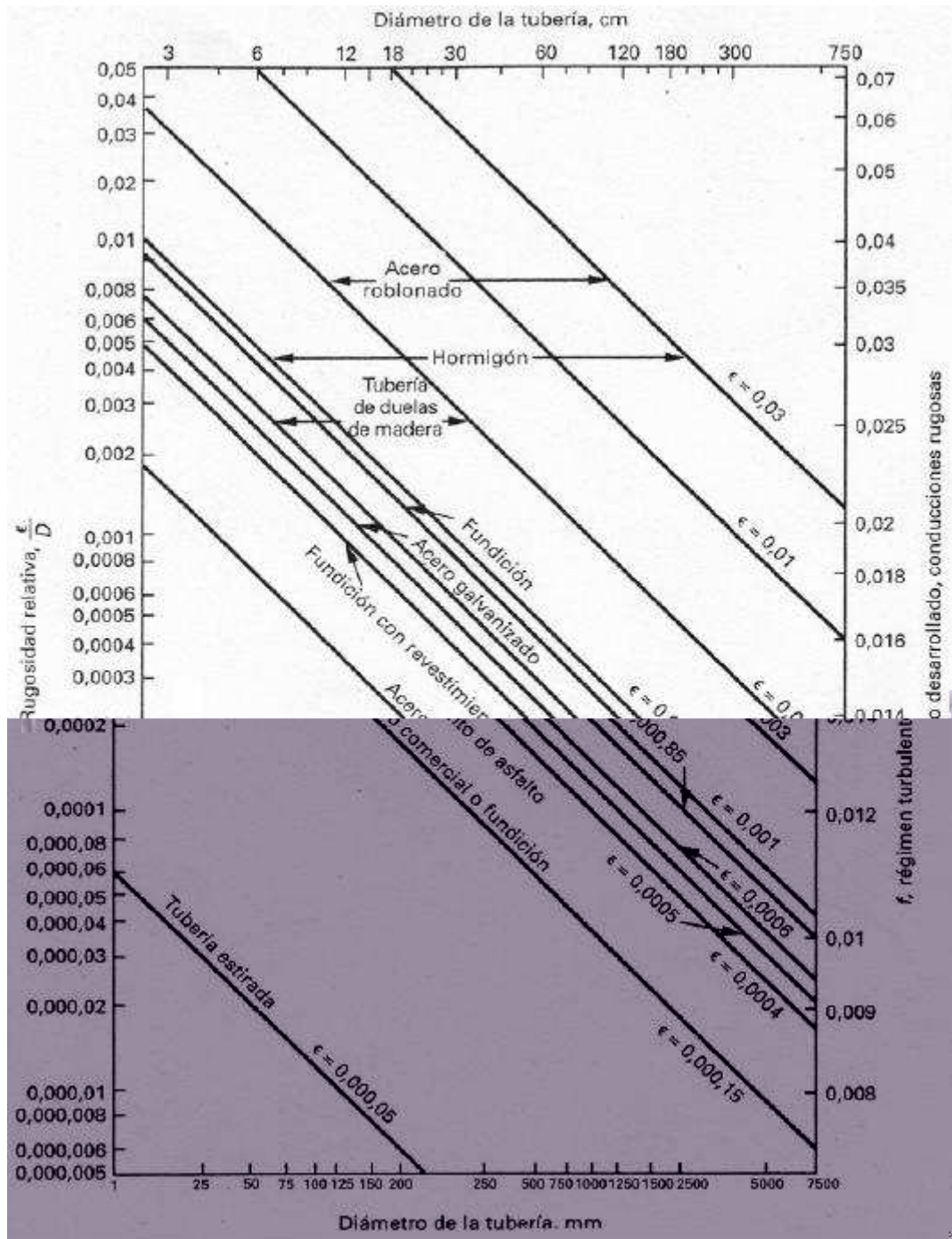
Preformado de fibra de vidrio (80 Kg/m ³)														
Código NC-2 Clase II														
DIAM. NOM.	Temperatura de Operación K [°C]													
	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	
1 1/2 / 38	38	51	64	76	89	102	102	102	114	152				
2 / 51	38	51	64	89	102	114	114	114	152					
2 1/2 / 64	38	51	64	89	102	114	114	127	152					
3 / 76	38	64	76	89	102	114	114	127	152					
4 / 102	38	64	76	89	114	127	127	127	165					
5 / 127	38	64	89	102	127	127	152	165	178					
6 / 152	38	64	89	102	127	127	152	165	191					
8 / 203	38	64	89	102	127	127	152	165	191					
10 / 254	38	64	89	102	127	152	165	191	191					
12 / 305	38	64	89	102	127	152	165	191	191					
14 / 358	38	64	89	102	127	152	165	191	203					
16 / 406	38	64	89	102	127	152	165	191	203					
18 / 457	38	64	89	102	127	152	165	191	203					
20 / 508	38	64	89	102	127	152	165	191	203					
22 / 559	38	64	89	102	127	152	165	191	203					
24 / 610	38	64	89	102	140	165	178	203	203					
26 / 660	38	64	89	102	140	165	178	203	216					
28 / 711	38	64	89	102	140	165	178	203	216					
30 / 762	38	64	89	102	140	165	178	203	216					

Notas:

- 1.- Espesor termoaislante en mm.
- 2.- El espesor del acabado no se incluye.
- 3.- Temperatura ambiente = 298 K (25 °C).
- 4.- Velocidad de aire = 10 000 m/h.
- 5.- Emisividad = 0,4

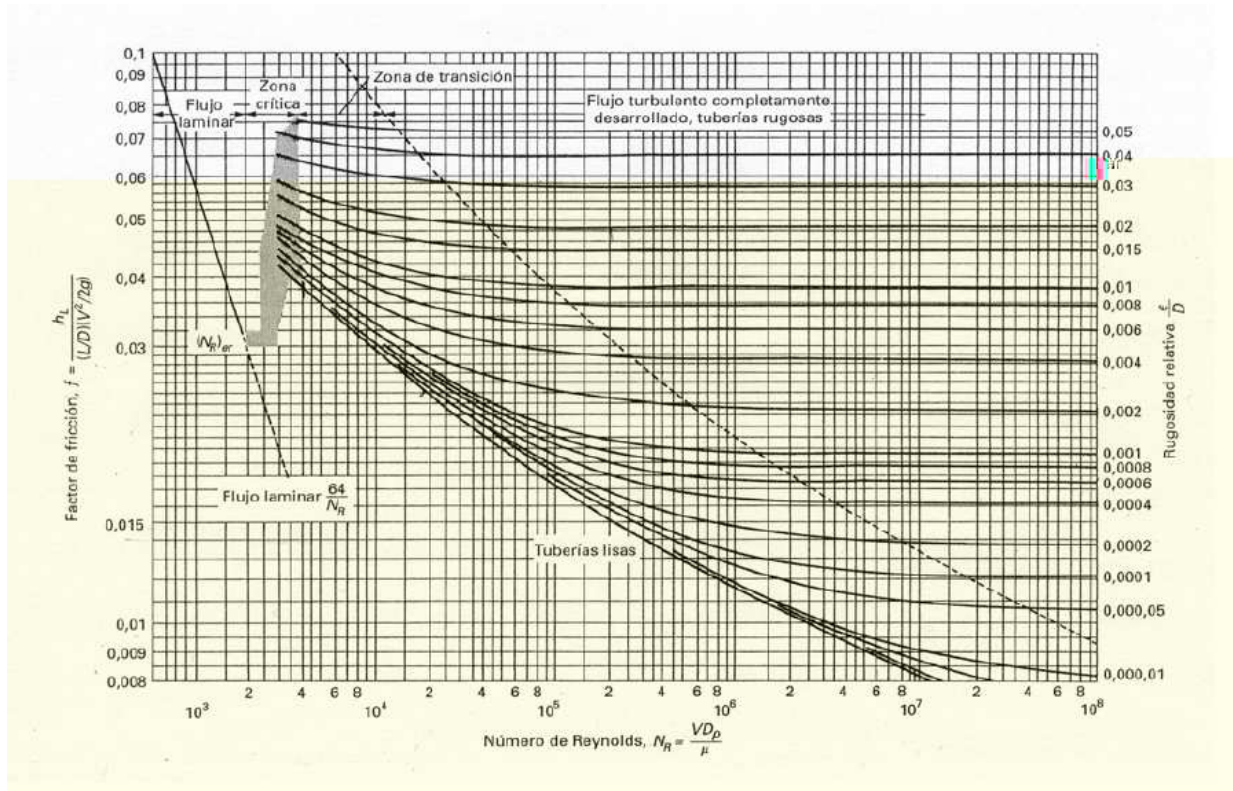
Fuente: Norma de referencia PEMEX.

Figura A11.1: Gráfica de Moody para la rugosidad relativa.



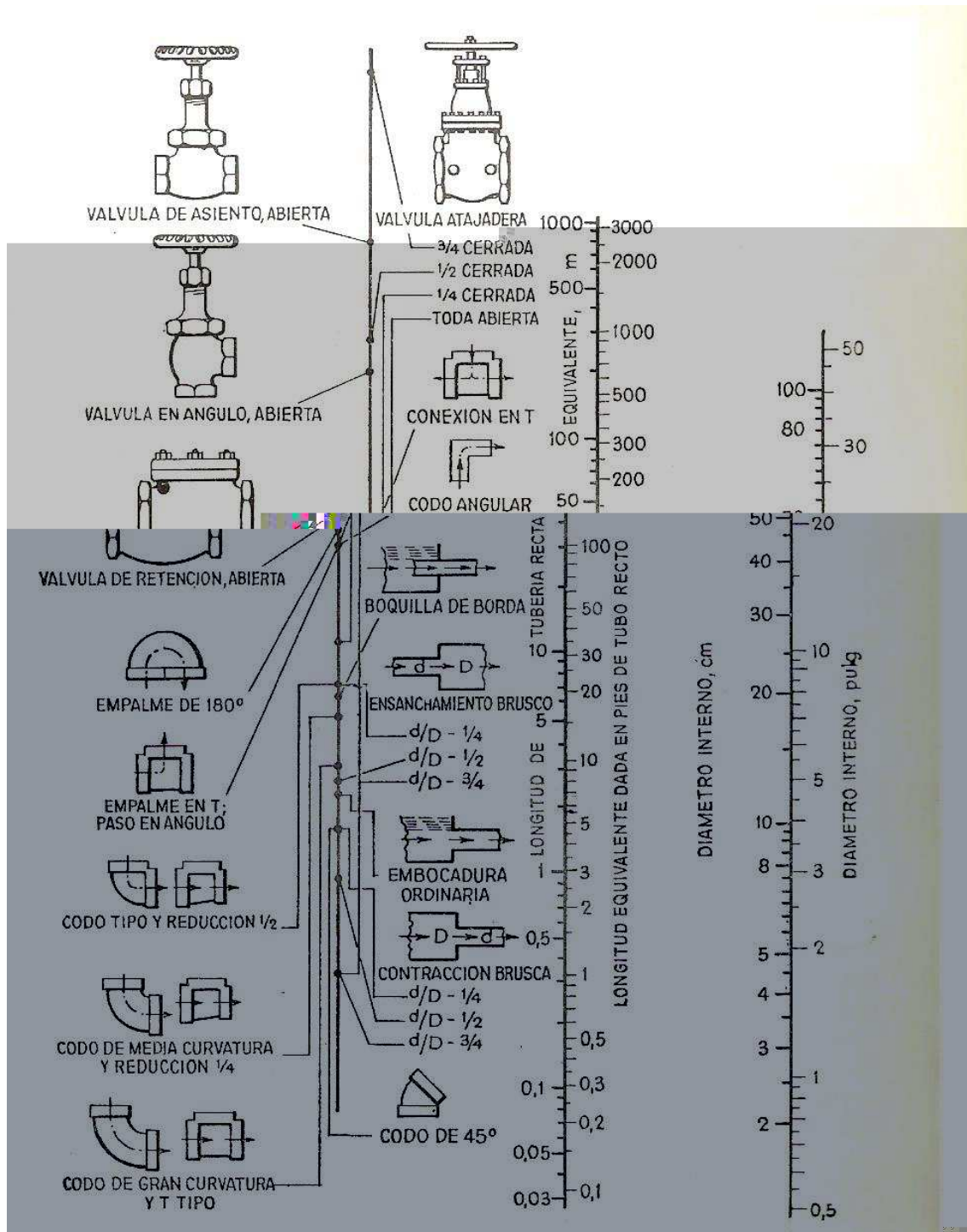
Fuente: Metcalf & Eddy, 1995.

Figura A11.2: Diagrama de Moody.



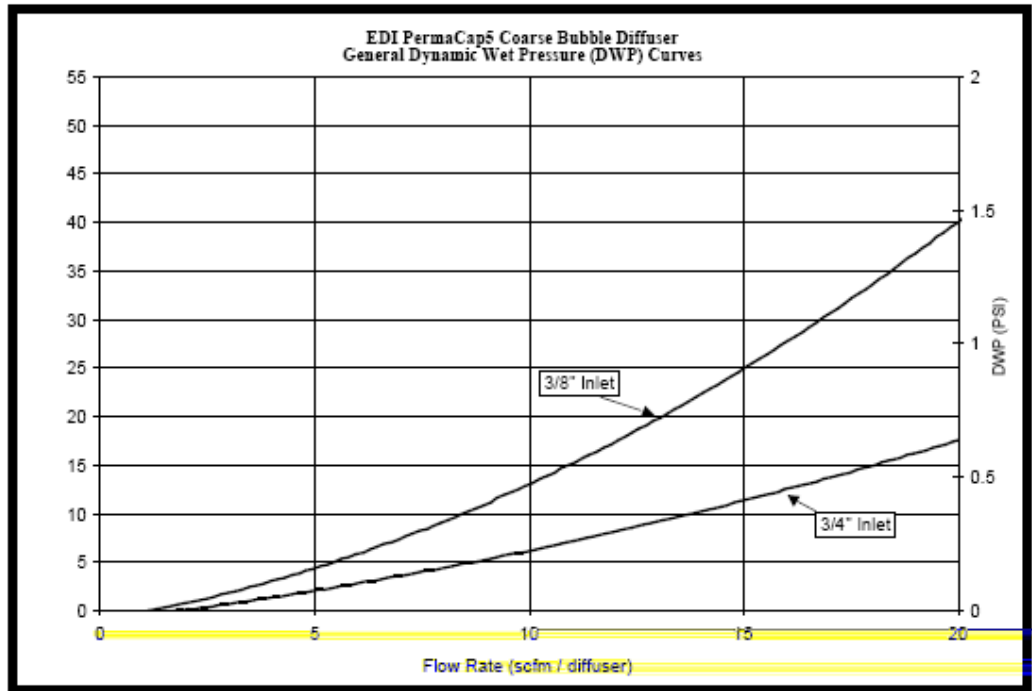
Fuente: Metcalf & Eddy, 1995.

Figura A11.3: Nomograma longitudes equivalentes de accesorios.



Fuente: Muñoz y Blandino, 2004.

Figura A11.4: Pérdida de carga en los difusores



Fuente: Diffuser Express®.

Figura A11.5: Ficha de seguridad del Metano (continúa).

Fichas Internacionales de Seguridad Química

METANO ICSC: 0291



METANO
CH₄
Masa molecular: 16.0

Nº	CAS	74-82-8
Nº	RTECS	PA1490000
Nº	ICSC	0291
Nº	NU	1971;1972
Nº CE 601-001-00-4		

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	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. En otros casos apagar con agua pulverizada, polvo o dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosiones.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICION			
• INHALACION	Pérdida del conocimiento.	Ventilación. A altas concentraciones protección respiratoria.	Aire limpio, reposo, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	Congelación grave.	Guantes aislantes del frío.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa y proporcionar asistencia médica.
• OJOS			
• INGESTION			
• INGESTION			
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco. Ventilación a ras del suelo y techo.	 símbolo F+ R: 12 S: (2)-9-16-33 Clasificación de Peligros NU: 2.1	
ICSC: 0291		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	

Fuente: www.mtas.es

Figura A11.5: Ficha de seguridad del Metano (concluye).

Fichas Internacionales de Seguridad Química											
METANO											
ICSC: 0291											
D A T O S I M P O R T A N T E S	<table border="1" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 33%;">ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido incoloro e inodoro.</td> <td style="width: 33%;">VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.</td> </tr> <tr> <td>PELIGROS FISICOS El gas es más ligero que el aire.</td> <td>RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.</td> </tr> <tr> <td>PELIGROS QUIMICOS</td> <td></td> </tr> <tr> <td>LIMITES DE EXPOSICION TLV: asfixiante simple (ACGIH 1992-1993).</td> <td>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION El contacto con el líquido o gas comprimido, puede causar congelación.</td> </tr> <tr> <td></td> <td>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA</td> </tr> </table>	ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido incoloro e inodoro.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.	PELIGROS FISICOS El gas es más ligero que el aire.	RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.	PELIGROS QUIMICOS		LIMITES DE EXPOSICION TLV: asfixiante simple (ACGIH 1992-1993).	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION El contacto con el líquido o gas comprimido, puede causar congelación.		EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA
ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido incoloro e inodoro.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.										
PELIGROS FISICOS El gas es más ligero que el aire.	RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.										
PELIGROS QUIMICOS											
LIMITES DE EXPOSICION TLV: asfixiante simple (ACGIH 1992-1993).	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION El contacto con el líquido o gas comprimido, puede causar congelación.										
	EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA										
PROPIEDADES FISICAS	<table border="1" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 33%;">Punto de ebullición: -161°C</td> <td style="width: 33%;">Punto de inflamación: gas inflamable</td> </tr> <tr> <td>Punto de fusión: -183°C</td> <td>Temperatura de autoignición: 537°C</td> </tr> <tr> <td>Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 3.3</td> <td>Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 5-15</td> </tr> <tr> <td>Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.6</td> <td></td> </tr> </table>	Punto de ebullición: -161°C	Punto de inflamación: gas inflamable	Punto de fusión: -183°C	Temperatura de autoignición: 537°C	Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 3.3	Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 5-15	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.6			
Punto de ebullición: -161°C	Punto de inflamación: gas inflamable										
Punto de fusión: -183°C	Temperatura de autoignición: 537°C										
Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 3.3	Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 5-15										
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.6											
DATOS AMBIENTALES											
NOTAS											
<p>Densidad del líquido en el punto de ebullición: 0.42 kg/l. La sustancia puede desplazarse hasta la fuente de ignición, retrocediendo e incendiándose. Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Una vez utilizado para la soldadura, cerrar la válvula; verificar regularmente el estado de la tubería, etc., y comprobar si existen escapes utilizando agua y jabón. Las medidas mencionadas en la Sección PREVENCIÓN son aplicables a la producción, llenado de botellas y almacenamiento del gas.</p> <p style="text-align: right;">Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-622, 20G04 Código NFPA: H 1; F 4; R 0;</p>											
INFORMACION ADICIONAL											
FISQ: 3-137 METANO											
ICSC: 0291	METANO										
<small>©CCE, IPCS, 1994</small>											

Fuente: www.mtas.es

Figura A11.6: Ficha de seguridad del Dióxido de Carbono (continúa).

Fichas Internacionales de Seguridad Química

DIOXIDO DE CARBONO ICSC: 0021



DIOXIDO DE CARBONO
Anhídrido carbónico
(botella)
CO₂
Masa molecular: 44.0

Nº CAS 124-38-9
Nº RTECS FF6400000
Nº ICSC 0021
Nº NU 1013

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
EXPLOSION	Las botellas de dióxido de carbono pueden estallar debido al calor producido en un incendio.		En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICION			
• INHALACION	Vértigo, dolor de cabeza, taquicardia, aumento de la presión sanguínea.	Ventilación.	Aire limpio, reposo, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	EN CONTACTO CON EL LIQUIDO: CONGELACION.	Guantes aislantes del frío y traje de protección.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa y proporcionar asistencia médica.
• OJOS	EN CONTACTO CON EL LIQUIDO: CONGELACION.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con
• INGESTION			
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio si está en local cerrado. Mantener en lugar fresco.	Clasificación de Peligros NU: 2.2	
ICSC: 0021		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	

Fuente: www.mtas.es

Figura A11.6: Ficha de seguridad del Dióxido de Carbono (concluye).

Fichas Internacionales de Seguridad Química							
DIOXIDO DE CARBONO							
ICSC: 0021							
D A T O S I M P O R T A N T E S	<p>ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido, incoloro e inodoro.</p> <p>PELIGROS FISICOS El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Cuando los niveles de flujo son rápidos pueden generarse cargas electrostáticas las cuales pueden provocar una explosión en caso de presencia de una mezcla inflamable. El dióxido de carbono en estado líquido se condensa rápidamente para formar hielo seco el cual es extremadamente frío.</p> <p>PELIGROS QUIMICOS La sustancia se descompone al calentarla intensamente por encima de 2000°C, produciendo humos tóxicos de monóxido de carbono. Reacciona violentamente con bases fuertes y metales alcalinos. Algunos polvos metálicos tales como magnesio, circonio, titanio, aluminio, cromo y manganeso pueden ignitar y explotar cuando se calientan en presencia de dióxido de carbono.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION TLV (como TWA): 5000 ppm; 9000 mg/m³ (ACGIH 1997-1998). TLV (como STEL): 30,000 ppm; 54,000 mg/m³ (ACGIH 1997-1998).</p>						
	<p>VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p>RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este líquido se evapora muy rápidamente originando una saturación total del aire con grave riesgo de asfixia.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La inhalación de altas concentraciones de este gas puede originar hiperventilación y pérdida del conocimiento. La evaporación rápida del líquido puede producir congelación.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA La sustancia puede afectar al metabolismo.</p>						
	<p>PROPIEDADES FISICAS</p> <table border="0"> <tr> <td>Punto de sublimación: -79°C</td> <td>Presión de vapor, kPa a 20°C: 5720</td> </tr> <tr> <td>Punto de fusión: -56.6 a 5.2 atm</td> <td>Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5</td> </tr> <tr> <td>Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 88</td> <td></td> </tr> </table>	Punto de sublimación: -79°C	Presión de vapor, kPa a 20°C: 5720	Punto de fusión: -56.6 a 5.2 atm	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5	Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 88	
	Punto de sublimación: -79°C	Presión de vapor, kPa a 20°C: 5720					
Punto de fusión: -56.6 a 5.2 atm	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5						
Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 88							
<p>DATOS AMBIENTALES</p>							
NOTAS							
<p>El dióxido de carbono se desprende en muchos procesos de fermentación (vino, cerveza). Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Otros números ONU clasificación: UN 1845 dióxido de carbono, hielo seco; UN 2187 dióxido de carbono líquido refrigerado.</p> <p>Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-11-1 (in cylinders); 11-2 (refrigerated gas)</p>							
INFORMACION ADICIONAL							
FISQ: 5-078 DIOXIDO DE CARBONO							
ICSC: 0021	DIOXIDO DE CARBONO						
©CCE, IPCS, 1994							

Fuente: www.mtas.es

Figura A11.7: Ficha de seguridad del hidróxido sódico diluido.

SOSA CAUSTICA LIQUIDA 50%

Características físicas y químicas

Características	Unidad	Valor
Densidad (a 20 °C)	kg/dm ³	1,525
Punto de ebullición (a 101,3 kPa)	°C	142,5
Punto de congelación (a 101,3 kPa)	°C	12
Calor específico (a 20 °C)	kJ/kg°C	3,231
Viscosidad (a 20 °C)	mPa.s	120
Viscosidad (a 40 °C)	mPa.s	25,5

Almacenamiento

- La sosa cáustica líquida se debe almacenar en conformidad con la normativa y reglamentaciones aplicables, en función de las condiciones climáticas y de la concentración del producto, es necesario mantener los depósitos de almacenamiento calentados y/o que dispongan de un sistema de calentamiento. Los depósitos deben disponer de un cubeto de retención de vertido accidental, se puede diluir con grandes cantidades de agua y luego neutralizar con ácido.

No dude en consultar cualquier duda relativa al almacenamiento y manipulación del producto.

Seguridad

- La sosa cáustica es un producto **corrosivo**. Produce rápidamente quemaduras en las mucosas, los ojos y la piel.
- La sosa cáustica reacciona violentamente con ácidos fuertes con desprendimiento de calor. En contacto con ciertos metales produce Hidrógeno.
- La sosa cáustica debe ser manipulada por personal que haya recibido formación de seguridad adecuada sobre los riesgos del producto y que disponga de los **equipos de protección individual** adecuados (guantes, gafas,...).
- La manipulación de la sosa cáustica debe ir acompañada de **medidas de protección colectivas** (duchas y fuentes lavapojos en la proximidad, claramente señalizadas).

Por favor, consulte nuestra ficha de datos de seguridad.

Información sobre transporte

Número ONU	1824
Clase ADR/ADNR/RID/IMDG	8
Grupo de embalaje	II
Etiqueta	8
Número paneles cisternas	80/1824

La información facilitada se corresponde al estado actual de nuestros conocimientos. No obstante, no asumimos ninguna garantía, explícita o implícita, ni aceptamos ningún tipo de responsabilidad respecto a la información contenida o su uso. Esta información es para utilización por personal técnicamente competente, bajo su cuenta y riesgo, y no se refiere al uso de este producto en combinación con otras sustancias u otros procesos. Este documento no es una licencia bajo ninguna patente u otro derecho sobre la propiedad industrial. Será el usuario quien deberá determinar siempre la idoneidad de cualquier información o material para cualquier uso, o su forma de uso, de acuerdo con la legislación vigente y debe ser consciente de la no violación de patentes existentes. Nos reservamos el derecho de añadir, eliminar o modificar la información contenida en este documento sin previo aviso.

Fuente: Solvay Chemicals, inc.

SOSA CAUSTICA LIQUIDA 50%

Anexo nº 12. CATÁLOGOS Y OFERTAS

A continuación se recogen los catálogos o las ofertas que algunos fabricantes han facilitado para la elaboración de este Proyecto.

Listado de los equipos detallados:

Salher: Decantador estático cerrado

SATTLER: Gasómetro

Thermoequipos C.A: Intercambiador de calor

BOMBAS IDEAL S.A.: Bombas centrífugas

ProMinent: Bombas dosificadoras

MAPNER: Compresor centrífugo

Lana-Sarrate S.A.: Caudalímetro electromagnético

Kobold: Sensor de temperatura

AKO: Sensor de temperatura

OAKTON: Sensor de pH

TC-Direct: Sensor de presión

AKO: Sensor de nivel

EATON: Controlador de caudal

ABB: Controlador de procesos avanzado

OAKTON: Controlador de pH

APQ: Regulador de presión

AVK: Válvulas de compuerta, retención y mariposa

GEMU: Válvulas de globo

KUNKLE: Válvulas de alivio

Diffuser Express[®]: Difusores del reactor



Tarifa Tratamiento de Fangos, Enero 2007 Ref: 5-1

Los datos y modelos de esta tabla pueden variar

REF: CVC – DC - TC

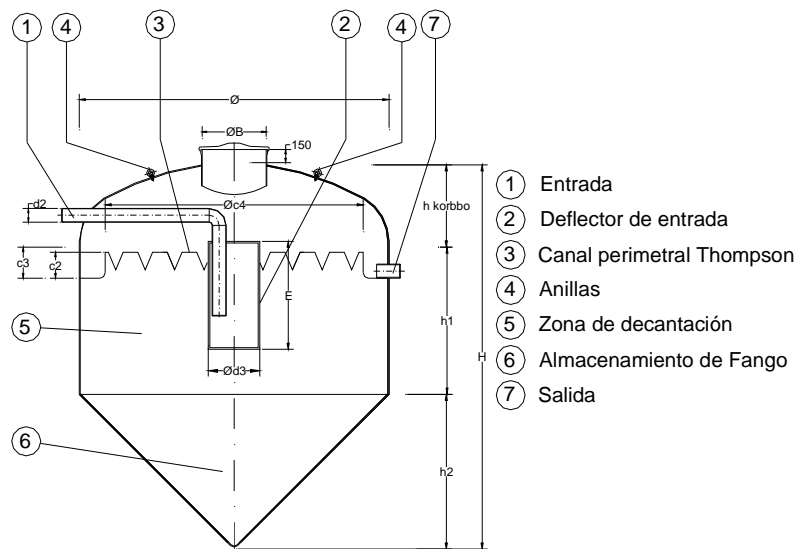
Equipos para procesos de decantación para el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales.

Función:

- Eliminación de sólidos en suspensión (SS ó MES).

Características:

- Marca Salher modelo CVC – DC - TC
- Equipo fabricado en PRFV (Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio) con resinas ortoftálicas.
- Rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión: 65 - 70 % MES.
- Rendimiento de eliminación de materia orgánica: 30 - 35 % DBO5.
- Forma geométrica: Troncocónica.
- Cámara de alimentación central y Labio perimetral Thompson.
- Tubuladuras de entrada y salida en PVC.
- Toma en boca de registro para instalación de tubo de ventilación.

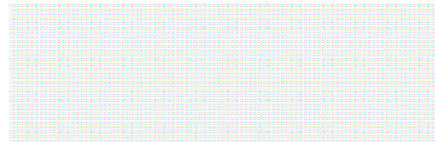


φD	CILINDRO CENTRAL [mm]				ALTURA [mm]							VOL. EN LITROS
	φd1	φd2	φd3	E	h1	h2	H	c1	c2	c3	c4	
1.200	75	75	300	700	800	600	1.720	100	150	300	1.000	1.130
1.400	90	90	300	700	800	700	1.870	100	150	300	1.200	1.590
1.700	90	90	400	900	1.000	850	2.300	150	200	300	1.400	2.910
2.000	110	110	500	900	1.000	1.000	2.530	150	200	300	1.700	4.190
2.500	160	160	620	1.000	1.200	1.250	3.110	250	250	350	2.000	7.930
3.000	160	160	690	1.200	1.400	1.500	3.700	250	250	350	2.500	13.420
3.500	200	200	750	1.400	1.600	1.750	4.265	250	300	400	3.000	21.000
4.000	200	200	1.000	1.600	1.800	2.000	4.840	250	300	400	3.500	30.980



SATTLER AG A-7571 Rudersdorf

A-7571 Rudersdorf, Sattlerstraße 1
 Tel: ++43 (0)3382/733-0, Fax: ++43 (0)3382/733 180
 E-Mail: robert.delfino@sattler-ag.com, UID-Nr.: ATU47424407



S/Ref N/ ref. extensión Graz
 270613 MS/Po 138 13.06.2007

Asunto: **Oferta gasómetro**

Muy señores nuestros:

Conforme a sus deseos, nos complacé ofertarles el material que a continuación se describe:

Un (1) gasómetro de doble membrana fabricación SATTLER, tipo B9 121/300 completo con llenado:

Volumen útil	1.700	m ³
Presión de trabajo	20	mbar
Diámetro ecuatorial	16,6	m
Altura del gasómetro sobre los anclajes	12,4	m
Diámetro del gasómetro en el anclaje	14,4	m
Temperatura máx. del gas	40	°C
600	m ³ /h	Caudal máx. de entrada de gas
600	m ³ /h	Caudal máx. Salida de gas
150	kg/m ²	Máx. Carga de nieve
150	km/h	Máx. Velocidad del viento



Compuesto de:

1. Una (1) membrana externa constituida por tejido de poliéster con recubrimiento interno y externo de PVC, nuestro producto ref. 659 109, 1670 dtex, resistente a la abrasión, a la acción bacteriana y a los rayos ultravioleta; formado por gajos cortados, cosidos y soldados en fabrica y con las costuras adicionalmente recubiertas con una banda del mismo material. Resistencia a la rotura por impacto aprox. 5500 N/5 cm. Peso aproximado 1200 g/m², color blanco.

Ensayo del material: Ensayo después de envejecimiento artificial: sin cambios. Ensayo de resistencia del color según DIN EN ISO 105-B04; resistencia a la luz mejor que 7 (1 = valor mas bajo; 8 valor mas alto). Ensayo de resistencia a la flexión continuada según DIN 53359, grado 0 (escala de 0 – 4; 0 = sin daños). Ensayo de resistencia a bajas temperatura según DIN 53361, grado 0 (escala 0 – 4; 0 = sin daños). Ensayo de resistencia al fuego según ÖN B 3800 clase B1. El material es aprobado mediante inspección en campo de pruebas

2. Una (1) membrana interna fabricada en tejido de poliéster con recubrimiento interno y externo de PVC, nuestro producto ref. 964 218, 1670 dtex. con plastificado especial, resistente a la acción bacteriana y a los rayos ultravioleta, elevada resistencia al fuego según DIN 4102 clase B1, resistente a la abrasión; gajos soldados por alta frecuencia y resistencia a la rotura por impacto de aprox. 5500 N/5 cm, peso total aproximado 1150 g/m², color amarillo (máximo contenido del gas en H₂S: 0,5 %).

Una (1) membrana de fondo de tejido de poliéster con recubrimiento de PVC, nuestro producto ref. 604 218, 1100 dtex., resistente a la acción bacteriana y a los rayos ultravioleta, resistente a la abrasión; fabricado de cortes soldados y cosidos y cubierto adicionalmente por un ribete. Resistencia a la tracción en tiempo limitado de aprox. 3000 N/5 cm, peso total aproximado 870 g/m², color amarillo.

Ensayo del material: Ensayo después de envejecimiento artificial: sin cambios. Ensayo de resistencia a la flexión continuada según DIN 53359, grado 0 (escala de 0 – 4; 0 = sin daños). Ensayo de resistencia a bajas temperatura según DIN 53361, grado 0 (escala 0 – 4; 0 = sin daños). Ensayo de resistencia al fuego según ÖN B 3800 clase B1. El material es aprobado mediante inspección en campo de pruebas. Permeabilidad al metano < 250 ml/m² .d.bar.

3. Una (1) soplante de inflado, EEx-e-II-T3, con protección antideflagrante según VDMA 24169, potencia nominal 1,1 kW. (máx.), consumo medio 0,52 kW trifásico, 400 V, 50 Hz, para el suministro de hasta 600 m³/h de aire con una contrapresión de 20 mbar con un tubo flexible de conexión de DN 206 mm.
4. Una (1) válvula antirretorno montada entre la soplante y el gasómetro para mantener la presión de aire en la cámara de regulación de presión a un nivel constante en caso de fallo de la soplante de inflado. El diámetro de conexión es de 206 mm y su construcción es en acero inoxidable AISI 304 (DIN1.4301)
5. Una (1) válvula de seguridad con trampa liquida, 25 mbar, completa con bridas de conexión DN 200 mm, según norma DIN 2502. Capacidad de descarga aprox. 600 m³/h con un incremento de presión de aprox. 2 mbar; boca de llenado roscada e indicador de nivel, construida en acero inoxidable AISI 316; cargada con glicol, densidad 1,113 Kg/dm³, a ser instalada por el cliente.
6. Un (1) cerco de anclaje completo con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero galvanizado en caliente, con tornillos de anclaje, también en acero al carbono galvanizado en caliente.



- 7. Una (1) Mirilla de inspección consistente en un anillo de 550 mm diámetro dotado de una lamina transparente de material acrílico.
- 8. Una (1) placa con forma de cazoleta de 1000 mm diámetro para el montaje del sensor ultrasónico.
- 9. Un (1) sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador consistentes en:
 - 9.1. 2 sensor
 - Carcasa Kynar
 - Rango de medida 0,3 – 30 m
 - Temperatura de trabajo - 40 °C + 95 °C
 - Normas cubiertas CENELEC, ATEX II2G T4 FM Clase 1 DIV.2, SAA Clase 1 Zona 1
 - 9.2. 2 Trasdutor
 - Carcasa Policarbonato
 - Salida analógica 4 – 20 mA
 - Limitación de corriente de dispersión 24 mA
 - Versión con 3 reles 2 contactos NC + 1 conmutado
 - Capacidad de corte 5 A a 250 V
 - Funciones programables para cada uno de los tres reles alimentación 100 – 230 V AC +/- 15%; 50/60 Hz Grado de protección IP 65
 - Montaje fuera del área de seguridad
- 10. Dos (2) manuales de mantenimiento y operación

Oferta sujeta a modificaciones técnicas

Precios oferta base:

Precio del gasómetro y accesorios estándar:	€	60.204,20
Descuento por proyecto 5%		3.010,20
Total gasómetro completo:	€	57.194,00
Embalaje:	€	1.200,00
Transporte hasta la Edar sobre camión:	€	1.600,00
Total precio neto del Suministro:	€	59.954,00
Mano de obra del Montaje: Ver exclusiones	€	7.500,00



A alcance de suministro

Solo los materiales y servicios descritos en esta oferta están incluidos en el alcance de suministro.

Se excluyen los siguientes y son a cargo del cliente:

- 1 Cable de conexión entre la posiciones 9.1 y cuadro de mando, 3 X 0,75 mm², apantallado (longitud = 1,5m X altura del gasómetro) que será suministrado e instalado por el cliente.
- 2 Conexión cable enterrado entre el armario de maniobra y la soplante eléctrica, 4X2,5 mm² según Norma ÖVE –EN 1/ parte 3, que será suministrado e instalado por el cliente.
- 3 Cualquier trabajo de albañilería u obra civil.
- 4 Todas las tuberías, así como sus uniones, bridas, tortillería e instalación.
- 5 Conexión de alimentación de la soplante, incluidos interruptores y fusibles y todos los cables de conexión a y entre los equipos
- 6 La descarga a cargo del cliente.
- 7 La grúa a cargo del Cliente.
- 8 Personal de obra para el montaje de las membranas.

9 La instalación se entregará para su utilización con gas. El llenado se realizará por el cliente y conforme al manual de instrucciones. Los precios anteriores se entienden situados en obra IVA excluido.

CONDICIONES DE PAGO:

- 20 % anticipo al pedido
- 80 % A la entrega en obra.

FORMA DE PAGO:

30 días fecha factura.

VALIDEZ DE LOS PRECIOS:

Hasta el 2007-09-13

**PLAZO DE ENTREGA:**

12 semanas después de recibir el pedido y aclaraciones técnicas y cumplimentación de las condiciones de pago.

CONDICIONES DE GARANTIA

1. SATTLER confirma que los productos ofertados son totalmente nuevos y fabricados con material más adecuados conforme a la última tecnología reuniendo los niveles requeridos y de funcionamiento.
2. El periodo de garantía para un gasómetro completo (excluidos accesorios) es de **12** meses a partir de la puesta en marcha, y como máximo **18** meses desde la entrega en obra.
3. Durante el periodo de garantía SATTLER AG será responsable de la calidad de los equipos suministrados y en particular por la calidad de las membranas utilizadas (garantía del material) y la mano de obra.
4. SATTLER AG no será responsable por el montaje incorrecto del equipo, si este no ha sido realizado por la él. Si el montaje ha sido realizado o supervisado por SATTLER AG, será responsable del diseño técnico, así como su funcionamiento (garantía del sistema).
5. SATTLER AG aceptara solo reclamaciones justificadas. SATTLER AG no será responsable por desperfectos causados por uso o manipulación incorrecta de la instalación así como cualquier desperfecto que pudiera ser causado por elementos no suministrados por SATTLER AG.
6. SATTLER AG se reserva el derecho de realizar mejoras en los equipos previo consentimiento del ultimo comprador después de realizarse el pedido. La garantía incluye solo suministros y servicios contratados.

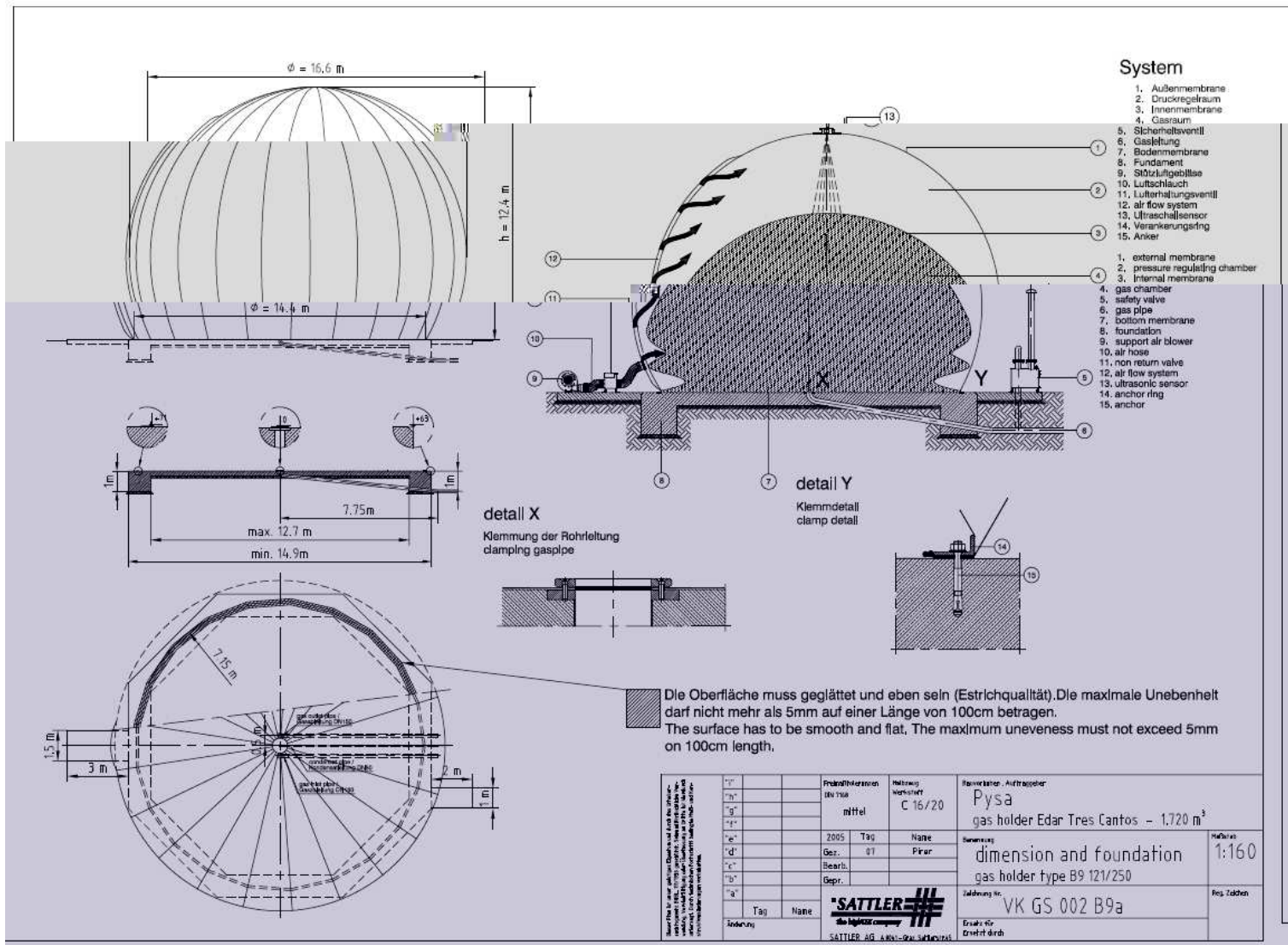
La presente oferta se basa en "INCOTERMS 2000" así como en nuestras "Condiciones Generales de Venta y Suministro"

En espera que nuestra oferta sea de su aceptación, quedamos a su disposición

Paolo PORRI
(Membrane Solutions)

Para cualquier aclaración posterior, negociación o gestión del pedido, rogamos contacten con nuestro representante exclusivo para España:

DIENST, S.L. Juan Rathmann, Embajadores, 168-6ª izq.28045 Madrid
T: 91 4739492 M: 609 114264
jm.rathmann@telefonica.net



Valencia, 07 de Febrero de 2008

Señores:

ESCUELA INGENIERIA QUÍMICA

Presente._

Atn.: Patricia Delso Ragel

Ref.: ING07022008

Estimados Señores:

Por medio de la presente, le hacemos llegar nuestra oferta comercial por **INTERCAMBIADOR DE CALOR** de acuerdo como se describe:

Especificaciones técnicas del intercambiador:

Tubería:	SA-53B
Diámetro:	3/4" 16 BWG
Longitud:	6.096 mm
Cantidad:	52
Placa Tubular:	A-105
Cantidad:	2
Diámetro:	14"
Espesor:	25,4 mm
Proceso:	Soldadas.
Deflectores:	A-285 C
Espesor:	3 mm
Cantidad:	7
Tipo:	Segmentados.
Carcaza:	SA-106
Diámetro:	10" sch 40
Longitud:	6.096 mm
Cabezales:	A-53
Diámetro:	10" sch 40

Web Site www.thermoequipos.com.ve

Zona Industrial Carabobo Bva. Transversal, C.C.I., Carabobo II, Galpones 3 y 5, Valencia, Venezuela. Telf: (0241) - 8320155, 8324618, 8321138

Correos electrónicos: informacion@thermoequipos.com.ve
administracion@thermoequipos.com.ve / ventas@thermoequipos.com.ve
suporte-tecnico@thermoequipos.com.ve / thermoequipos@cantv.net
thermoequiposra@cantv.net / 911thermo@thermoequipos.com.ve



ING07022008

Página 1 de 3

- La presente cotización esta basada en datos suministrados por el cliente.
- Se incluyen planos AS-BUILT del equipo construido así como data book de construcción.
- No se incluye instalación del equipo
- Transportes y fletes serán cargados por separado
- Estos precios y condiciones de entrega estarán sujetos a modificaciones, dependiendo de la disponibilidad de materia prima y aumentos de cualquier ley, decreto o disposición gubernamental que pudiera afectar nuestra estructura de costos. Sin más a que hacer referencia, se despide de Uds.

Atentamente,

Ing. GIOVANNI RAGUSA

GERENTE DE PLANTA

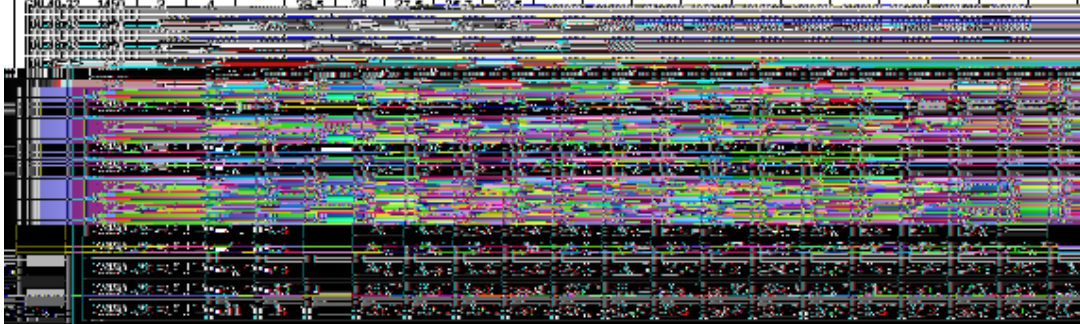
Web Site www.thermoequipos.com.ve
Zona Industrial Carabobo 8va. Transversal. C.C.I. Carabobo II, Galpones 3 y 5. Valencia, Venezuela. Telf: (0241) - 8320155, 8324618, 8321138
Correos electrónicos: direccion_general@thermoequipos.com.ve
administracion@thermoequipos.com.ve / ventas@thermoequipos.com.ve
sopORTE-tecnico@thermoequipos.com.ve / thermoequipos@cantv.net
thermoequiposca@cantv.net / [911thermo@thermoequipos.com.ve](tel:+5891111111111)



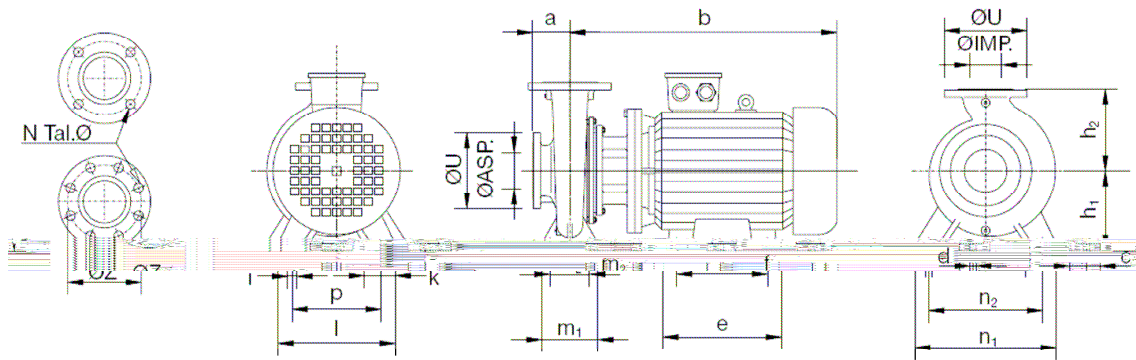
ING07022008
Página 3 de 3 :

DATOS DE SERVICIO • PERFORMANCE DATA • DONNÉES DE SERVICE

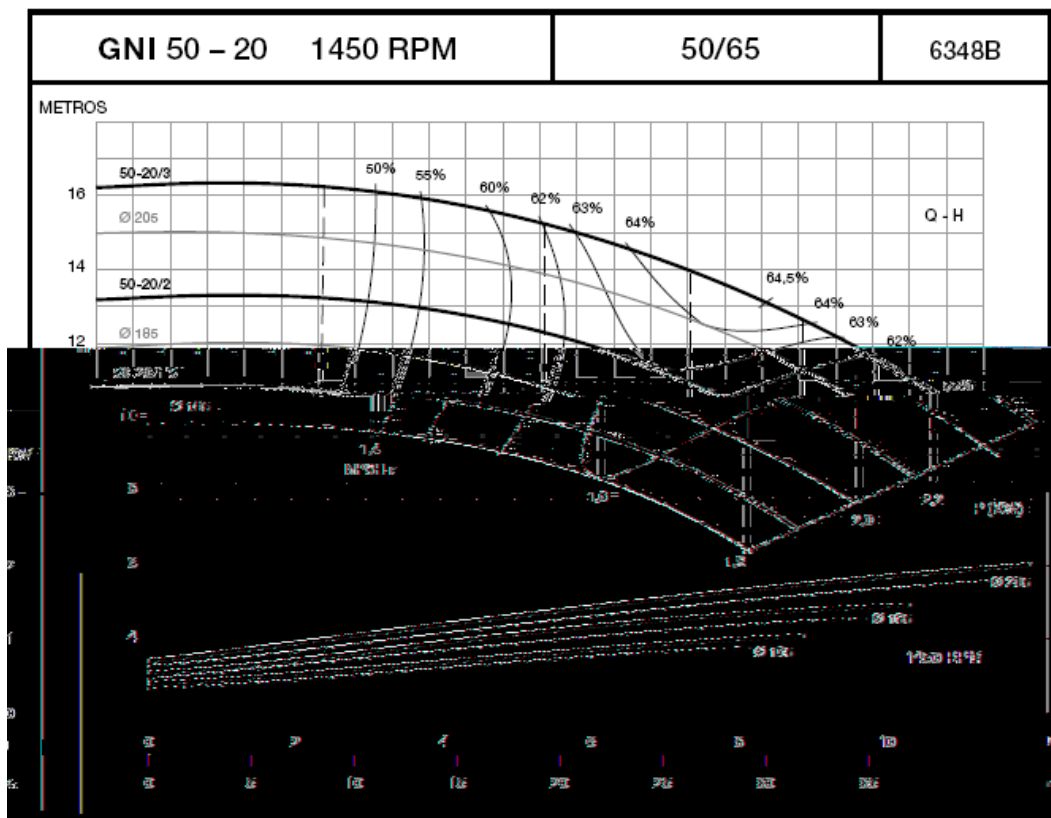
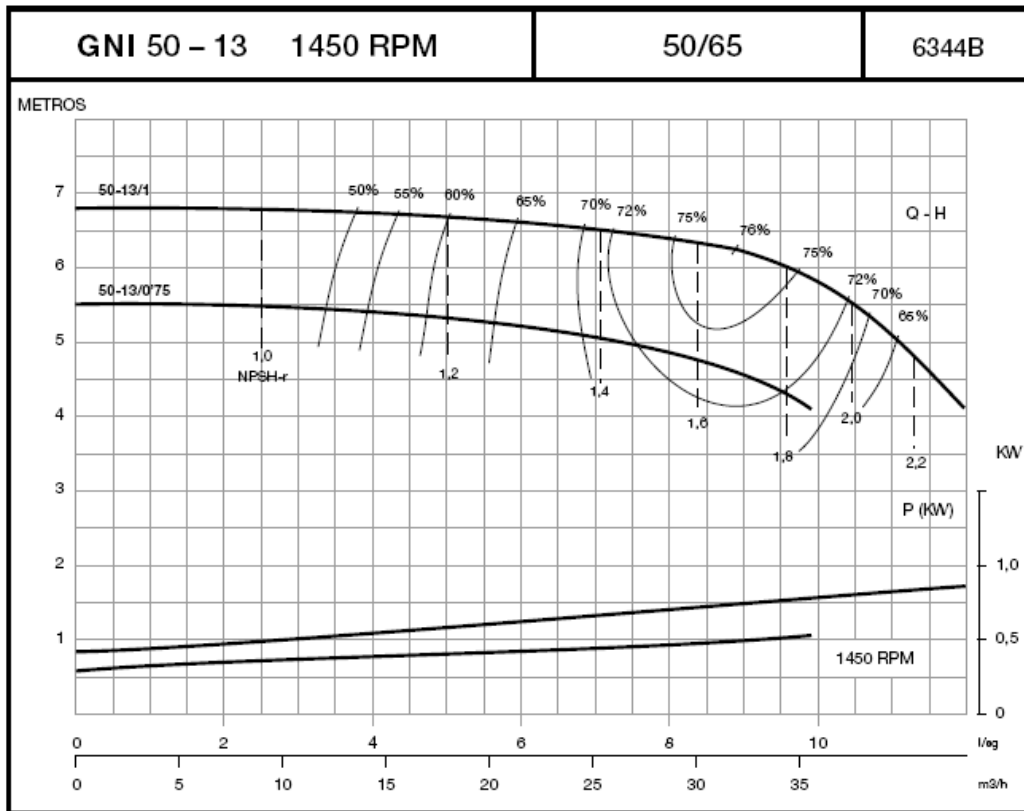
TPO TYPE	KW	CV	m³/h l/min	0	6	9	12	15	18	21	24	27	30	36	42	48	54	60	72
				0	100	150	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800	900	1000	1200
GNI 32-13	1450	0,55	0,75	6,4	5,8	5,2	4												
GNI 32-16	1450	0,55	0,75	10,2	9,8	9,2	7,2												
GNI 32-20	1450	0,55	0,75	10	9,2	8,2	6												
GNI 32-20	1450	0,75	1	13,8	13,1	12,2	10,6												
GNI 32-20	1450	1,1	1,5	16,8	16,2	15,4	13,8	11,8											
GNI 32-26	1450	1,5	2	17,5	17,4	16,7	15,4	13											
GNI 32-26	1450	2,2	3	25,5	25	24,5	23	21,5	17,5										
GNI 40-13	1450	0,55	0,75	6,6	6,6	6,5	6,5	6,3	5,9	5,5	4,9	4,4							
GNI 40-16	1450	0,55	0,75	8	7,8	7,5	7	6,4	5,5	4,5									
GNI 40-16	1450	0,75	1	9,3	9,1	8,8	8,4	7,8	7	6	4,5								
GNI 40-16	1450	1,1	1,5	10,8	10,6	10,4	10,1	9,5	8,8	7,8	6,6								
GNI 40-20	1450	1,1	1,5	13,6	13,4	13	12,5	11,7	10,8	9,4									
GNI 40-20	1450	1,5	2	16,6	16,5	16,3	16	15,1	14	12,3	10,8								
GNI 40-26	1450	1,5	2	14,8	14,5	14,2	13,8	13,2	12,5	11	9,2								
GNI 40-26	1450	2,2	3	19	19	18,8	18,5	18	17,5	16	14,5	12,8							
GNI 40-26	1450	3	4	25	24,7	24,5	24,2	23,8	23	22	20,6	19	16,5						
GNI 40-32	1450	2,2	3	22,5	21,5	20,8	18												
GNI 40-32	1450	3	4	28,5	28	27,5	25,5	20,5											



DIMENSIONES • DIMENSIONS

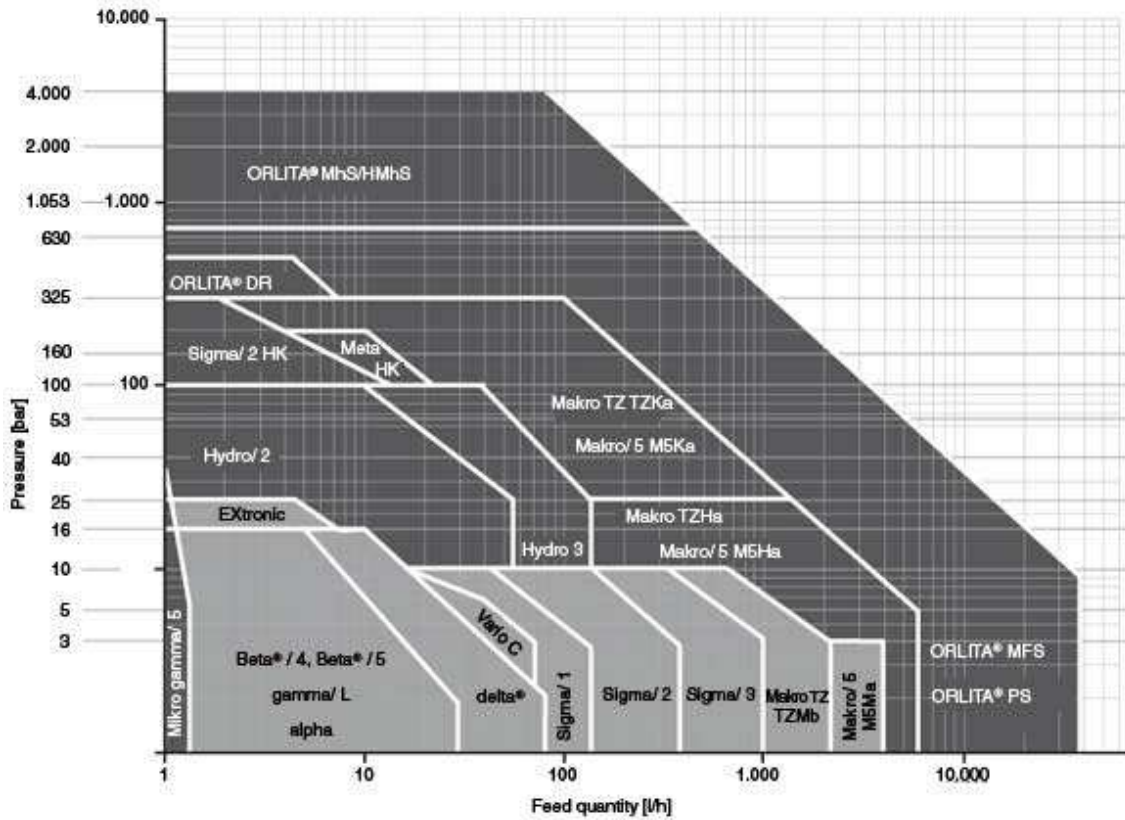


TIPO TYPE	DIMENSIONES - DIMENSIONS																ASPIRACIÓN					IMPULSIÓN					kg	
	a	b	h ₁	h ₂	c	m ₁	m ₂	n ₁	n ₂	d	e	f	i	k	l	p	Ø _{ASP.}	Ø _Z	Ø _U	N	Ø	Ø _{IMP.}	Ø _Z	Ø _U	N	Ø		
GNI 50-13/0,75	1450	100	379	132	160	50	100	70	240	190	14	-	-	10	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	44	
GNI 50-13/1	1450	100	379	132	160	50	100	70	240	190	14	-	-	10	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	44	
GNI 50-16/1,5	1450	100	435	160	180	50	100	70	265	212	14	-	-	10	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	53	
GNI 50-16/2	1450	100	435	160	180	50	100	70	265	212	14	-	-	10	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	55	
GNI 50-20/1,5	1450	100	435	160	200	50	100	70	265	212	14	-	-	10	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	61	
GNI 50-20/2	1450	100	435	160	200	50	100	70	265	212	14	-	-	10	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	63	
GNI 50-20/3	1450	100	476	160	200	50	100	70	265	212	14	-	-	12	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	74	
GNI 50-26/4	1450	100	474	180	225	65	125	95	320	250	14	-	-	12	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	91	
GNI 50-26/5,5	1450	100	490	180	225	65	125	95	320	250	14	-	-	12	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	99	
GNI 50-32/5,5	1450	125	500	225	280	65	125	95	345	280	14	-	-	12	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	137	
GNI 50-32/7,5	1450	125	613	225	280	65	125	95	345	280	14	-	-	12	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	150	
GNI 50-32/10	1450	125	613	225	280	65	125	95	345	280	14	-	-	12	-	-	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	164	
GNI 50-32/15	1450	125	735	225	280	65	125	95	345	280	14	460	400	15	80	334	254	65	145	185	4	18	50	125	165	4	18	225



Dosificación segura, exacta y económica – con ProMinent

Bombas dosificadoras de baja presión hasta 1.000 l/h



Datos técnicos S1Ba con 50 Hz

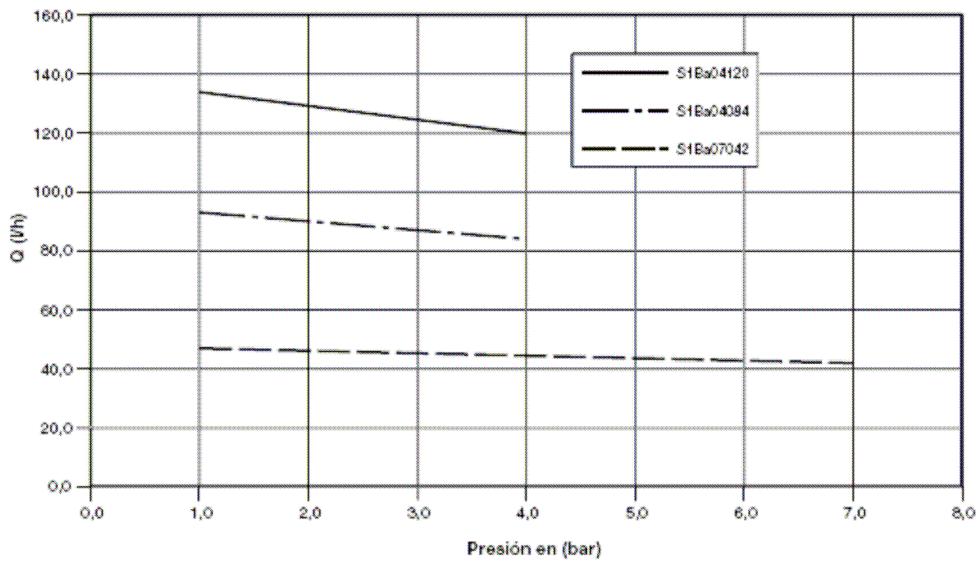
Tipo de bomba Sigma	Rendimiento con contra- presión máx.		Frecuencia camera máx. Carreras/ min.	Altura de asp. m.c.a.	Presión prev.adm. lado asp. bar	Conexión lado asp/ imp. R"-DN	Peso de envío kg	
	bar	l/h						ml/ carrera
12017 PVT	12	17	4,0	73	7	1	3/4"-10	8,0
12017 SST	12	17	4,0	73	7	1	3/4"-10	11,0
12035 PVT	12	35	4,0	143	7	1	3/4"-10	8,0
12035 SST	12	35	4,0	143	7	1	3/4"-10	11,0
10050 PVT	10	50	4,0	200	7	1	3/4"-10	8,0
10050 SST	10	50	4,0	200	7	1	3/4"-10	11,0
10022 PVT	10	22	5,1	73	6	1	3/4"-10	8,0
10022 SST	10	22	5,1	73	6	1	3/4"-10	11,0
10044 PVT	10	44	5,1	143	6	1	3/4"-10	8,0
10044 SST	10	44	5,1	143	6	1	3/4"-10	11,0
07065 PVT	7	65	5,1	200	6	1	3/4"-10	8,0
07065 SST	7	65	5,1	200	6	1	3/4"-10	11,0
07042 PVT	7	42	9,7	73	3	1	1"-15	8,5
07042 SST	7	42	9,7	73	3	1	1"-15	12,5
04084 PVT	4	84	9,7	143	3	1	1"-15	8,5
04084 SST	4	84	9,7	143	3	1	1"-15	12,5
04120 PVT	4	120	9,7	200	3	1	1"-15	8,5
04120 SST	4	120	9,7	200	3	1	1"-15	12,5

Materiales en contacto con los productos químicos

Material	Conjunto dosificador	Conectores asp./imp.	Sellado/ Asiento de la bola	Bolas	Muelles	Válvula sobrecarga *Integrada
PVT	PVDF	PVDF	PTFE/PTFE	Cerámica/Vidrio*	Hastelloy C	PDPE/FPM
SST	Acero Inox. 1.4571/1.4404	Acero Inox. 1.4581	PTFE/PTFE	Acero Inox. 1.4401	Hastelloy C	Acero Inox./ FPM

* para 07120, 07220 y 04350
FPM = caucho fluorado

Diagrama de dosificación S1Ba (50 Hz) HM



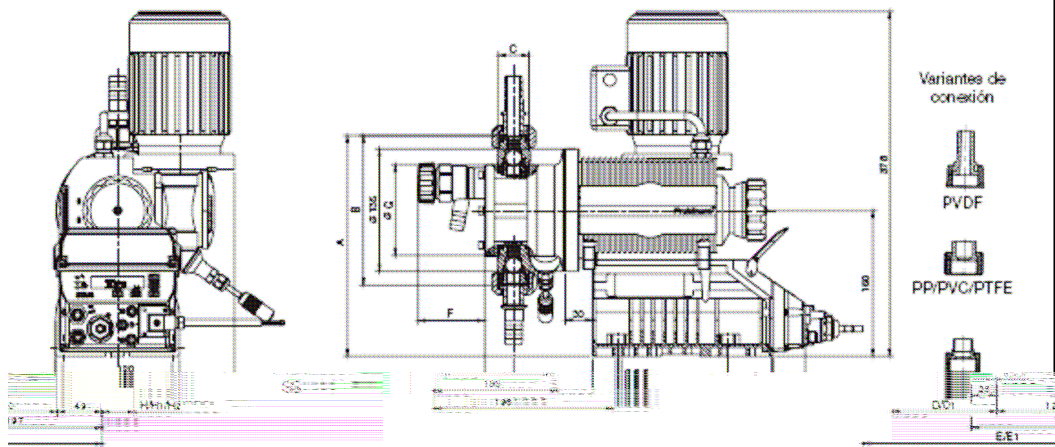


Fig. 10
61 01-101 00 45.79

Dimensiones Sigma/ 1 (en mm)

Modelo	Conector	A	B	C	D	D1*	E	E1*	F	G	H#	H1##	H2###
Sigma 12017, 12035, 10022, 10044 10050, 07065 PVT	DN 10	233	147	G 3/4 A	90	110	275	295	84	96	3	36	3
Sigma 12017, 12035, 10022, 10044, 10050, 07065 PVT - UV-A	DN 10	233	147	G 3/4 A	90	110	277	297	84	96	3	36	3
Sigma 12017, 12035, 10022, 10044, 10050, 07065 SST	DN 10	233	146	G 3/4 A	89	109	275	295	86	96	3	36	3
Sigma 12017, 12035, 10022, 10044, 10050, 07065 SST - UV-A	DN 10	233	146	G 3/4 A	89	109	275	295	86	96	3	36	3
Sigma 07042, 04084, 04120 PVT	DN 15	242	165	G 1 A	95	115	285	305	73	122	3	36	3
Sigma 07042, 04084, 04120 PVT - UV-A	DN 15	242	165	G 1 A	95	115	296	316	73	122	3	36	3
Sigma 07042, 04084, 04120 SST	DN 15	242	164	G 1 A	94	114	285	305	86	122	3	36	3
Sigma 07042, 04084, 04120 SST - UV-A	DN 15	242	164	G 1 A	94	114	285	305	86	122	3	36	3

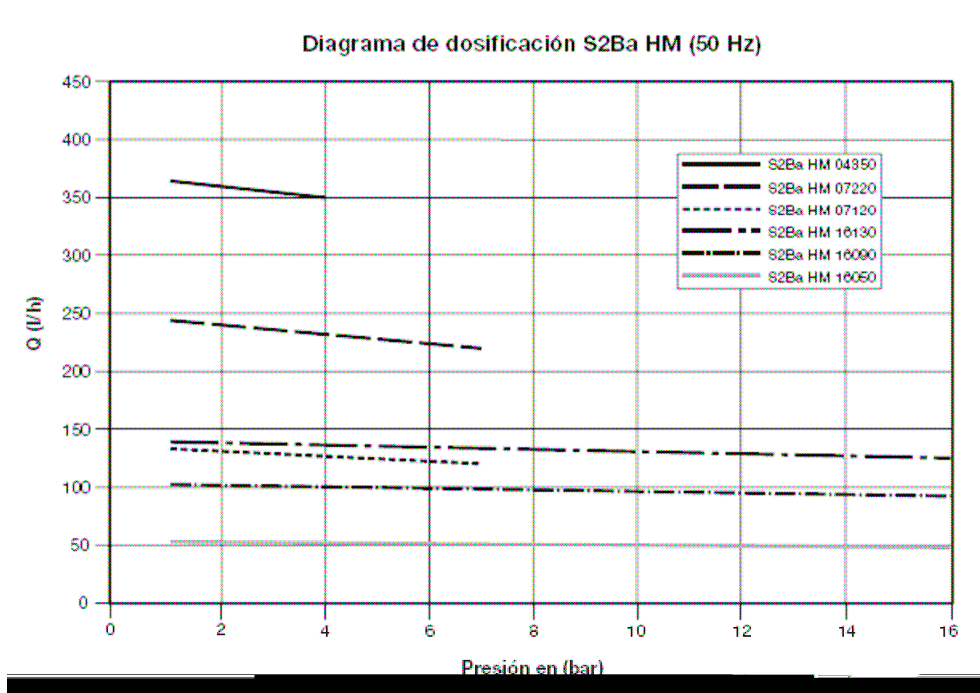
Medidas con:
* sensor de rotura de membrana,
Tipo base tapa
Tapa de selección,
Tapa de selección (relé secuenciador)

Datos técnicos S2Ba con 50 Hz

Tipo de bomba Sigma	Rendimiento con contra- presión máx.			Frecuencia carrera máx.	Altura de asp.	Presión prev.adm. lado asp.	Conexión lado asp./ imp.	Peso de envío
	bar	l/h	ml/ carrera	Carreras/ mln.	m.c.a.	bar	G-DN	kg
16050 PVT	10	50	11,4	73	7	3	1"-15	15
16050 SST	16	48	11,4	73	7	3	1"-15	20
16090 PVT	10	90	11,4	132	7	3	1"-15	15
16090 SST	16	86	11,4	132	7	3	1"-15	20
16130 PVT	10	130	10,9	198	7	3	1"-15	15
16130 SST	16	125	10,9	198	7	3	1"-15	20
07120 PVT	7	120	27,4	73	5	1	20"	16
07120 SST	7	120	27,4	73	5	1	20"	24
07220 PVT	7	220	27,7	132	5	1	20"	16
07220 SST	7	220	27,7	132	5	1	20"	24
04350 PVT	4	350	29,4	198	5	1	20"	16
04350 SST	4	350	29,4	198	5	1	20"	24

Materiales en contacto con los productos químicos

Material	Conjunto dosificador	Conectores asp./imp.	Sellado	Bolas	Muelles	Válvula sobrecarga integrada
PVDF	PVDF	PVDF	PTFE	Conjuntos S2Ba	Acero Inox. 1.4301	PVDF
Acero Inox. 1.4301	Acero Inox. 1.4301	Acero Inox. 1.4301	Acero Inox. 1.4301	S2Ba	Acero Inox. 1.4301	Acero Inox. 1.4301



[Diámetro] M

DN 10 - PVA	16 mm
DN 10 - SSA*	DIN ISO 228 - G 3/4

* Empalme sin boquilla portatubo

Variantes de conexión

Fig. 11
at 101 104 107 111

Dimensiones para SPTs		Dimensiones Sigma/2 (en mm)	
Modelo	Conector	A	B
HM 130 PVT	DN 16	265/260*	160
HM 130 SST	DN 16	265/260*	160
HM 350 PVT	DN 26	304/299*	287
HM 350 SST	DN 26	304/299*	287

HM 130 : Tipo Código Identif. 10050, 10090, 10130
HM 350 : Tipo Código lto

* Dimensiones para SPTs
** Dimensiones con sensor de rotura de membrana

ventajas

- Movimiento totalmente rotativo. Sin válvulas de distribución, engranajes ni bielas.
- Sin vibración. Teniendo un movimiento rotativo continuo, nuestros compresores pueden montarse directamente sobre el mismo suelo, sin machones, resultando una instalación muy económica.
- Impulsión continua y sin golpes del fluido, suprimiendo el empleo de grandes depósitos. Sin tiempo muerto. El fluido atraviesa la máquina sin pérdida de carga, con un rendimiento volumétrico excelente.
- Rendimiento muy elevado: Estos grandes rendimientos se mantienen pues los desgastes de láminas no reducen el caudal, y las holguras se recuperan automáticamente.
- Gastos de entretenimiento muy reducidos: La gran simplicidad de su construcción permite unos gastos de entretenimiento muy reducidos y un funcionamiento de gran duración, gracias al empleo de material plástico estratificado en las láminas.
- Peso y dimensiones reducidos: El fundamento mismo del movimiento rotativo lleva consigo a las pequeñas dimensiones con relación al caudal. Se obtiene un gran caudal con una máquina de poco peso y dimensiones reducidas.
- Accionamiento: Admite utilizar indistintamente acoplamiento directo, transmisión por poleas y correas o reductor de velocidad.

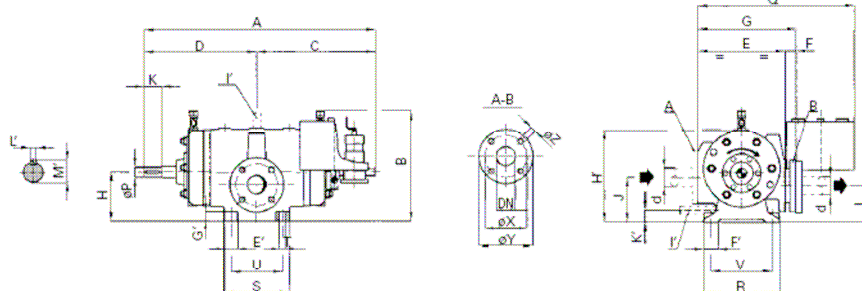
specifications

Los compresores rotativos de una etapa, refrigerados por agua, serie R, se complementan con la versión "G" y resultan especialmente indicados para aplicaciones de presión media, vehiculando aire y gases de diversa composición, incluso en condiciones difíciles permite asegurar un elevado rendimiento volumétrico en régimen de servicio continuo.

La gama de fabricación es amplia, convenientemente escalonada volumétricamente, y el suministro puede realizarse en unidades completas, totalmente equipadas con los accesorios requeridos, o máquinas eje libre.

Una construcción robusta y la gran simplicidad de sus componentes, unido al resultado de muchos años de desarrollo, garantizan una larga vida útil y un elevado rendimiento funcional del grupo.

		PRESION DIFERENCIAL /							
		1 bar				1,5 bar			
Velocidad Rotation speed	Tipo Type	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		Q m³/h	Pa CV	Pm	
				CV	Kw			CV	Kw
1450 rpm.	R.12 N	110	5	6	4,4	106	7	8	5,8
	R.15	150	6,5	7,5	5,5	144	9	10	7,5
	R.20	190	8,2	9	6,6	180	11	12,5	9
	R.25	260	11	12,5	9	250	14	16	11,8
	R.30	325	14	18	13,2	315	19	22	16,1
	R.40	410	17	20	15	395	21	24	17,6
	R.50	525	21,5	25	18,5	510	27	30	22



Dimensiones / Dimensions

Tipo Type	DN	Ød	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	Q	R	S	ØT	U	V	ØX	ØY	ØZ	E'	F'	G'	H'	I'	K'	EJE / AXLE			Peso / Weight kg
																													ØP*	L**	M'	
12 N	40	48	565	330	310	255	230	32	262	145	134	134	36	470	200	135	16	84	162	110	150	4/19	45	40	30	269	1,14°	30	24	8	27	67
15	50	60	650	358	340	310	250	34	294	158	145	145	55	488	245	160	19	116	200	125	165	4/19	50	50	32	297	3/4°	45	30	8	33	105
20	50	60	650	358	340	310	250	34	294	158	145	145	55	488	245	160	19	116	200	125	165	4/19	50	50	32	297	3/4°	45	30	8	33	103
25	50	60	737	358	375	362	280	34	314	156	117	145	55	500	245	210	19	166	200	125	165	4/19	45	50	32	298	3/4°	40	32	10	35	155
30	50	60	737	358	375	362	280	34	314	156	117	145	55	500	245	210	19	166	200	125	165	4/19	45	50	32	298	3/4°	40	32	10	35	150
40	80	88	890	437	450	440	320	34	354	213	207	207	80	544	310	280	24	200	254	145	185	4/19	70	55	50	373	3/4°	75	38	10	41	250
50	80	88	890	437	450	440	320	34	354	213	207	207	80	544	310	280	24	200	254	145	185	4/19	70	55	50	373	3/4°	75	38	10	41	240
50 N	80	88	824	402	449	375	320	36	356	165	162	162	80	544	300	250	24	200	254	160	200	4/19	-	70	20	340	12°	162	38	10	41	170



P. Manuel Girona, 2 - 08034 Barcelona -Tlf. 932 80 01 01 - Fax 932 80 64 16
 URL: www.lanasarrate.es e-mail: lanasarrate@lanasarrate.es

PATRICIA DELSO RAGEL
 UNIVERSIDAD DE CADIZ
 CADIZ()

S/Ref: email 22-01-08

N/Ref: 08IS80435

En caso de pedido, rogamos indiquen nuestra referencia

Barcelona, 01 de febrero de 2008

Asunto: PROYECTO FIN DE CARRERA

En contestación a su grata consulta de referencia, les remitimos oferta del equipo interesado.

Item	Cant.	Especificaciones	Importe
A	1	<p>Caudalímetro electromagnético, Isoil</p> <p>Modelo: MS2500-T65A1A1A + ML110-B0A1B1</p> <p>Sensor MS2500 Mínima conductividad del líquido 5 Us/cm Diámetro nominal: DN 65 Material cuerpo: Acero al carbono (pintado RAL6028) Conexión Brida: UNI2223 (DIN2501) PN16 Camisa interior: PTFE Electrodos: 2 AISI 316 Versión: compacta Rango de medición: 0..4,8/0..120 m3/h Temperatura máx. líquido: 150°C Protección del tubo IP68</p> <p>Transmisor tipo ML110 Pantalla retroiluminada de 2 líneas de 16 caracteres Teclado: 3 teclas de membrana Salidas analógicas: 1x 0/4-20/22 mA Salida digitales: 2 contactos open collector (1250 Hz) Lenguaje: castellano, italiano, inglés, francés Caja de Nylon y fibra de vidrio (IP65) Montaje compacto Alimentación: 90-265 Vca, 45/66Hz (opcional 24 Vcc) Exactitud: 0.4% del valor medido. Repetibilidad: ±0.2% (Con detección de tubería vacía Medición bidireccional</p>	1.263,00 €
Importe Unitario:			1.263,00 €

Lana Garrate s.a.
Especificaciones, sensor MS2500

ISOIL
INDUSTRIA



Diametro nominal	- DN 25 + 2000
Material cuerpo	- Acero al carbono pintado - Acero inoxidable AISI 304/316 (opcional)
Presión nominal	- PN 16, PN10, PN40 - Otras bajo pedido
Conexión al proceso	- Bridas: UNI, ANSI, DIN, JIS - Otras bajo pedido
Material bridas	- Acero al carbono - Acero Inoxidable AISI 304 - AISI316 (opt.)
Temperatura líquido	- 0 + 60 °C con revestimiento en PP - -5 + 80 °C con revestimiento en Ebonita - -20°C + 100°C con revestimiento en PTFE versión compacta - -20°C + 150°C con revestimiento en PTFE versión separada
Material revestimiento	- Polipropileno - Ebonita - PTFE - Otros bajo pedido
Material electrodos	- Acero Inox. AISI 316L - Hastelloy B o C - Platino-Rhodio, Tantaló - Otros bajo pedido
Versión/ Clase de protección	- Compacta – IP 67 - Separada (máximo 20m) – IP 68 - Separada (máximo 500m) con pre-amplificador

Lana Sarrate s.a.
Especificaciones, electrónica ML110

ISOIL
INDUSTRIA



Montaje	- Compacto/Pared (máxima distancia del sensor 20 m)
Material	- Nylon + fibra de vidrio
Dimensiones	- 120 X 120 X 55 mm
Clase de protección	- IP 65
Prensa estopas	- Nº 2 PG 11 / Nº 1 PG 16,5
Temperatura ambiente	- 0... +50°C
Display LCD	- 2 X 16 caracteres retroiluminados
Teclado de programación	- 3 teclas tipo membrana
Salida pulsos/frecuencia (pulsos/frecuencia/alarma)	- nº 2 funciones programables 1250 Hz (100mA, 40 Vdc)
Salida corriente	- nº 1 (0/4...20mA – RL 800.)
Rango de medición	- 0,4 a 10 m/s
Data logger	- No
Medición bidireccional	- Sí
Valor de Fondo Escala	- 0,4...10m/s
Función de autodiagnóstico	- Sí
Detección de tubería vacía	- Sí
Separación galvánica	- Todas las entradas y salidas están aisladas galvánicamente de la alimentación
Almacenamiento de datos	- En caso de fallo de corriente los datos quedan almacenados en una EEPROM
Conexión para PC	- Toma para ser programado mediante PC
Función Batch	- No
Certificación CE	- Instrumento certificado CE
Incertidumbre de la medida	- Volumen = $\pm 0,1\%$ v. l. - Salida 4/20 mA = $\pm 0,12\%$ v. l.- - Salida Frecuencia = $\pm 0,12\%$ v. l.
Exactitud (clase)	- 0,8% o 0,4% (opcional)
Repetibilidad	- Mejor del 0,2%
Alimentación	- 90÷265 Vac – 45÷60 Hz; - 10÷83Vdc/15÷45 Vac-45÷66Hz;
Consumo	- 5VA 4VA (AC) / 3 W max (DC)
	Especificaciones sujetas a cambio sin previo aviso.

Lana Sarrate s.a.

P. Manuel Girona, 2
08034 Barcelona
Tlf. 932 80 01 01
Fax 932 80 64 16

URL: www.lanasarrate.es
e-mail: lanasarrate@lanasarrate.es

Sensores de temperatura para los líquidos y gases



Descripción

Los sensores de temperatura del modelo TSA responden rápidamente y funcionan entre -40 y +150°C. Un sensor eléctrico, 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 silicona y caucho de 1,5 m

Aplicación

Los sensores modelo TSA son convenientes para el servicio en todas las aplicaciones donde se requiera monitorear, detectar o regular gases o líquidos: por ejemplo intercambiadores de calor, sistemas de calefacción y ventilación, aire acondicionado y plantas de refrigeración, y así sucesivamente.

Detalles Técnicos

Material

Cuerpo: Latón o acero inoxidable 1.4301
 Sello: Viton
 Cable: 1.5 m silicona-goma-aislado cable

Máx. presión de operación:

Latón: 16 bar
 Acero inoxidable: 25 bar

Temperatura media: -60 a +180°C

Alim. máx. de corriente: 1 mA

Precisión de medida:

Modelo TSA-0...: en 20°C: ± 0.7°C enteramente sobre el rango de medición: ± 2.5°C
 Modelo TSA-1...: categoría B de acuerdo a IEC 751
 Ver termómetros de resistencia para más detalles

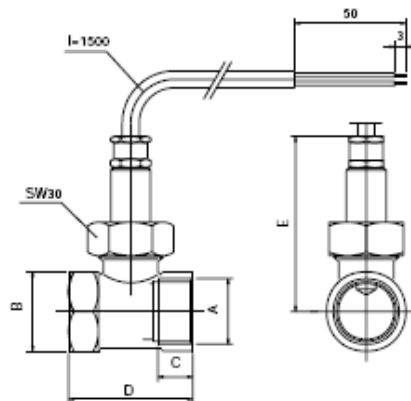
Valores de resistencia dependiente de la temperatura modelo TSA-0...

(con 1 mA máx. alim. de corriente)		(con 1 mA máx. alim. de corriente)	
Temperatura	Resistencia (Ω)	Temperatura	Resistencia (Ω)
-40°C	1584 ± 12 (1.9°C)	+60°C	2314 ± 9 (1.1°C)
-30°C	1649 ± 11 (1.7°C)	+70°C	2397 ± 10 (1.2°C)
-20°C	1715 ± 10 (1.5°C)	+80°C	2482 ± 12 (1.4°C)
-10°C	1784 ± 9 (1.3°C)	+90°C	2569 ± 14 (1.6°C)
0°C	1854 ± 8 (1.1°C)	+100°C	2658 ± 16 (1.8°C)
+10°C	1926 ± 6 (0.8°C)	+110°C	2748 ± 18 (2.0°C)
+20°C	2000 ± 5 (0.7°C)	+120°C	2840 ± 19 (2.0°C)
+30°C	2076 ± 5 (0.7°C)	+130°C	2934 ± 21 (2.2°C)
+40°C	2153 ± 6 (0.8°C)	+140°C	3030 ± 23 (2.4°C)
+50°C	2233 ± 7 (0.9°C)	+150°C	3128 ± 25 (2.5°C)

Características especiales

- Sin compensación en línea para los terminales suministrados requeridos < 20 m.
- Sensibilidad de temperatura lineal
- Buena estabilidad a largo plazo
- Cuerpo endurecido para servicio robusto

Dimensiones



A	B	C	D	E máx.
G 1/4"	SW 27	10	50	77
G 3/8"	SW 27	10	50	77
G 1/2"	SW 27	10	50	77
G 3/4"	SW 32	15	52	78
G 1"	SW 39	15	56	81

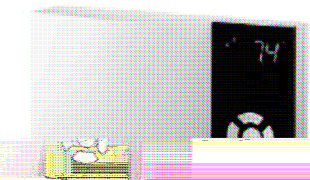
Evaluando sistemas electrónicos para sensores de temperatura

Está disponible un amplio espectro de transmisores para procesar la señal de salida de nuestros sensores de temperatura. Estos transmisores convierten la señal a una corriente de salida proporcional (4-20 mA), a un indicador analógico o digital o contactos límites.

Datos de pedido (Ejemplo: TSA-0105)

Conexión rosca interna	Número de pedido (con sensor NTC)		Número de pedido (con sensor Pt100)	
	Latón	Ac. inox	Latón	Ac. inox
G 1/4	TSA0105	TSA0205	TSA1105	TSA1205
G 3/8	TSA0110	TSA0210	TSA1110	TSA1210
G 1/2	TSA0115	TSA0215	TSA1115	TSA1215
G 3/4	TSA0120	TSA0220	TSA1120	TSA1220
G 1	TSA0125	TSA0225	TSA1125	TSA1225

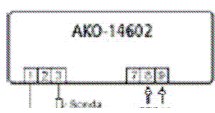
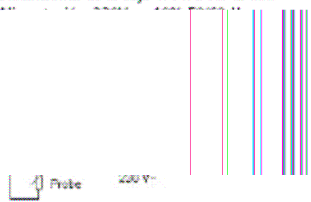
Termómetros Rango de -50°C a +99°C, montaje mural



Sonda NTC o PTC seleccionable por programa.
 Visualizaciones de temperaturas en aplicaciones de frío y calor.
 Permite calibración de sonda, visualización en °C o °F y programación de password para entrar en programación. Taladros de fijación adecuados para caja de empotrar universal.
Aplicación: Frío industrial y comercial, cámaras, naves industriales, etc.

- Con sonda NTC rango de temperatura de -50,0°C a +99,9°C
- Con sonda PTC rango de temperatura de -50,0°C a +150°C
- Visualización 3 Dígitos (°C/°F)
- Resolución 0,1°C
- Precisión ±1 °C
- Dimensiones de la caja 171 x 94 x 42 mm

Alimentación 230V ~ ±10%, 50/60 Hz

2- Datos técnicos

Rango de temperatura según tipo de sonda configurada:

NTC -50,0 °C a 99,9 °C (-58,0 °F a 211 °F)

PTC -50,0 °C a 150 °C (-58,0 °F a 302 °F)

Resolución, ajuste y diferencial: 0,1 ó 1 °C/°F configurable por parámetro P7

Entrada para sonda:

NTC **AKO-149XX**

PTC **AKO-1558XX**

Precisión termométrica: ± 1 °C

Tolerancia de la sonda a 25 °C:

NTC ± 0,4 °C

PTC ± 1,25 °C

Potencia máxima absorbida: 3 VA

Temperatura ambiente de trabajo: 5 °C a 50 °C

Temperatura ambiente de almacenaje: -30 °C a 70 °C

Clasificación dispositivo de control:

de montaje independiente, de característica de funcionamiento automático acción Tipo 1.B, para utilización en situación limpia, soporte lógico (software) clase A y funcionamiento continuo. Grado de contaminación 2 e I UNE-EN 60730-1

Aislamiento doble entre alimentación, circuito secundario y salida relé.

Tensión asignada de impulso: 2500 V

Temperatura del ensayo de bola de presión:

Partes accesibles: 75 °C

Partes que posicionan elementos activos: 125 °C

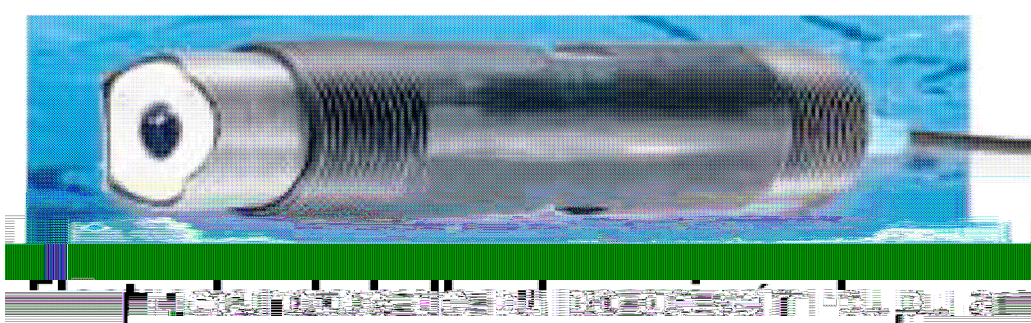
Pruebas de EMC: **AKO-14602**: 207 V, 15 mA

..... **AKO-14610**: 207 V, 17 mA

radiointerferencias: 270 mA

Tensión y corriente declarados por

Corriente Ensayo de supresión de



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 sellado con teflón

Cuerpo: Grafito o Kynar con rosca de tubo en ambos extremos, cable de 3 m
 Elemento ATC: extremos pelados Rango: 0 a 12 pH
 Max temp: 100°C Dimensiones: 15 cm L x 2,5 cm OD Peso: 0,2 kg

Modelo	Tipo de Cuerpo	Unión	Tamaño de la rosca de tubo
WD-35807-10	Grafito	doble unión	3/4" NPT
WD-35807-15	Grafito	doble unión	1" NPT

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.

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: ±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



HOJA TÉCNICA 53164000 Edición 05
www.ako.com


Interruptores de nivel para líquidos corrosivos y temperaturas hasta 125°C

Level switches for corrosive liquids and temperatures up to 125°C

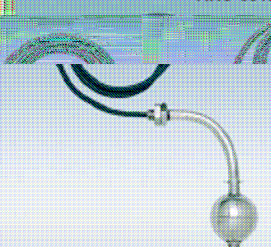


UTILIZACIÓN	APPLICATION
<p>Los interruptores de nivel de la serie AKO-5316, son un sistema sencillo y seguro para el control de tanques, depósitos o recipientes vaciados de depósitos que contengan líquidos hasta 125°C, aunque sean corrosivos, siempre y cuando su agresividad pueda ser resistida por el acero inoxidable AISI 316.</p>	<p>The AKO-5316 series of level switches constitute a simple and fast and secure control system for tanks, reservoirs or receivers which contain liquids of up to 125°C even though these liquids be corrosive, provided that their corrosiveness may be resisted by stainless steel AISI 316.</p>
CARACTERÍSTICAS	FEATURES
<p>Están constituidos por un interruptor de láminas flexibles accionable magnéticamente (relé Reed), situado en el interior de un tubo guía que se conecta a una extensión exterior. 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.</p> <p>Están fabricados en acero inoxidable AISI 316 de elevada resistencia a la corrosión.</p> <p>- Adecuados para temperaturas de hasta 125°C y presiones de trabajo de hasta 40 bar</p> <p>MUY IMPORTANTE Es aconsejable que trabajen activando relés o cargas débiles que no rebasen las indicadas en las especificaciones técnicas.</p>	<p>They are composed of a flexible laminated material switch magnetically activated (Reed relay), situated in the interior of the float guiding tube, which is connected to an external cable extension. The Reed relay is actuated by a magnet situated inside the float, which moves along the float guiding tube according to the level of liquid.</p> <p>They are made of stainless steel AISI 316 which has a high resistance against corrosion.</p> <p>- They are suitable for temperatures of up to 125°C and operating pressures of up to 40 bar.</p> <p>IMPORTANT It is advisable to work through relays and not surpass the loads indicated in the technical specifications. Upon this lies their</p>


AKO-53165




AKO-53166

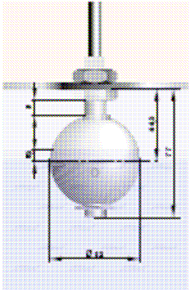


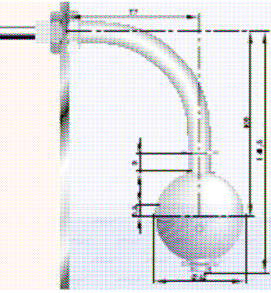
AKO-53161

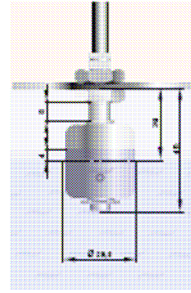


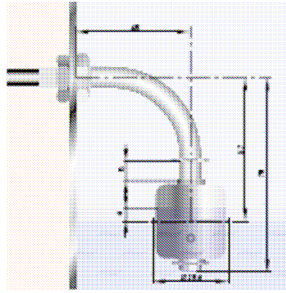
AKO-53162











www.ako.com



5319H051 Ed.02 (E)



Medida y control de nivel por ultrasonidos para AKO-53190



1- UTILIZACIÓN

regulación de nivel de líquido en un depósito. El aparato detecta la distancia entre la superficie del líquido y su sensor ultrasónico, activando un relé cuando sube de un máximo programado, y desactiva dicho relé cuando el nivel baja de un mínimo también programado. La salida analógica proporciona un valor de nivel relativo a dichos puntos.

2- CARACTERÍSTICAS

El aparato consta de un transductor integrado para emitir y recibir pulsos ultrasónicos, una sonda de temperatura, un procesador digital para efectuar el control, un relé conmutado y una salida analógica de 4-20 mA. La salida analógica 4-20 mA del AKO-53190 puede conectarse a la entrada 4-20 mA de un regulador AKO-14532. Ello, permite medir el nivel del líquido de forma continua y permanente, vendrá indicado numéricamente en la pantalla del regulador AKO-14532.

3- FUNCIONAMIENTO

El transductor integrado emite un pulso de ultrasonidos y espera a recibir el eco reflejado por la superficie del elemento a medir. Según el tiempo que tarda en recibirse este eco, y la temperatura del aire, se sabe a que distancia se encuentra la superficie que devuelve el eco. Comparando esta distancia con las programadas, activa o desactiva el relé según se encuentre por encima del máximo o por debajo del mínimo respectivamente. Además, la salida 4-20 mA devuelve un valor entre mínimo (4 mA) y el máximo (20 mA).

4- ESPECIFICACIONES TÉCNICAS

Rango de Medida	0,65 a 10 m para líquidos.
Frecuencia del transductor	41 ± 1 KHz.
Tiempo de Respuesta	1 min
Temperatura de Trabajo	0 a 50°C
Temperatura de Almacenamiento	-30 a 85°C
Precisión	3% del fondo de escala
Resolución	5 mm
Salida 4-20 mA	Activa. No necesita alimentación externa.
Salida relé	Tipo 1 contacto conmutado 2 A (min 5mA), 250V~ Cos φ= 0.6
Programación	Mediante dos teclas y dos LED's
Montaje	Rosca Gas BSP 1/4" x30 mm
Alimentación	230 V~ ±10 % In=21 mA~, 3VA
Grado de protección	IP66 (con cable entre 8 y 13 mm de diámetro)
Capacidad de los bornes	Cable flexible de hasta 1,5 mm ² de sección.
Salida cables	2x8...13 mm diámetro.
Materiales	ABS reforzado (caja)/Aluminio natural (sensor)
Grado de Inflamabilidad	V0 (UL-94)
Categoría de sobretensión	Clase II según CEI664
Peso	0,530 Kg.

5- INSTRUCCIONES

La instalación y el mantenimiento de este equipo debe realizarse por personal cualificado y siguiendo estas instrucciones.

5.1 Instalación y montaje:

Montar y sujetar el controlador de nivel en la parte alta del depósito utilizando la tapa del mismo o un soporte adecuado teniendo en cuenta las siguientes recomendaciones:

- El eje de la parte roscada debe ser perpendicular a la superficie del nivel a detectar.

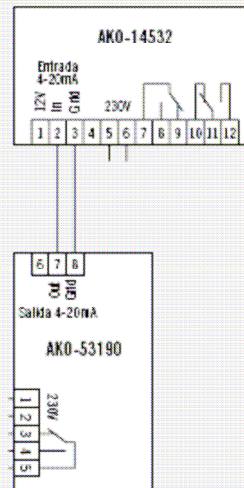
- No debe existir ningún objeto entre el equipo y la superficie a detectar. Debe situarse entre la mitad del radio del depósito y un cuarto del mismo respecto a la pared lateral.
- Respetar las distancias mínimas del sensor con el centro y con la pared lateral del depósito.
- Procurar siempre montarlo lo más alejado posible del centro del depósito.
- La distancia entre el equipo y el nivel superior debe ser como mínimo de 0,65 m.
- La distancia entre el equipo y el nivel inferior debe ser como máximo 10 m.

Distancias mínimas del sensor con el centro y el lateral en función de la distancia máxima al líquido

Dist.máx. al líquido en m	0,65	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0	6,0	7,0	8,0	9,0	10,0
Dist. mín. al centro y lateral en m	0,50	0,55	0,60	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00

5.2 Conexionado

Abrir la tapa y proceder al conexionado de la alimentación, relé y salida 4-20mA (si procede) según se indica en la figura.



La salida 4-20 mA es a dos hilos y activa, por lo cual no necesita ninguna alimentación externa. El borne positivo se encuentra en dos posiciones de la regleta, siendo indistinto en cual de los dos se conecte. La resistencia de carga del regulador más la de los conductores de interconexión debe ser inferior a 250 Ohms. Si se utiliza el regulador AKO-14532 para visualizar numéricamente el nivel, la longitud máxima de interconexión entre los equipos es de 500 m con conductores de 0,5 mm².

Los cables de interconexión NUNCA deben instalarse en una conducción junto con cables de potencia, control o alimentación.

Para la interconexión de un controlador AKO-53190 con un regulador AKO-14532, debe respetarse el esquema de la figura. Al ser una salida activa, la corriente sale por el borne positivo del controlador y entra por el borne negativo.

El circuito de alimentación debe estar provisto de un interruptor para su desconexión de 2 A, 230 V, situado cerca del aparato. El cable de alimentación será del tipo H05VV-F 2x0,75 mm² a H05V-K 0,75 mm². Los cables para el conexionado del contacto del relé, deberán tener una sección de entre 1 y 1,5 mm².



5.3 Programación

Programar el equipo para introducirle los límites de actuación:

- Alimentar el equipo.
- Mantener pulsadas las dos teclas de programación hasta que los dos LED's parpadeen.
- Mantener el equipo apuntando a una superficie reflejante (como una pared, suelo, el nivel a medir, etc.) situada a la distancia a la cual se va a situar el

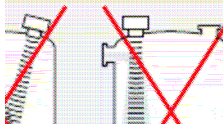
de actuación.
Debe ser inferior a 10 cm por minuto.
Pulsar el punto de conmutación del relé,

de actuación.

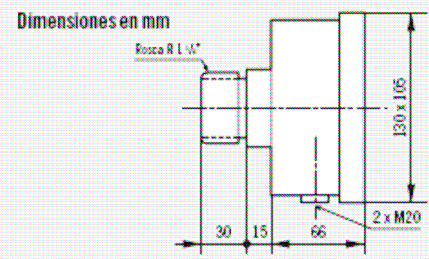
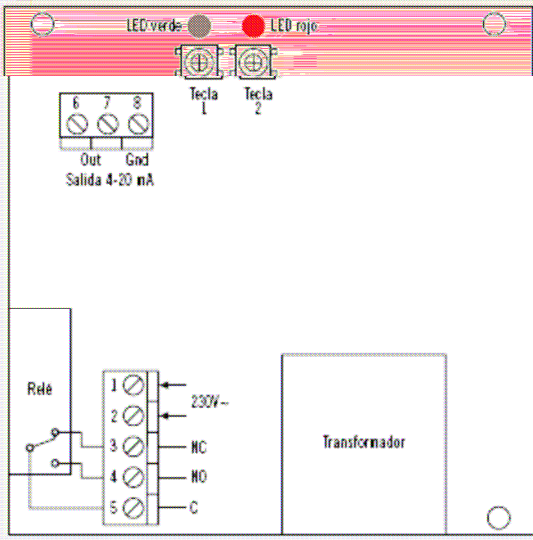
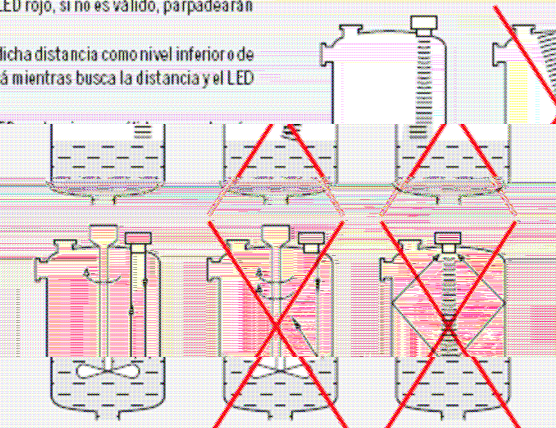
- Pulsar brevemente la tecla 2 para fijar dicha distancia como nivel superior o de entrada del relé. El LED rojo se iluminará mientras busca la distancia y el LED verde se apaga.
- Si el eco es válido, parpadeará sólo el LED rojo, si no es válido, parpadearán ambos.
- Pulsar brevemente la tecla 1 para fijar dicha distancia como nivel inferior o de salida del relé. El LED verde se iluminará mientras busca la distancia y el LED rojo se apaga.

de actuación.

- La velocidad de llenado / vaciado de
Velocidades mayores pueden hacer va
debido al retardo de actuación.



- Si el eco es válido, parpadeará sólo el LED verde, si no es válido, parpadearán ambos.
- Para salir de la programación sin validar la misma, pulsar brevemente ambas teclas.
- Para memorizar la programación mantener pulsadas las dos teclas más de 4 segundos.



7- MANTENIMIENTO

El equipo AKO-53190 normalmente no necesita mantenimiento, únicamente cuando se limpia el depósito, se recomienda verificar que el sensor de aluminio no se ha deteriorado ni esté sucio. Limpie la superficie del controlador/sensor con un paño suave, agua y jabón. No utilice detergentes abrasivos, gasolina, alcohol o disolventes.

Ficha Técnica
SS/C355-EL_8

Controlador de Procesos Avanzados 1/4 DIN

C355

■ **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



Amplias capacidades de entrada/salida

- tres entradas analógicas, dos salidas analógicas, hasta cuatro relés y cuatro entradas digitales más MODEBUS 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

compartimento pequeño,
formato 1/4 DIN

■ **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

- **Protección del panel frontal IP66/NEMA4X**
- confiabilidad en los entornos más adversos

- **Perfil de rampa/meseta**



Controlador de Procesos Avanzados 1/4 DIN
C355

SS/C355-EL_8

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 IP66/NEMA4X

Operación

Pantalla

1 x 4 dígitos, 14mm LED (rojo) – variable del proceso
1 x 4 dígitos 6mmLED (verde) – punto de ajuste
1 x 3 dígitos 6mmLED (amarillo) – salida
1 x gráfico de barras de desviación de 21 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

Corriente 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	8
Tipos	Proceso alto/bajo, Salida alta/baja, Desviación alta/baja
Histéresis	Nivel y tiempo *
Habilitar/inhabilitar alarma	Habilitar/inhabilitar alarmas mediante señal digital

Alarmas en tiempo real *

Cantidad	2
Programable	Hora/día y duración

* Se accede a través del software de configuración

Entradas Analógicas

Entradas de proceso universal

Cantidad

2 estándar

Tipo

Configurables universalmente para brindar:

Termocupla (THC)
Termoresistencia (RTD)
mV
Voltios
mA
Resistencia

Entrada de proceso no universal

Cantidad

1 estándar

Tipos

mV (solamente termocupla sólo si I/P 1 también es termocupla)
mA

Controlador de Procesos Avanzados 1/4 DIN
 C355

SS/C355-EL_8

Entradas Analógicas – Comunes
Funciones de linealización
Termocoplas (THC) tipos B, E, J, K, L, N, R, S, T, PT100, $\sqrt{2}$, $\sqrt{2}$
Impedancia de entrada
mA 100 Ω mV, V 10M Ω
Protección de sensor abierto

Programable para operar escala hacia arriba o hacia abajo

Intervalo de la muestra

125ms (1 entrada)

Filtro digital

Programable

Compensación por junta fría

CJC automática incorporada como estándar

Cambio de estabilidad de 0,05°C/°C en la temperatura ambiente

Protección de entrada
Rechazo de modo común >120dB a 50/60Hz con 300 Ω de resistencia de desequilibrio

Rechazo en modo serie > 60dB a 50/60Hz

Fuente de alimentación del transmisor

Tensión 24Vc.c. nominal

Unidad Hasta 60mA, (3 bucles)

EMC
Emisiones e Inmunidad

Cumple los requerimientos IEC 61326 para un Entorno Industrial

Normas de diseño y fabricación

CSA/UL Seguridad general

Satisface los requerimientos de –
CAN/CSA C22.2 No. 1010.1-1-92 Standard
CAN/CSA C22.2 No. 1010.1-B97
UL Standard 3121-1

FM Seguridad general Pendiente

Salidas
Salidas de control/retransmisión

Cantidad 2 estándar

Tipo 1 x programable como salida analógica o lógica (digital)

1 x sólo analógica

Aislamiento Con aislamiento galvánico del resto del bucle

Rango analógico 0 y 20mA (programable),
máxima 750 Ω
precisión 0,25%

Tensión digital 17V @ 20mA

Salidas de relé

Cantidad 2 estándar

Tipo SPST, con un valor de 5A a 115/230V c.a.

Entradas Digitales

Cantidad 2 estándar

Tipo Libre de tensión

Pulsos mínimos 200ms

Características Avanzadas
Bloques matemáticos *

Cantidad 4

Operadores +, -, x, /, Promedio, Máximo, Mínimo, Selección Alta, Selección Baja, Selección Media, Humedad relativa Multiplexor de entrada (seleccionado en forma digital)

Temporizadores de retardo *

Cantidad 2

Retardo y duración programables en segundos

Ecuaciones lógicas *

Cantidad 6

Elementos 15 por ecuación

Operadores OR, AND, NOR, NAND, NOT, EXOR

Linealizadores adaptados *

Cantidad 2

Puntos de corte 15 por linealizador

* Se accede a través del software de configuración

Controlador de Procesos Avanzados 1/4 DIN
 C355

SS/C355-EL_8

Opciones
Salidas de relé

Cantidad 2

Tipo SPST, con un valor de 5A a 115/230V ca

Entradas digitales

Cantidad 2

Tipo Libre de tensión

Pulsos mínimos 200ms

Comunicación en serie

Conexiones RS485, 2 ó 4 hilos

Protocolo RTU MODBUS

Aislamiento Con aislamiento galvánico del resto del bucle

Características ambientales
Límites operativos

0 a 55°C

5 a 95%HR (no condensada)

Estabilidad de la temperatura
<0,02%/°C o 2 μ V/°CDesviación a largo plazo <0,02% de lectura o 20 μ V
anualmente
Panel frontal

NEMA4X (IP65)

OAKTON® 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!

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: 1/2 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 1/2 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.

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.

Field Function Control: Use with optional features to monitor and control process variables.

• 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 0-20V-20 mA, 600 Ω max load

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)

Mounting: 10SA front 3/8" DIN size

Hysteresis: (dead band) 0.1 to 1.0 pH, 10 to 100 mV, or 1 to 10%

Relay delay: selectable 0 to 2000 seconds

programmable controller

Dimensions:

Unit only: 3½" W x 3½" H x 6¼" D (9.5 x 9.5 x 17.5 cm);

Boxed: 6¼" W x 6¼" H x 9¼" D (16.5 x 16.5 x 23.5 cm)

g)

Input Impedance: 10¹² MΩ

Electrical Isolation: yes, galvanically

Panel cut-out: 3½" W x 3½" H (9.2 x 9.2 cm)

Weight: Unit only 1.5 lbs (0.7 kg); Boxed 2.5 lbs (1.2 kg)

REGULADOR R 2100

1" y DN 25

La principal característica de los reguladores de acción directa, con ajuste por muelle de la serie R 2100 y con obturador de efecto compensado, es la estabilidad de la presión de salida ante variaciones fuertes de la presión de entrada y una relación caudal/tamaño muy elevada, ofreciendo grandes caudales de gas.

Aplicaciones típicas son en armarios de regulación de fincas plurifamiliares, locales comerciales o en las líneas de distribución en las industrias donde consuman gas. Pueden trabajar con gas natural, gas manufacturado, propano, butano, biogas, aire y otros gases que no tengan un alto contenido en benzol.

Viene dotado de un dispositivo antibombeo para evitar oscilaciones.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

Pe. Max.:	6 bar
Psal.:	20 a 350 mbar
Conexión	
- roscada:	1" BSP, hembra
- bridas locas:	DN 25 PN 16/25
Posición montaje:	Según fotografía ± 90°
Temperatura empleo:	-10° a + 50 °C



Materiales

Cuerpo:	Fundido esferoidal
Cuerpo regulación:	Aluminio inyectado
Obus:	Latón extruido
Obturador:	Latón vulcanizado
Membranas:	Nitrílicas teidas
Juntas:	Nitrílicas
Cuerpo bloqueo:	Aluminio inyectado



La toma de presión de regulación, la realiza internamente, por lo que no precisa toma de impulsos externa.

Válvula de seguridad

Este regulador, puede venir dotado de válvula de seguridad por mínima y/o máxima presión montada en la parte inferior del regulador, tomando la denominación de 00/S (BP ó MP). La toma de la válvula de seguridad, la realiza internamente, por lo que tampoco necesita toma de impulsos externa.

La
tor

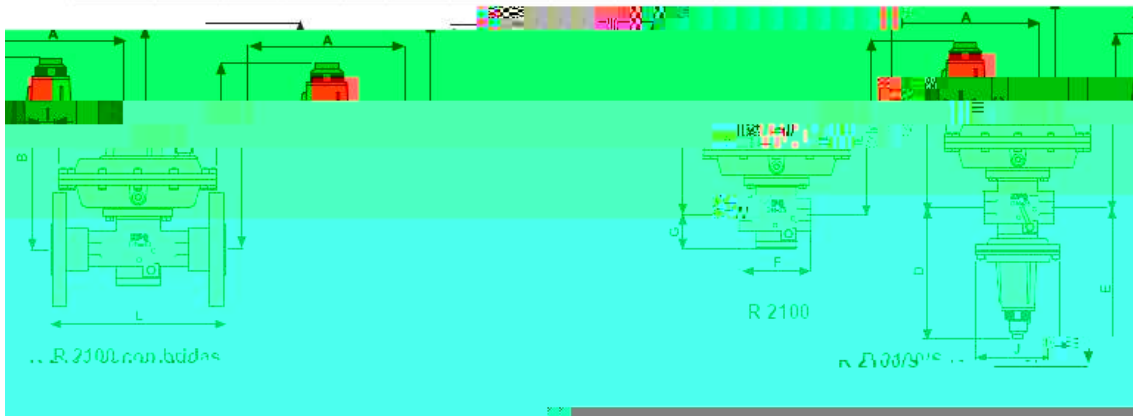
Vá
El
pre
R2
po

REGULADOR R 2100 - R 2100/S


Código	Artículo	Peso
RI.ROC.2.500.BP	Regulador R 2100 BP Pres. salida 20 a 100 mbar	5,0 kg
RI.ROC.2.500.MP	Regulador R 2100 MP Pres. salida 80 a 350 mbar	5,0 kg
RI.ROC.2.510.BP	Regulador R 2100/S BP Pres. salida 20 a 100 mbar	5,2 kg
RI.ROC.2.510.MP	Regulador R 2100/S MP Pres. salida 80 a 350 mbar	5,2 kg
Bridas locas (Ver hoja catálogo APQ CAP. 9)		


DIMENSIONES en mm

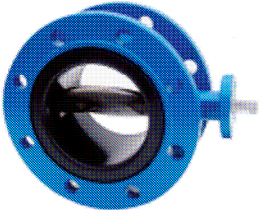
Modelo Regulador	Conexión Entrada/Salida	Ø	B	C	D	E	F	G	I	J	L
R 2100	1"	210	238	420	-	-	104	57	1/4"G	-	192
R 2100/S	1"	210	238	420	195	250	104	-	1/4"G	120	192



Modelo	Descripción	Código	DN mm.	PN bar	Precio unitario euros
--------	-------------	--------	--------	--------	-----------------------

26/35 Recomendada para aguas residuales 	VÁLVULA DE COMPUERTA DE ASIENTO ELÁSTICO, UNIÓN POR BRIDAS, DIN 3202/1, F4 (CUELLO CORTO), GGG-50, PN 16 REVESTIMIENTO CERÁMICO INTERIOR Y EJE DE ACERO INOXIDABLE AISI 316L	2605035016	50		143 e
		2606535016	65		192 e
		2608035016	80		198 e
		2610035016	100		242 e
		2612535016	125		386 e
		2615035016	150		402 e
		2620035006	200	PN 10	653 e
		2620035016	200*	PN 16	653 e
		2625035006	250*	PN 10	1.162 e
		2625035016	250*	PN 16	1.162 e
2630035006	300*	PN 10	1.695 e		
2630035016	300*	PN 16	1.695 e		

Modelo	Descripción	Código	DN mm.	Diam. ext. mm.	Precio unitario euros
Serie 741/20 (PN25) 	VÁLVULA DE RETENCIÓN DE CLAPETA PARTIDA SERIE CF SEGÚN DIN3202 K3 • Cuerpo: acero inoxidable CF8M • Clapetas: acero inoxidable CF8M	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
		**SUMINISTRO BAJO PEDIDO			

Modelo	Descripción	Código	DN mm.	PN bar	Precio unitario euros
Serie 75/40 	VÁLVULA DE MARIPOSA, IMBRIDADA SEGÚN ISO 5752 SERIE BASICA 13. EJE LIBRE • CUERPO DE FUNDICIÓN GRIS GG-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	7505040104X119	50	10/16	212 e
		7506540104X119	65	10/16	224 e
		7508040104X119	80	10/16	226 e
		7510040104X119	100	10/16	259 e
		7512540104X119	125	10/16	294 e
		7515040104X119	150	10/16	385 e
		7520040104X119	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		

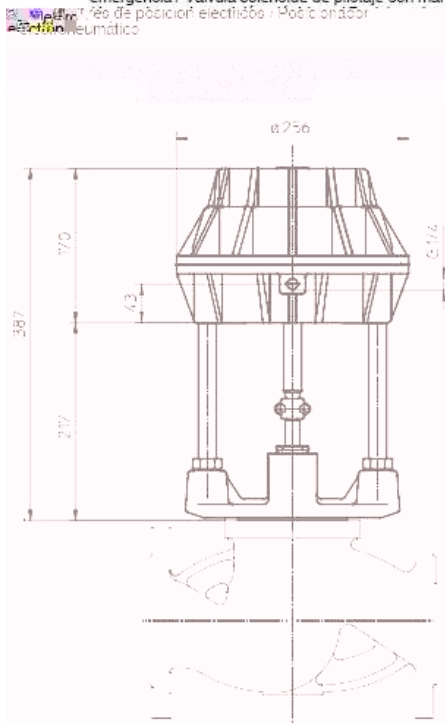
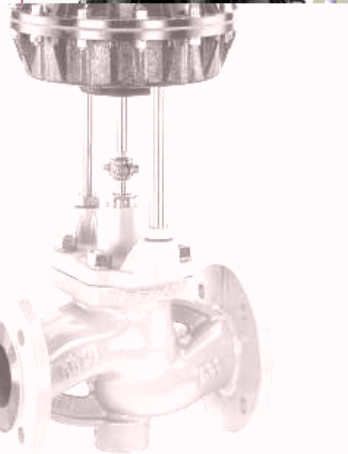
GEMÜ®
Válvula de globo, cuerpo metálico

Construcción

La válvula de 2 vías GEMÜ 520, accionada externamente, dispone de un actuador con membrana de bajo mantenimiento, que se puede direccionar con medios neutros gaseosos. El bloqueo en el asiento de válvula se efectúa mediante un disco dispuesto de forma móvil en el husillo de la válvula. El husillo de la válvula está sellado con una prensaestopa auto-regulable que permite un bajo mantenimiento y larga vida útil incluso después de largos períodos en servicio. Un anillo de limpieza instalado delante de la prensaestopa protege el sellado contra contaminación y daños.

Ventajas

- o Gran rendimiento total
- o Apto para elevadas temperaturas y presiones de trabajo
- o Gran surtido de accesorios tales como Limitador de carrera / Indicación visual / Mando manual de emergencia / Válvula solenoide de pilotaje con mando manual
- o Modo de pilotaje eléctrico / Modo de pilotaje neumático



GEMÜ® 520

Datos técnicos

Fluido	
Medios neutros o agresivos, gaseosos o líquidos, que no incidan negativamente en las propiedades mecánicas y químicas del cuerpo y sello.	
Temperatura máxima del fluido	180° C (estandar)
Viscosidad máxima del fluido	600 mm ² /s
Otras versiones para temperaturas y viscosidades superiores bajo demanda	

Fluido de mando	
Gases neutros	
Presión de control máx.	7 bar
Temperatura máxima permitida del fluido de mando:	80° C

Volumen de llenado (función de mando 1)	
Tamaño del actuador 3, 5, 7	2,5 NI
Tamaño del actuador 4, 6, 8	6,8 NI

Datos de pedido

Forma del cuerpo	Código
Paso recto	D

Junta del asiento	Código
PTFE	5
Acero (anillo de asiento / disco)	10

Material del cuerpo de la válvula	cód.
EN-GJL-250 GG 25 fundición gris	8
GP 240 H GS-C 25 fundición acero	11

Tamaño del actuador	cód.
Actuadores 3 - 8	(véase tabla pág. 2)

Kunkle Safety and Relief Products

Model 900



Models 910, 911, 916, 917, 920, 921 and 927 – ASME Section VIII, Air/Gas/Steam/Liquid, 'UV' National Board Certified. Also available for Vacuum Service. PED Certified for Non-Hazardous Gas.

Features

- Available with soft seats.
- Threaded cap standard (back pressure tight). Maximum back pressure 50 psig [3.4 barg].
- Hex on valve nozzle provides for easy installation.
- Single control ring offers easy adjustability.
- Pivoting disc design offers exceptional seat alignment.
- Guide to nozzle ratio reduces friction.
- Valve bodies are heavy duty casting.
- Full nozzle design for optimum flow performance.
- Threaded side outlet for piped off discharge to eliminate fugitive emissions.

Model Descriptions

Model 910: CS body and bonnet with SS trim.

Model 911: All SS construction.

Model 916: Same as Model 910 except resilient seat/seals. Superior 'leak-free' performance.

Model 917: Same as Model 911 except resilient seat/seals. Superior 'leak-free' performance.

Model 920: Steel body and bonnet with screwed cap and stainless steel spring for organic fluid vaporizers (ASME Section I - 'V' Special Use or application). 800 psig [55.2 barg] maximum set pressure.

Model 921: Steel body and bonnet with plain lift lever and stainless steel spring for forced flow steam generators (ASME Section I - 'V' Special Use or application). 800 psig [55.2 barg] maximum set pressure.

Model 927: Steel body and bonnet with packed lift lever and SS spring for high temperature/pressure hot water boilers (ASME Section I - 'V' Special Use or application). 800 psig [55.2 barg] maximum set pressure.



Applications

- Air/gas compressors, intercoolers, aftercoolers.
- Liquid filled pressure vessels/systems, ASME Section VIII (UV).
- Overpressure relief and protection of pumps, tanks, lines and hydraulic systems.
- Process relief or pressure regulation.
- Air/gas separators, intercoolers, aftercoolers, and equipment.
- Pressure vessels - containing gas, air, liquid or steam, including tanks and receivers.
- Oil/gas separators.
- Process and industrial corrosive applications.



Total Flow Control Solutions™

Kunkle is either a trademark or registered trademark of Tyco International Services AG or its affiliates in the United States and/or other countries. All other brand names, product names, or trademarks belong to their respective holders.

Copyright © 2005 Tyco Flow Control. All rights reserved.

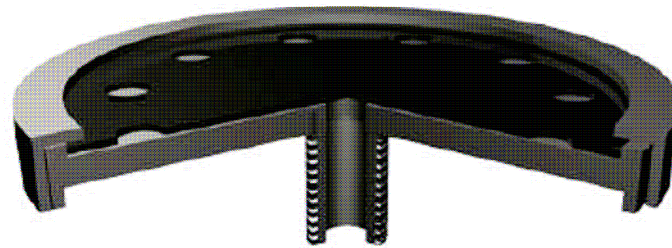
KUKMC-9292-US-0506

Capacities - Models 910, 911, 912, 913, 916, 917, 918 and 919

Non-code and ASME Section VIII Air (English, SCFM) - Flow Coefficient = 0.878						
Set Pressure (psig)	Orifice Area, in ²					
	D (0.1213)	E (0.2157)	F (0.3369)	G (0.553)	H (0.864)	J (1.415)
3	28	50	77	127	198	325
4	32	57	89	146	228	374
5	36	64	99	163	255	417
6	39	70	109	178	278	456
7	42	75	117	192	300	491
8	45	80	125	205	320	524
9	48	85	132	217	338	554
10	50	89	139	228	356	583
11	52	93	145	238	372	610
12	54	97	151	248	388	635
13	57	101	157	258	403	660
14	59	104	163	267	417	683
15	64	114	177	291	455	745
25	83	148	232	380	594	972
35	104	185	288	474	740	1212
45	125	223	348	571	893	1462
55	147	261	408	669	1046	1713
65	168	299	467	767	1199	1963
75	190	337	527	865	1352	2214
85	211	376	587	963	1505	2464
95	233	414	646	1061	1658	2715
100	243	433	676	1110	1734	2840
125	297	528	825	1355	2116	3466
150	351	624	974	1599	2499	4093
175	405	719	1124	1844	2881	4719
200	458	815	1273	2089	3264	5345
225	512	910	1422	2334	3646	5971
250	566	1006	1571	2578	4029	6598
275	619	1101	1720	2823	4411	7224
300	673	1197	1869	3068	4793	7850
325	727	1292	2018	3313	5176	8477
350	780	1388	2167	3558	5558	9103
375	834	1483	2316	3802	5941	9729
400	888	1579	2466	4047	6323	10355
425	941	1674	2615	4292	6705	10982

PermaCap5™ Diffusers

PermaCap5 Flexible Membrane Coarse Diffuser Specifications



PermaCap diffusers have the following characteristics:

- Base and ring are constructed of ABS.
- Base unit connection is 3/4-inch or 3/8-inch male NPT.
- Standard diffuser membranes are EPDM.
- Larger 5-inch diameter for maximum air distribution

PermaCap5 Flexible Membrane Coarse Diffuser Pricing

Stock	Part	Model	Peak Airflow		Design Airflow		Diffuser Diameter		Unit List	
			scfm	sm ³ /hr	scfm	sm ³ /hr	inches	mm		
X	00137	PermaCap Coarse 3/4"	20	34	3-15	5-26	5	127		\$7.00
X	00732	PermaCap Coarse 3/8"	15	26	3-10	5-17	5	127		\$7.00
X	00555	PermaCap Medium 3/4"	12	20	2-8	3-14	5	127		\$7.00
X	00831	PermaCap Medium 3/8"	9	15	2-6	3-10	5	127		\$7.00

PermaCap 5 diffuser may be operated over a wide range of airflows and requires minimum maintenance for long-term performance. The integral check valve eliminates the intrusion of water and solids into the air piping during normal on/off operations.

The PermaCap 5 diffuser requires a check valve under

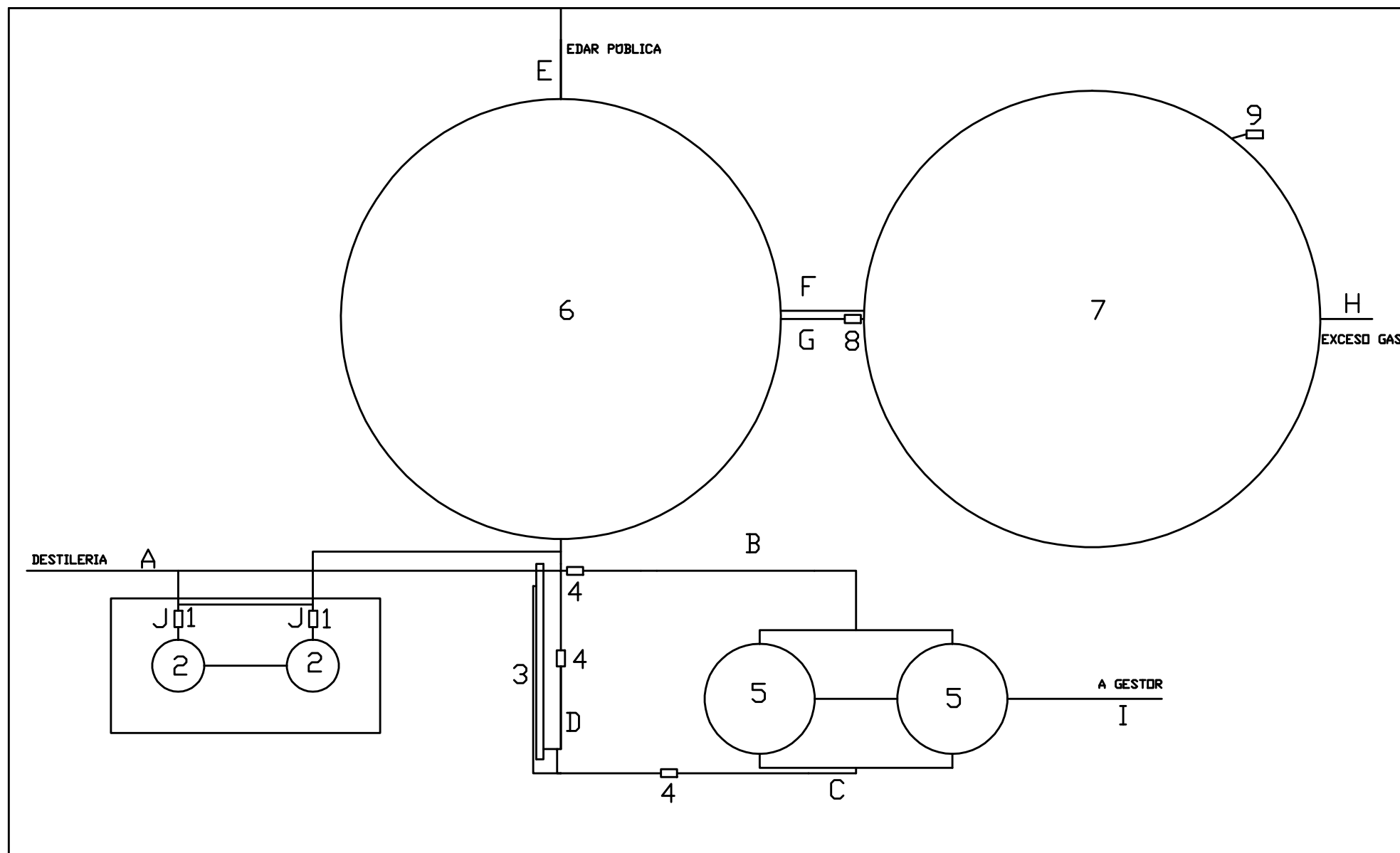
PermaCap 5 units are available with either 3/8-inch diameter NPT (male) or 3/4-inch diameter NPT (male) threaded inlet to allow quick and simple installation into threaded pipe applications. 3/4-inch units can be mounted using the Universal Diffuser Mount (see "Specialty Pipe Diffuser Items").

PermaCap 5 units are available with either 3/8-inch or 3/4-inch diameter NPT (male) threaded inlet to allow quick and simple installation into threaded pipe applications.

Units are particularly suited for drop pipe installation in package treatment plants and channel aeration. Units are suitable for mounting on either the top or bottom of the air distribution piping.

DOCUMENTO N° 2:

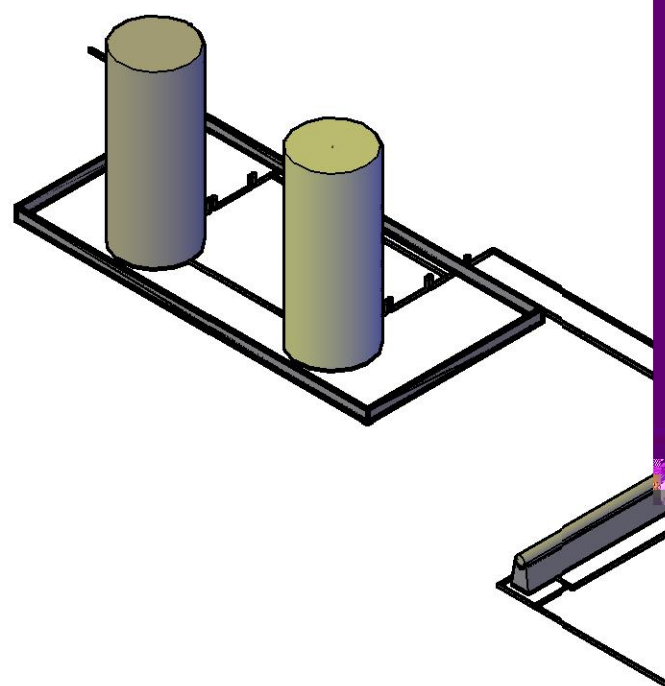
PLANOS



FLUJO DEL PROCESO	
A	VINAZAS DESTILERIA - INTERCAMBIADOR DE CALOR
B	VINAZAS INTERCAMBIADOR DE CALOR - DECANTADORES
C	VINAZAS DECANTADORES - INTERCAMBIADOR DE CALOR
D	VINAZAS INTERCAMBIADOR CALOR - DIGESTOR ANAEROBIO
E	VINAZAS DIGESTOR ANAEROBIO - EDAR
F	BIOGAS DIGESTOR ANAEROBIO - GASÓMETRO
G	BIOGAS GASÓMETRO - DIGESTOR ANAEROBIO
H	BIOGAS GASÓMETRO - EXCESO
I	LDDOS DECANTADORES - GESTOR
J	HIDRÓXIDO SÓDICO DEPÓSITO - PUNTO INYECCIÓN

LISTADO DE EQUIPOS	
1	BOMBA DOSIFICADORA
2	DEPÓSITO DE HIDRÓXIDO SÓDICO DILUIDO
3	INTERCAMBIADOR DE CALOR
4	BOMBA CENTRÍFUGA
5	DECANTADOR
6	DIGESTOR ANAEROBIO
7	GASÓMETRO
8	SOPLANTE
9	SOPLANTE DE APOYO

FECHA	28/01/08	DISEÑO DE UN SISTEMA DE DEPURACIÓN DE VINAZAS DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS
AUTOR:	PATRICIA DELSO RAGEL		INGENIERO QUÍMICO
ESCALA	1:90	DISPOSICIÓN GENERAL DE LA PLANTA	PLANO Nº 1/7



FECHA
28/01/08

DISEÑO DE UN SISTEMA DE DEPURACIÓN
DE VINAZAS DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR
MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ
FACULTAD DE CIENCIAS

AUTOR:

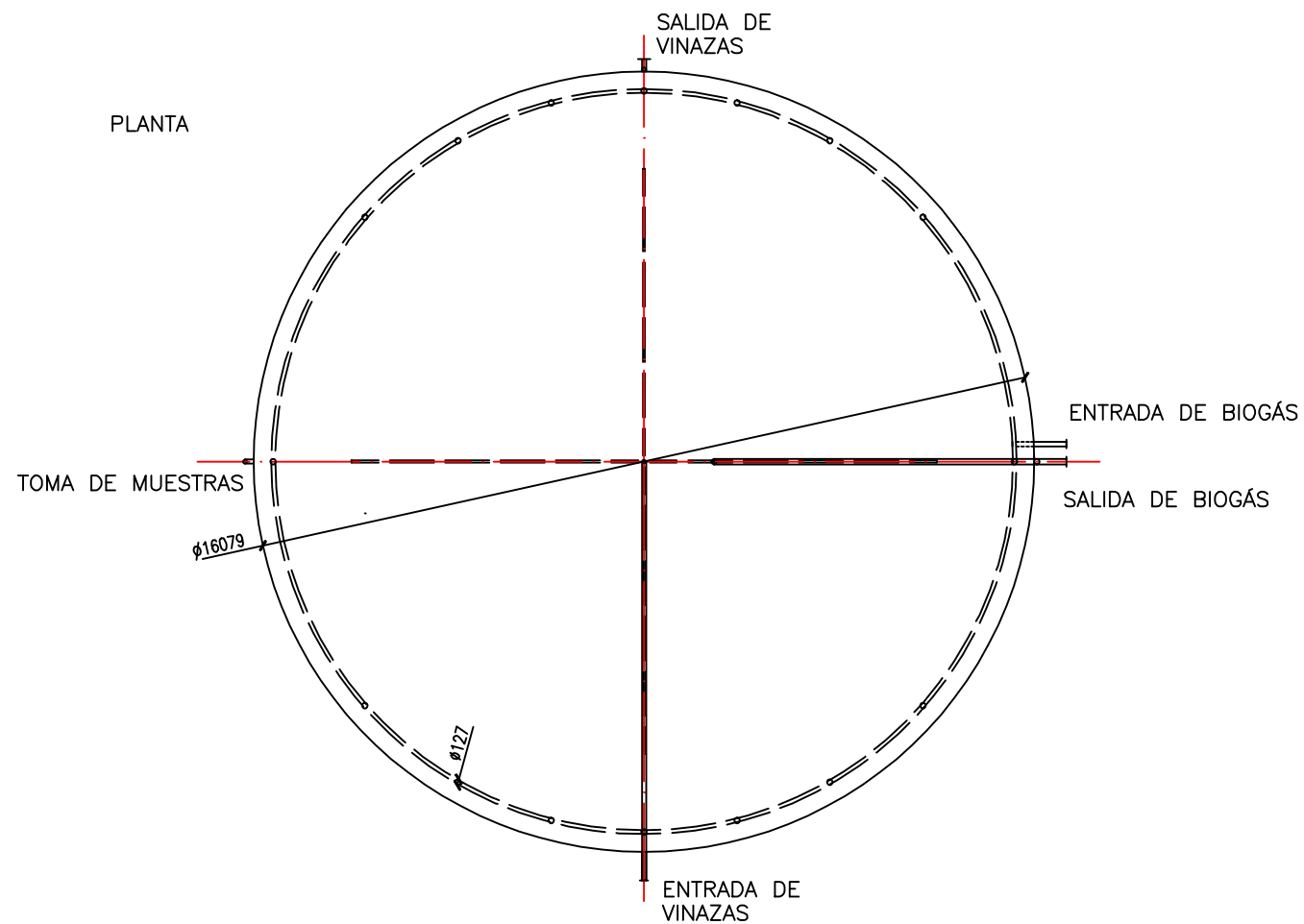
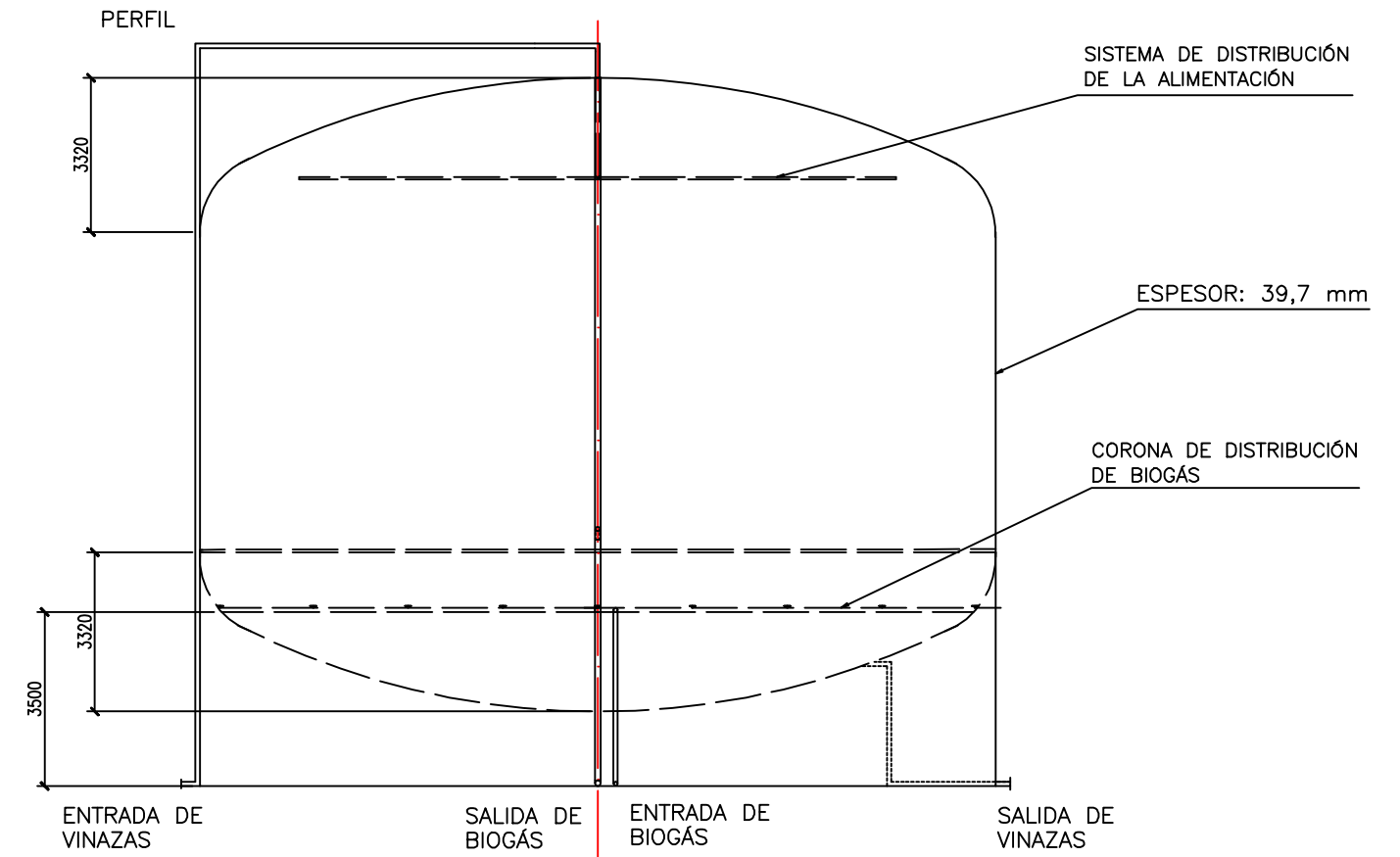
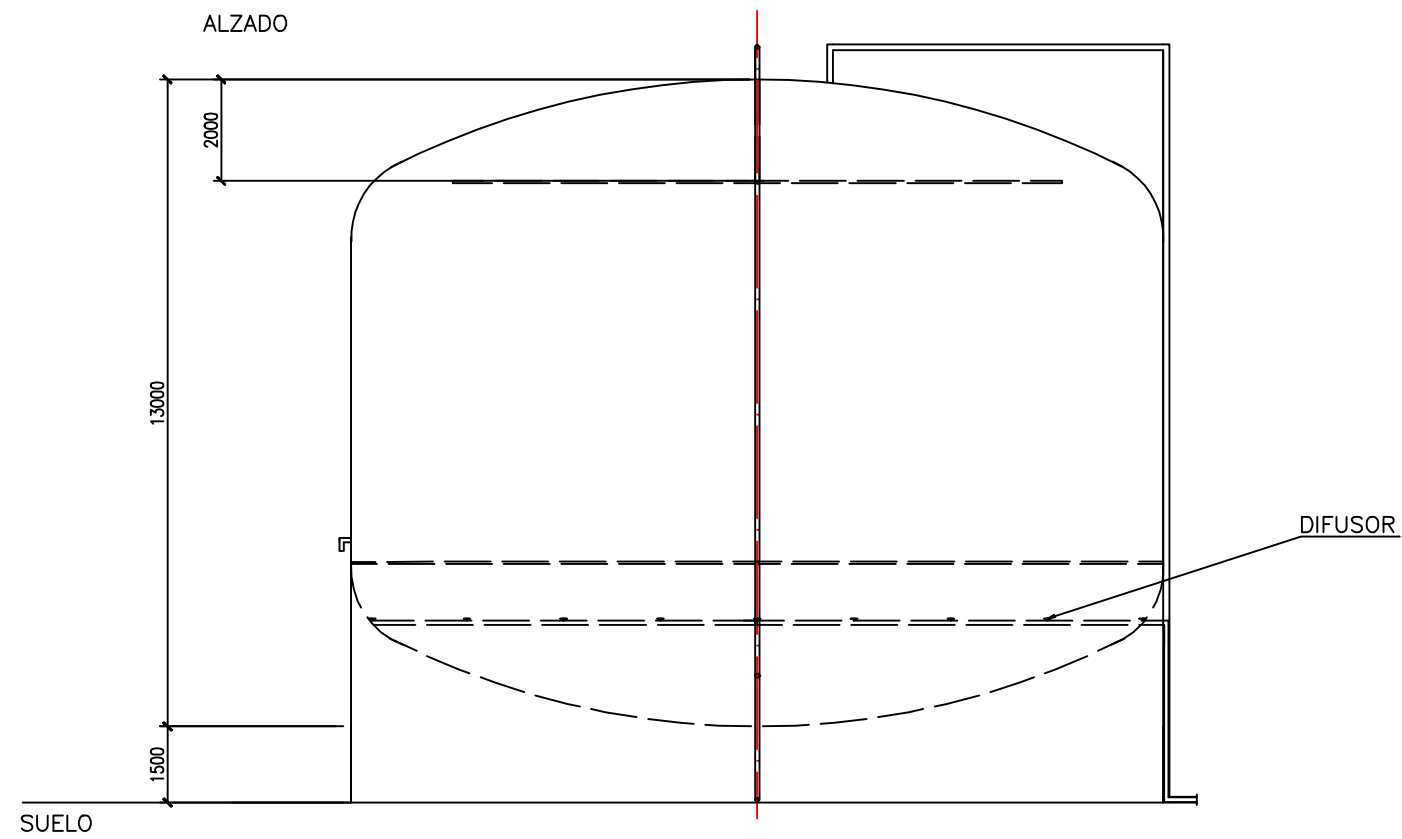
PATRICIA DELSO RAGEL

INGENIERO QUÍMICO

ESCALA
1:200

ISOMÉTRICA DE LA PLANTA

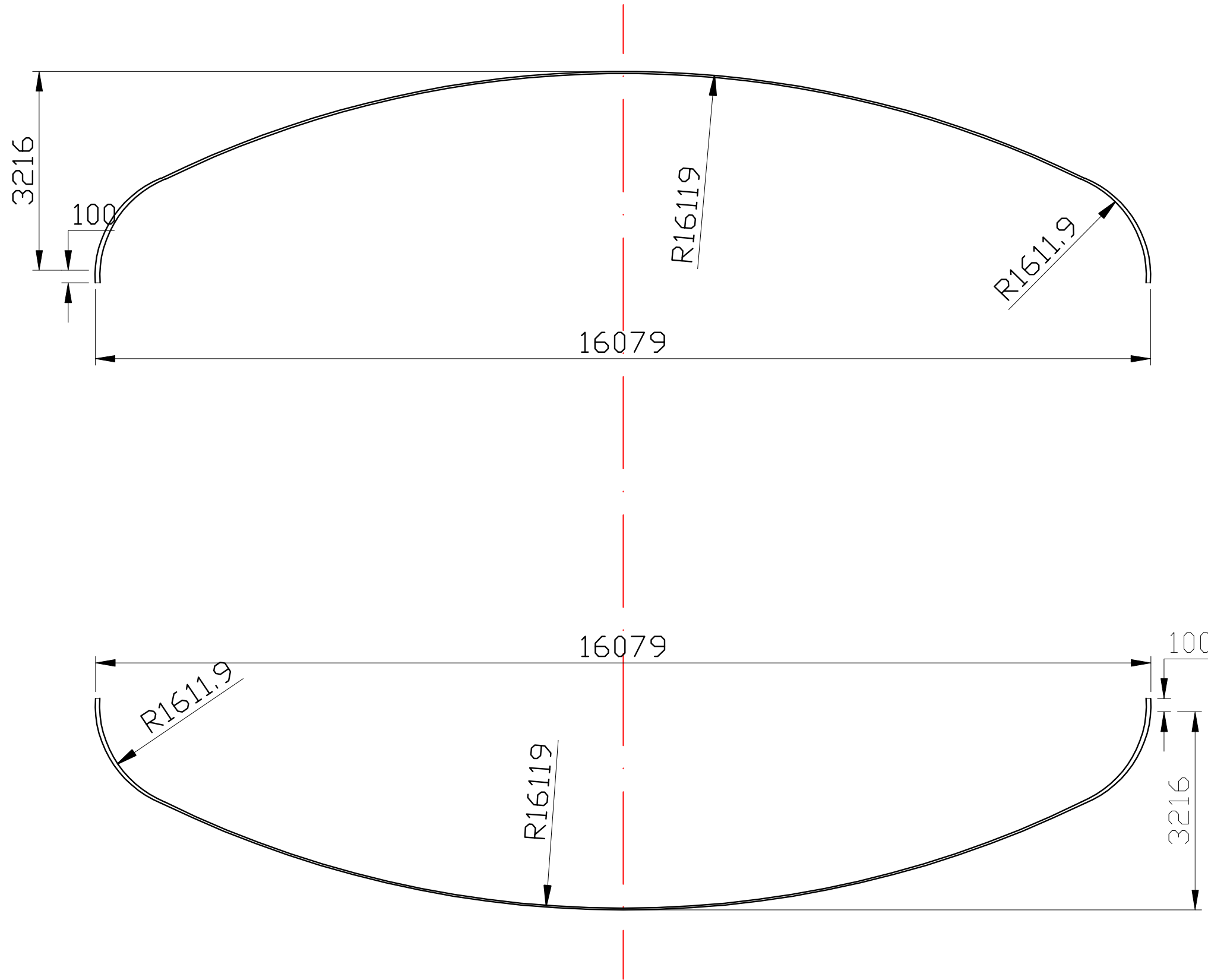
PLANO Nº
2/7



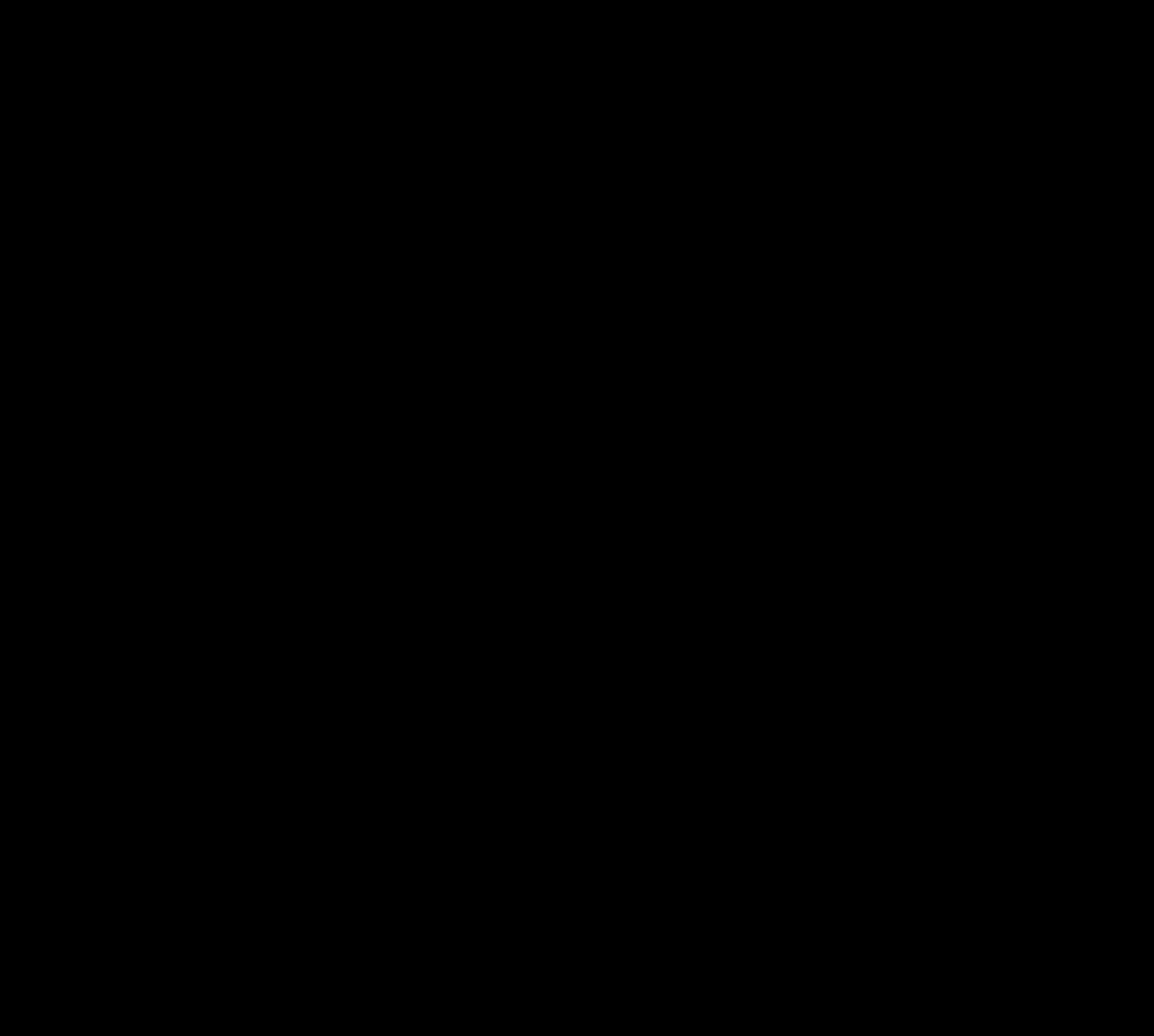
NOTAS GENERALES

- 1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM.
- 2.- LAS VÁLVULAS E INSTRUMENTACIÓN NO ESTÁN INCLUIDAS (VER PLANO Nº 5)
- 3.- INCLUYE 2 BOCAS DE HOMBRE SITUADAS EN LA CUBIERTA Y LA SOLERA
- 4.- EL FALDÓN INCLUYE ABERTURA DE ACCESO
- 5.- INCLUYE ESCALERA DE ACCESO

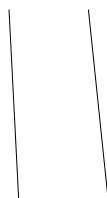
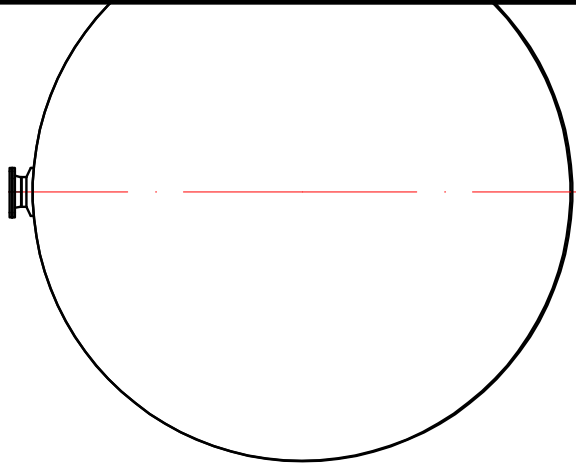
FECHA 28/01/08	DISEÑO DE UN SISTEMA DE DEPURACIÓN DE VINAZAS DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS
AUTOR:	PATRICIA DELSO RAGEL	INGENIERO QUÍMICO
ESCALA 1:150	PLANTA, ALZADO Y PERFIL DEL DIGESTOR ANAEROBIO	PLANO Nº 3/7

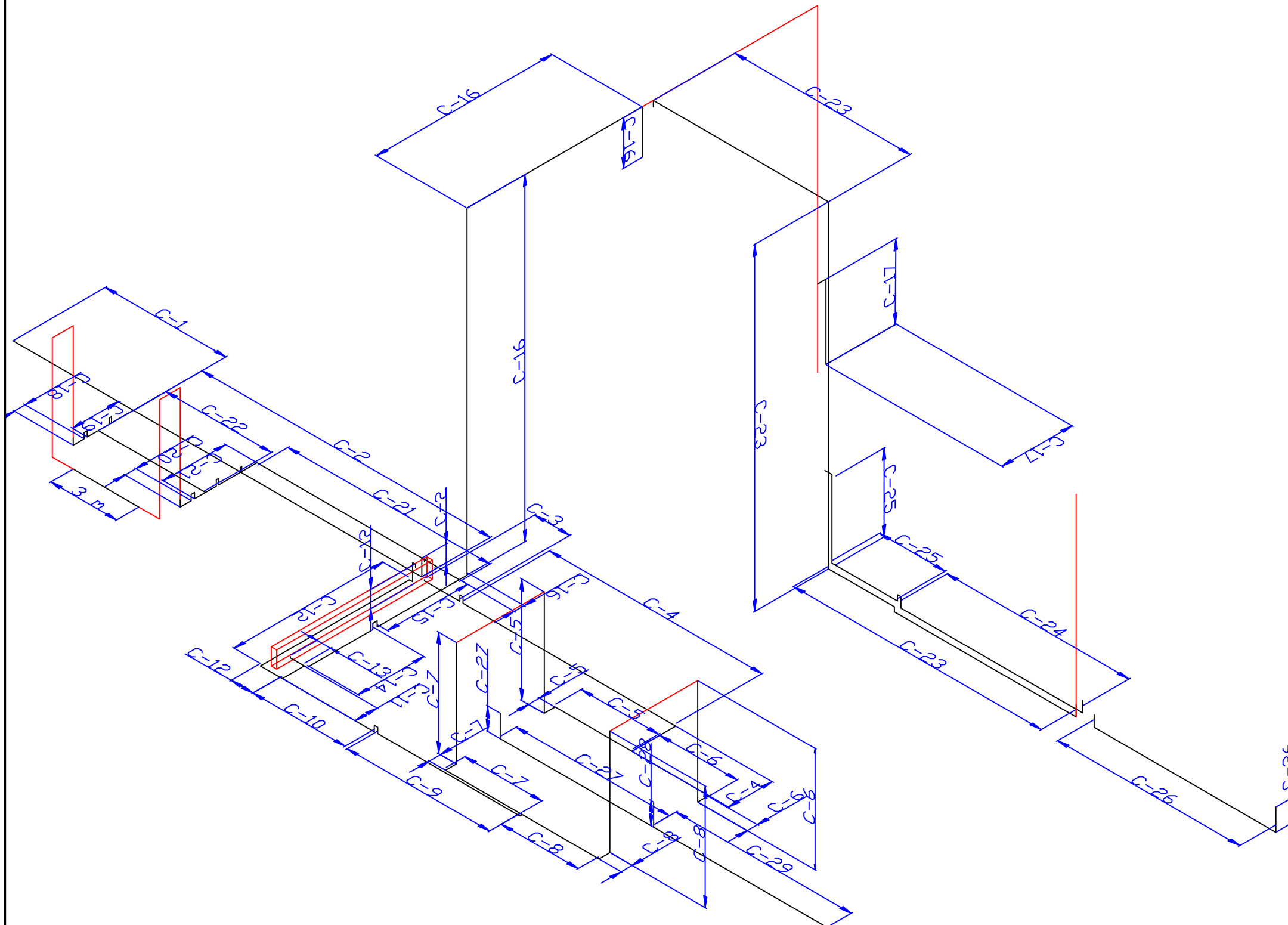


FECHA	DISEÑO DE UN SISTEMA DE DEPURACIÓN DE VINAZAS DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS
28/01/08		
AUTOR:	PATRICIA DELSO RAGEL	INGENIERO QUÍMICO
ESCALA	CÚPULA Y SOLERA DEL DIGESTOR ANAEROBIO	PLANO Nº
1:70		4/7



7





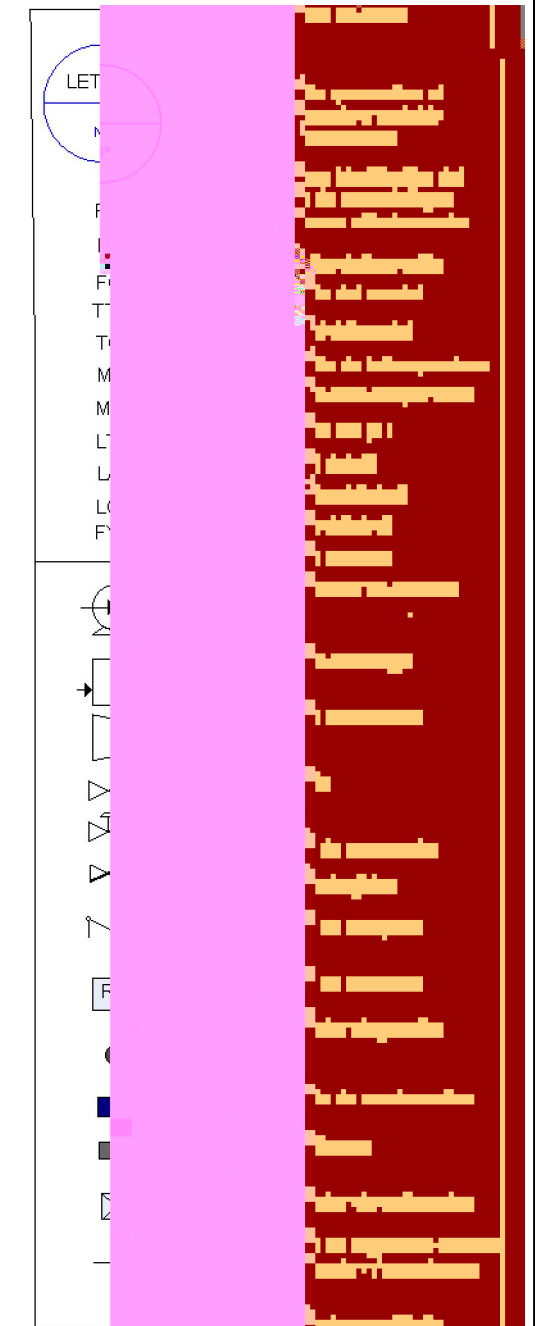
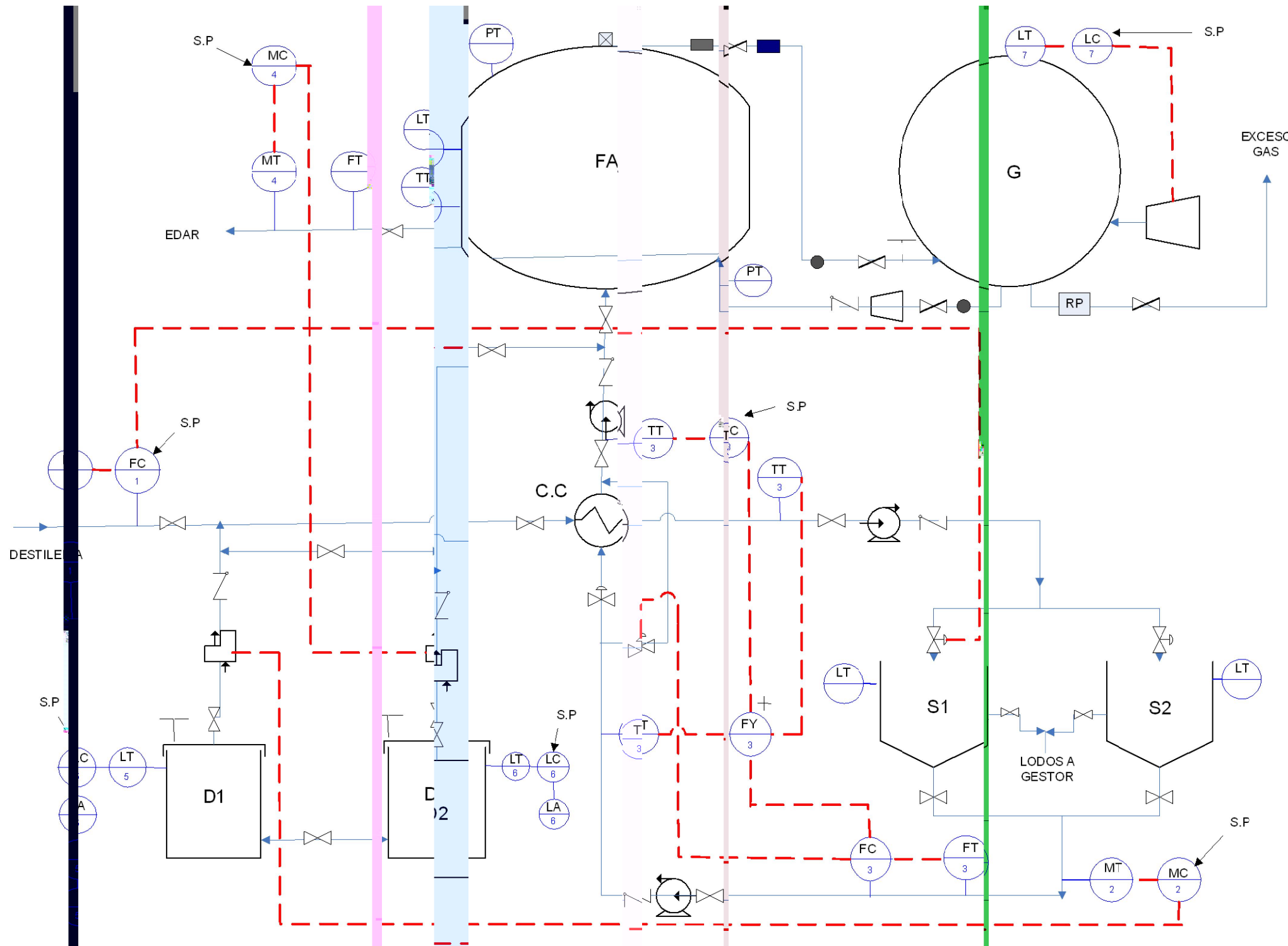
CONDUCCIÓN	FLUIDO	DN(in)	LONGITUD(mm)
C-1	VINAZAS	3	5500
C-2	VINAZAS	3	14500
C-3	VINAZAS	3	1500
C-4	VINAZAS	3	11700
C-5	VINAZAS	2	8800
C-6	VINAZAS	2	8800
C-7	VINAZAS	2	8800
C-8	VINAZAS	2	8800
C-9	VINAZAS	3	6500
C-10	VINAZAS	3	4200
C-11	VINAZAS	3	900
C-12	VINAZAS	3	8700
C-13	VINAZAS	3	1000
C-14	VINAZAS	3	3000
C-15	VINAZAS	3	3700
C-16	VINAZAS	3	25100
C-17	VINAZAS	3	5700
C-18	NaOH DILUIDO	1/4	500
C-19	NaOH DILUIDO	1/4	2000
C-20	NaOH DILUIDO	1/4	500
C-21	NaOH DILUIDO	1/4	11700
C-22	NaOH DILUIDO	1/4	5000
C-23	BIOGÁS	4	34500
C-24	BIOGÁS	3	9000
C-25	BIOGÁS	3	21620
C-26	BIOGÁS	2 1/2	10000
C-27	LDDOS	1/2	8000
C-28	LDDOS	1/2	1000
C-29	LDDOS	3/4	3000

NOTAS GENERALES

1.- LAS LÍNEAS DE COLOR NEGRO REPRESENTAN LAS CONDUCCIONES DEL PROCESO

2.- LAS LÍNEAS DE COLOR ROJO INDICAN LA PRESENCIA DE UN EQUIPO

FECHA 28/01/08	DISEÑO DE UN SISTEMA DE DEPURACIÓN DE VINAZAS DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS
AUTOR: PATRICIA DELSO RAGEL		INGENIERO QUÍMICO
ESCALA 1:210	ISOMÉTRICA DEL SISTEMA DE TUBERÍAS DE LA PLANTA	PLANO N° 6/7



DENOMINACIÓN	UNIDADES
D	DEPÓSITO DE NaOH
CC	INTERCAMBIADOR DE CALOR
S	DECANTADOR
FA	FILTRO ANAEROBIO
G	GASÓMETRO

FECHA 28/01/08	DISEÑO DE UN SISTEMA DE DEPURACIÓN DE VINAZAS DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS
AUTOR:	PATRICIA DELSO RAGEL	INGENIERO QUÍMICO
ESCALA S/E	DIAGRAMA DE CONTROL E INSTRUMENTACIÓN	PLANO N° 7/7

DOCUMENTO N° 3:

PLIEGO DE CONDICIONES

Índice del Pliego de Condiciones

Índice del Pliego de Condiciones.....	1
Capítulo 1. DISPOSICIONES GENERALES.....	5
1.1. Objetivo del Pliego de Condiciones.....	5
1.2. Documentos del proyecto que definen las obras.....	5
1.3. Compatibilidad y relación entre los documentos.....	5
1.4. Normativa general de aplicación.....	6
Capítulo 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA.....	7
2.1. Dirección Facultativa.....	7
2.2. Obligaciones y derechos generales del contratista.....	8
2.2.1. Representación del contratista.....	8
2.2.2. Presencia del contratista en la obra	8
2.2.3. Gastos de cuenta del contratista	8
2.2.4. Oficina en la obra	9
2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto.. ..	9
2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto.....	10
2.2.7. Subcontratas	10
2.2.8. Copias de documentos	10
2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa	10
2.2.10. Libro de Órdenes.....	11
2.2.11. Residencia del contratista.....	11
2.2.12. Despido del contratista.....	11
2.3. Obras y su ejecución	12
2.3.1. Replanteo de la obra.....	12
2.3.2. Calendario de trabajo	12
2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución.....	13

2.3.4. Prórroga por causa de fuerza mayor.....	13
2.3.5. Maquinaria	13
2.3.6. Ensayos	14
2.3.7. Materiales.....	14
2.3.8. Acopios	15
2.3.9. Accidentes de trabajo.....	16
2.3.10. Descanso en días festivos.....	17
2.3.11. Trabajos defectuosos o no autorizados.....	17
2.3.12. Señalización de las obras.....	17
2.3.13. Precauciones especiales.....	17
2.4. Recepción provisional.....	18
2.5. Plazo de garantías	19
2.6. Recepción definitiva.....	19
Capítulo 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA.....	20
3.1. Percepción económica del contratista.....	20
3.2. Garantía de cumplimiento.....	20
3.3. Fianzas.....	20
3.4. Penalizaciones y bonificaciones	21
3.5. Precios	21
3.5.1. Composición de los precios unitarios	21
3.5.2. Precios no contratados.....	22
3.5.3. Variaciones en los precios unitarios.....	23
3.6. Valoración y abono de los trabajos.....	23
3.6.1. Valoración de la obra	23
3.6.2. Valoración de obras incompletas	24
3.6.3. Abono de unidades de obra ejecutadas	24
3.6.4. Liquidaciones parciales	24
3.6.5. Liquidación general.....	24
3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales.....	24
3.6.7. Pagos	25

3.6.8. Suspensión por retraso de pagos	25
3.7. Seguros	25
Capítulo 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL.....	26
4.1. Adjudicación.....	26
4.2. El contrato.....	26
4.3. Arbitrajes y jurisdicción.....	26
4.4. Responsabilidad del contratista.....	27
4.5. Seguridad.....	28
4.6. Licencias, permisos e impuestos.....	28
4.7. Causas de rescisión del contrato.....	28
Capítulo 5. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA.....	30
5.1. Condiciones para los materiales	30
5.1.1. Condiciones generales de los materiales.....	30
5.1.2. Materiales no especificados.....	30
5.1.3. Ensayos.....	30
5.2. Condiciones para la ejecución de las unidades de obra	31
5.2.1. Movimiento de tierras.....	31
5.2.2. Cimentaciones.....	31
5.2.3. Estructuras de hormigón.....	31
5.3. Control de calidad.....	32
5.4. Obras o instalaciones no especificadas.....	32
Capítulo 6. CONDICIONES PARTICULARES DE EQUIPOS.....	33
6.1. Especificaciones particulares de los equipos.....	33
6.2. Equipos de neutralización.....	34
6.2.1. Depósitos de almacenamiento de hidróxido sódico diluido.....	34
6.2.2. Bombas dosificadoras de hidróxido sódico diluido.....	35

6.3. Equipos de intercambio de calor.....	36
6.3.1. Intercambiador de calor.....	36
6.3.2. Bomba de impulsión de vinazas al intercambiador de calor.....	37
6.4. Equipos de decantación.....	38
6.4.1. Decantadores.....	38
6.4.2. Bomba de impulsión de vinazas a los decantadores.....	38
6.5. Equipos de digestión anaerobia.....	39
6.5.1. Digestor anaerobio.....	39
6.5.2. Bomba de impulsión de vinazas al digestor anaerobio.....	41
6.6. Equipos de la línea de biogás.....	42
6.6.1. Gasómetro.....	42
6.6.2. Compresor.....	43
6.7. Conducciones y accesorios.....	44
6.7.1. Conducciones de vinazas de melaza.....	44
6.7.2. Conducciones de hidróxido sódico diluido.....	44
6.7.3. Conducciones de biogás.....	45
6.7.4. Conducciones de lodos de decantación.....	45
6.7.5. Accesorios.....	45
6.8. Válvulas.....	46
6.9. Instrumentación.....	46

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 un sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia” 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 aquéllos 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 de la Memoria.
- 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 que están 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 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

- Pliegos 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 representación, sobre quién recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente proyecto.

Las funciones del ingeniero director de obras serán las 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 estará 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 haga 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 retiradas 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 extenderse y consultarse 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 permitirán 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 sus 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 la 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 previstos 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 acta de comprobación del 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 plazo 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 las obras, 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 esta 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 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 sea 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 deberán cumplir las condiciones que se establecen en el Pliego de Condiciones, pudiendo ser rechazados en caso contrario 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 contrato 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 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 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 mantengan su calidad y aptitud para la obra.

- ✓ Inspección de la planta

Si el volumen de la obra, la marcha de la 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 substancialmente, 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 puede 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 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 cascos, 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 puedan 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 señalizar 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

✓ Lluvias

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 tal 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 lo anterior, 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 dicha fecha.

Cuando las obras no se hallen en estado de ser recibidas, se hará constar en el acta donde se especificará los desperfectos encontrados, fijándose un plazo para subsanarlos, los cuales corren 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 o reconstruya, o bien repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

2.6. Recepción definitiva

Terminado el plazo de garantía, y previo a los tramites 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 de 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 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 certificado del Alcalde del distrito municipal en cuyo termino 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

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 debidos a:

- ✓ Incendios causados por electricidad atmosférica.
- ✓ Daños producidos por terremotos y maremotos.
- ✓ Daños producidos por viento huracanados, mareas y crecidas de río superiores a la que sean de prever 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 por unidades.

d) Tanto por cierto de medios auxiliares y de seguridad sobre la suma de conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.

e) Tanto por cierto 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 cierto de gastos generales, sobre la suma de conceptos anteriores.

g) Tanto por cierto 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

direcció63339(_)-6.3339(_)-6.tf(i)-2.6192(R)-3.cuó63339(_)-671032(e)3.7t6558(c)3.74(i)-2.t6558(c)3.7c

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 el contratista 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, podrá el propietario 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 las mismas.

4.2. El contrato

4.3. Arbitraes y-803.47856(j)-0.524389(u)2.34917(r)-2.92323(i)-2.11 un

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 policía 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 anejas 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 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, más o menos, el 25% como mínimo del importe de aquél.
- ✓ Las modificaciones de unidades de obra, siempre que estas modificaciones representen variaciones, más o menos, del 40% como mínimo 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 plazo 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

5.1.1. Condiciones generales de 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 éste estime oportuna. 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 al os equipos eléctricos y mecánicos a instalar.

Para la ejecución de todas las unidades de obra, estas se someterán a los controles establecidos por la normativa legal de vigente aplicación, o los que por cualquier motivo considerase 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 especificadas

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. Equipos de neutralización

6.2.1. Depósitos de almacenamiento de hidróxido sódico diluido.

Descripción	Tanque cilíndrico, vertical, cerrado, de techo fijo toriesférico y fondo plano.
Unidades	2
Material	Acero inox. SA 240 Gr 316 (AISI 316)
Volumen total (m ³)	12
Volumen útil (m ³)	10
Diámetro interior (m)	1,89
Altura (m)	4,41
Espesor carcasa (m)	0,00635
Espesor fondos (m)	0,00635
Material Aislamiento	Lana de vidrio
Espesor Aislamiento (m)	0,06
Material Acabado	Lámina de aluminio
Espesor Acabado (m)	0,00061
Soporte de los tanques	Cimentación de hormigón
Accesorios	-Cubeto de retención de 15 m ³ -Boca de hombre situada en la zona baja de la pared del depósito -Escalera de acceso

6.2.2. Bombas dosificadoras de hidróxido sódico diluido.

Descripción	Bomba dosificadora de membrana
Unidades	1
Fabricante	Prominent
Modelo	SIGMA/1 4120 SST
Regulación	Automática
Señal de regulación	4-20 mA
Material cabezal dosificador	Acero Inoxidable
Material empalme de aspiración	Acero Inoxidable
Material juntas	PTFE
Material bolas de válvulas	Acero Inoxidable
Material válvula de rebose	Acero Inoxidable
Potencia	0,09 kW
Rango caudal (l/h)	135-120
Rango presión (bar)	1-4

Descripción	Bomba dosificadora de membrana
Unidades	1
Fabricante	Prominent
Modelo	SIGMA/2 7120 SST
Regulación	Automática
Señal de regulación	4-20 mA
Material cabezal dosificador	Acero Inoxidable
Material empalme de aspiración	Acero Inoxidable
Material juntas	PTFE
Material bolas de válvulas	Acero Inoxidable
Material válvula de rebose	Acero Inoxidable
Potencia	0,09 kW
Rango caudal (l/h)	135-120
Rango presión (bar)	1-7

6.3. Equipos de Intercambio de calor

6.3.1. Intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Unidades	1
Designación intercambiador	TAMAÑO 10-240 TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero al carbono SA-53B
Diámetro exterior (m)	0,019
Espesor (m)	0,00165
Longitud (m)	6,096
Disposición	Cuadrada
Pitch (m)	0,0254
Nº tubos	52
Nº pasos	2
Área de transferencia (m ²)	18,97
CARCASA	
Material	Acero al carbono SA-283C
Diámetro interior (m)	0,254
Espesor (m)	0,00794
Nº pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Nº deflectores	7
Distancia entre deflectores (m)	0,8
Diámetro deflector (m)	0,254
Espesor deflector	0,00476
 AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

6.3.2. Bomba de impulsión de vinazas al intercambiador de calor

Descripción	Bomba centrífuga
Unidades	1
Fabricante	Bombas Ideal
Modelo	GNI 50-13
Material	Acero Inoxidable AISI 316
Temperatura máx. del líquido (°C)	160
Potencia	0,75 kW
Velocidad (r.p.m)	1450
Rango caudal (m ³ /h)	0-42
Rango presión (m.c.a)	6,8-4,1
Regulación del caudal	Manual
NPSH _{requerido} (m)	1,4

6.4. Equipos de decantación

6.4.1. Decantadores

Descripción	Decantador estático cerrado
Unidades	2
Fabricante	Salher
Modelo	CVC-DC-TC
Material	PRFV (Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio) con resinas ortoftálicas
Forma geométrica	Troncocónica
Cámara de alimentación	Central
Labio perimetral	Thomson
Volumen (m ³)	30,98
Diámetro (m)	4
Altura (m)	4,84
Altura entrada alimentación (m)	3,8
Accesorios	4 soportes constituidos por Perfiles IPN

6.4.2. Bomba de impulsión de vinazas a los decantadores

Descripción	Bomba centrífuga
Unidades	1
Fabricante	Bombas Ideal
Modelo	GNI 50-20
Material	Acero Inoxidable AISI 316
Temperatura máx. del líquido (°C)	160
Potencia	2,2 kW
Velocidad (r.p.m)	1450
Rango caudal (m ³ /h)	0-42
Rango presión (m.c.a)	16,2-10,2
Regulación del caudal	Manual
NPSH _{requerido} (m)	1,8

6.5. Equipos de digestión anaerobia

6.5.1. Digestor Anaerobio

Descripción	Reactor tipo Filtro Anaerobio
Unidades	1
Tipo de flujo	Descendente
Modo de alimentación	Continuo
Volumen total (m ³)	2140
Volumen útil (m ³)	1200
Altura total (m)	13
Material de construcción	Acero al carbono SA-285 C
Tipo de Relleno	Flocor R
Ordenación del relleno	Al azar
Tipo de mezclado	Inyección de gas mediante difusores colocados en la solera del reactor
Tipo difusor	Difusor no poroso de orificio con válvula
Caudal total de gas inyectado (m ³ /h)	489
Caudal de gas por difusor (m ³ /h)	30,6
Número de difusores	16
Distribución de la alimentación	Sistema de distribución móvil movido por carga hidráulica.
Número de brazos giratorios	4
Caudal de vinazas por cada brazo (m ³ /h)	6,2
Material Aislamiento	Lana de vidrio
Espesor Aislamiento (m)	0,06
Material Acabado	Lámina de aluminio
Espesor Acabado (m)	0,00061
Soporte del reactor	Faldón
Elementos y Accesorios	-Boca de hombre en la cubierta y en la solera -Abertura de acceso en el faldón -Escalera de acceso

CUBIERTA	
Tipo	Fija
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro de la base(m)	16
Altura(m)	3,32
Volumen(m ³)	429,71
Espesor(m)	0,0397
ZONA PRINCIPAL	
Forma	Cilíndrica
Diámetro (m)	16
Altura(m)	6,368
Volumen(m ³)	1280,41
Espesor(m)	0,0397
FONDO	
Forma	Toriesférica tipo Klopper
Diámetro de la base(m)	16
Altura(m)	3,32
Volumen(m ³)	429,71
Espesor(m)	0,0397

6.5.2. Bomba de impulsión de vinazas al digestor anaerobio

Descripción	Bomba centrífuga
Unidades	1
Fabricante	Bombas Ideal
Modelo	GNI 50-20
Material	Acero Inoxidable AISI 316
Temperatura máx. del líquido (°C)	160
Potencia	2,2 kW
Velocidad (r.p.m)	1450
Rango caudal (m ³ /h)	0-42
Rango presión (m.c.a)	16,2-10,2
Regulación del caudal	Manual
NPSH _{requerido} (m)	1,8

6.6. Equipos de la línea de biogás

6.6.1. Gasómetro

Descripción	Gasómetro de doble membrana con forma esférica
Unidades	1
Fabricante	Sattler
Modelo	B9 121/300
Material	Tejido de poliéster con recubrimiento interno y externo de PVC
Volumen útil (m ³)	1723,58
Presión de trabajo (kg/cm ²)	0,02
Diámetro (m)	16,6
Altura (m)	12,4
Temperatura del gas (°C)	35
Accesorios	<ul style="list-style-type: none"> -Una soplante de inflado con protección antideflagrante -Una válvula antiretorno montada entre la soplante de apoyo y el gasómetro -Una válvula de seguridad y de vacío -Sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador -Mirilla de inspección -Un cerco de anclaje completo con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero galvanizado en caliente, con tornillos de anclaje.

6.6.2. Compresor

Descripción	Compresor centrífugo
Unidades	1
Fabricante	Mapner
Modelo	RG R-50
Material	Acero Inoxidable
Potencia absorbida (kW)	19,9
Velocidad (r.p.m)	1450
Caudal máximo (m ³ /h)	510
Presión diferencial (bar)	1,5

6.7 Conducciones y accesorios:

6.7.1. Conducciones de vinazas de melaza

Nº	Material	Q (l/h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)
1	AISI 316	26041,67	5,5	3	3,048
2	AISI 316	26204,13	14,5	3	3,048
3	SA 53B	26204,13	1,5	3	3,048
4	SA 53B	26204,13	11,7	3	3,048
5	SA 53B	13102,06	8,8	2	3,912
6	SA 53B	13102,06	8,8	2	3,912
7	SA 53B	12426,40	8,8	2	3,912
8	SA 53B	12426,40	8,8	2	3,912
9	SA 53B	24852,81	6,5	3	3,048
10	SA 53B	24852,81	4,2	3	3,048
11	SA 53B	24852,81	0,9	3	3,048
12	SA 53B	24852,81	8,7	3	3,048
13	SA 53B	24852,81	1	3	3,048
14	SA 53B	24852,81	3	3	3,048
15	SA 53B	24852,81	3,7	3	3,048
16	SA 53B	24852,81	25,1	3	3,048
17	SA 53B	24852,81	5,7	3	3,048

6.7.2. Conducciones de hidróxido sódico diluido

Nº	Material	Q (l/h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)
18	AISI 316	111,96	0,5	¼	3,023
19	AISI 316	111,96	2	¼	3,023
20	AISI 316	111,96	0,5	¼	3,023
21	AISI 316	111,96	11,7	¼	3,023
22	AISI 316	111,96	5	¼	3,023

6.7.3. Conducciones de biogás

N°	Material	Q (m ³ /h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)
23	AISI 316	776,18	34,5	4	3,048
24	AISI 316	488,91	9	3	3,048
25	AISI 316	488,91	21,6	3	3,048
26	AISI 316	287,26	10	2 ½	3,048

6.7.4. Conducciones de lodos de decantación

N°	Material	Q (l/h)	L (m)	D.N (in)	E (mm)
27	SA 53B	675,66	8	½	3,734
28	SA 53B	675,66	1	½	3,734
29	SA 53B	1351,32	3	¾	3,912

6.7.5. Accesorios

Accesorio	Unidades
Ud. Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316 y DN 3"	10
Ud Codo de 90° de acero al carbono SA 53B y DN 3"	31
Ud. Codo de 90° de acero al carbono SA 53 B y DN 2"	12
Ud. Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316 y DN ¼"	25
Ud. Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316 y DN 4"	6
Ud. Codo de 90° de acero inoxidable AISI 316 y DN 2 ½"	2
Ud. Codo de 90° de acero al carbono SA 53 B y DN ½"	1
Ud. Te de acero inoxidable AISI 316 3"-1/4"	1
Ud. Te de acero inoxidable AISI 316 1/4"	2
Ud. Te de acero al carbono SA 53 B 3"-2"	2
Ud. Te de acero al carbono SA 53 B 3"	2
Ud. Te de acero al carbono SA 53 B 3"-1/4"	1
Ud. Te de acero al carbono SA 53 B ½"-3/4"	1

6.8. Válvulas

Válvula	Unidades
válvula de compuerta de acero inoxidable(AISI 316L), DN 4 "	1
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),D.N 3"	7
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),DN 2"	2
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),DN ½"	2
válvula de compuerta de acero inoxidable (AISI 316L),DN ¼"	4
válvula de globo de acero al carbono DN 3"	2
válvula de globo de acero al carbono DN 2"	2
válvula de retención de acero inoxidable (AISI 316L), DN 3"	4
válvula de retención de acero inoxidable (AISI 316L), DN ¼ "	2
válvula de mariposa de acero inoxidable (AISI 316L), DN 4"	2
válvula de mariposa de acero inoxidable (AISI 316L), DN 3"	1
válvula de mariposa de acero inoxidable (AISI 316L),DN 2,5"	1
válvula de seguridad y alivio de acero inoxidable	4

6.9. Instrumentación

Instrumento	Modelo	Unidades
Medidor de temperatura	AKO-15584	1
Medidor de temperatura	TSA-Kobold	3
Medidor de caudal	Lana Sarrate MS 2500	3
Medidor de pH	OAKTON WD-35807-10	2
Medidor de nivel	AKO-5316	3
Medidor de nivel	AKO-53190	2
Medidor de presión	TC/716-051	2
Controlador de pH	OAKTON pH 1000 Controller	2
Controlador de procesos	ABB C355	1
Controlador de caudal	EATON 58868400	1
Regulador de presión	APQ R 2100	1

Puerto Real, Marzo de 2008

Fdo.: Patricia Delso Ragel

DOCUMENTO N° 4:

PRESUPUESTO

Índice del Presupuesto

Índice del Presupuesto.....	1
Capítulo 1. OBJETIVO.....	2
Capítulo 2. PRESUPUESTOS PARCIALES.....	3
2.1. Sistema de neutralización.....	3
2.2. Equipos de intercambio de calor.....	4
2.3. Equipos de decantación.....	4
2.4. Equipos de digestión anaerobia.....	5
2.5. Equipos de la línea del biogás.....	6
2.6. Conducciones y accesorios.....	7
2.7. Válvulas.....	8
2.8. Instrumentación.....	9
Capítulo 3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL.....	10
Capítulo 4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA... 	11
Capítulo 5. ESTUDIO ECONÓMICO.....	12
5.1. Beneficios.....	12
5.2. Rentabilidad.....	16

Capítulo 1. OBJETIVO

El objetivo del presente documento es recoger el presupuesto general de ejecución del proyecto “Diseño de un sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia”, teniendo en cuenta el presupuesto de los equipos, conducciones y accesorios del sistema de control e instrumentación de la instalación diseñada.

Para el cálculo de dicho presupuesto se determina el Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M) que incluye el precio de los equipos, a este precio se le añade el Beneficio Industrial y los Gastos Generales y se obtiene el Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C). Sumándole el IVA del 16% al P.E.C se obtiene el presupuesto total del proyecto.

El valor obtenido refleja el precio real de ejecución del proyecto estimado con un margen de un 20% tanto por exceso como por defecto.

El capítulo final se dedica a realizar un estudio económico (beneficios y rentabilidad) para comprobar la viabilidad económica del sistema de depuración.

Capítulo 2. PRESUPUESTOS PARCIALES

2.1. Sistema de Neutralización

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
Depósito vertical con las siguientes características: Material: Ac. Inox. AISI 316 Aislamiento: lana de vidrio y aluminio. Volumen: 12 m ³ Diámetro interior: 1,89 m Altura: 4,41 m Geometría: cilíndrica Cubierta: toriesférica. Fondo: plano Espesor de chapa: 6,35 mm. 1 abertura de inspección de 20 in de diámetro 1 Escalera de acceso	ud.	19427,75 €	2	38855,50 €
Bomba dosificadora de membrana a motor SIGMA/1 4120SST	ud.	973,77 €	1	973,77 €
Bomba dosificadora de membrana a motor SIGMA/2 7120 SST	ud.	1413,64 €	1	1413,64 €
Total.....				41242,91 €

2.2. Equipos de intercambio de calor

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
Intercambiador de calor horizontal de carcasa y tubos 1-2,tamaño10-240, tipo AES. Carcasa construida en acero al carbono SA-283C con un espesor de 7,94 mm. Tubos contruidos en acero al carbono SA-53B de 0,019 m de diámetro exterior, 1,65 mm de espesor y disposición cuadrada.	ud.	25155,60 €	1	25155,60 €
Bomba centrífuga GNI 50-13	ud.	894,82 €	1	894,82 €
Total.....				26050,42 €

2.3. Equipos de decantación

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
Decantador estático cerrado de PRFV con un volumen de 30,98 m ³ . Fabricante: Salher Modelo: CVC-DC-TC	ud.	16867,14 €	2	33734,28 €
Bomba centrífuga GNI 50-20	ud.	1163,76 €	1	1163,76 €
Total.....				34898,04 €

2.4. Equipos de digestión anaerobia

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
Digestor vertical con las siguientes características: Volumen: 2140 m ³ Material: acero al carbono SA-285 C Diámetro interior: 16 m Espesor: 39,7 mm Altura total: 13 m Tipo de relleno: Flocor R Agitación: 16 difusores de gas Aislamiento: Lana de vidrio y aluminio 2 aberturas de inspección de 20 in de diámetro 1 escalera de acceso	ud.	833671,08 €	1	833671,08 €
Bomba centrífuga GNI 50-20	ud.	1163,76 €	1	1163,76€
Total.....				834834,84 €

2.5. Equipos de la línea del biogás

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
Gasómetro de doble membrana Fabricante: SATTLER Modelo: B9 121/300 Compuesto de: Una membrana externa Una membrana interna Una membrana de fondo Una soplante de inflado Una válvula antirretorno Una válvula de seguridad Un cerco de anclaje Una mirilla de inspección Una placa para el montaje del sensor Un sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador.	ud.	67454 €	1	67454 €
Compresor centrífugo RG-50	ud.	37000 €	1	37000 €
Total.....				104454 €

2.6. Conducciones y accesorios

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO
-------------	--------	--------------------

2.7. Válvulas

Válvula	Unidades	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
válvula de compuerta de acero inox. (AISI 316L), DN 4 "	ud	242 €	1	242 €
válvula de compuerta de acero inox. (AISI 316L), D.N 3".	ud	198 €	7	1386 €
válvula de compuerta de acero inox. (AISI 316L), DN 2"	ud	143 €	2	286 €
válvula de compuerta de acero inox. (AISI 316L) ,DN ½"	ud	75 €	2	150 €
válvula de compuerta de acero inox. (AISI 316L), DN ¼"	ud	50 €	4	200 €
válvula de globo de acero al carbono DN 3"	ud	2270,04 €	2	4540,08 €
válvula de globo de acero al carbono DN 2"	ud	1318,75 €	2	2637,5 €
válvula de retención de acero inox. (AISI 316L) , DN 3".	ud	214 €	4	856 €
válvula de retención de acero inox.(AISI 316L), DN 1/4 "	ud	31 €	2	62 €
válvula de mariposa de acero inox. (AISI 316L) , DN 4"	ud	259 €	2	518 €
válvula de mariposa de acero inox. (AISI 316L), DN 3"	ud	226 €	1	226 €
válvula de mariposa de acero inox. (AISI 316L), DN 2,5"	ud	224 €	1	224 €
válvula de seguridad y alivio de acero inox. (AISI 316L)	ud	966,11 €	4	966,11 €
Total.....				12293,69 €

2.8. Instrumentación

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	CANTIDAD	PRECIO TOTAL
Sonda Pt100 AKO-15584	ud	38,03 €	1	38,03 €
Display AKO-14602	ud	39,43 €	1	39,43 €
Sonda de temperatura (en la tubería) TSA-Kobold	ud	32,78 €	3	98,34 €
Caudalímetro electromagnético Lana-Sarrate MS 2500	ud	1263 €	3	3789 €
Medidor de pH OAKTON WD-35807-10	ud	159,50 €	2	319 €
Medidor de nivel AKO-5316	ud	89,66 €	3	268,98 €
Medidor de nivel AKO-53190	ud.	341,72 €	2	683,44 €
Medidor de presión TC/716-051	ud	188 €	2	376 €
Regulador de presión APQ R 2100	ud	49,50 €	1	49,50 €
Controlador de procesos avanzados ABB C355	ud	454,83 €	1	454,83 €
Controlador de caudal EATON 58868400	ud	170,36 €	1	170,36 €
Controlador pH OAKTON pH 1000 Controller	ud	406,95 €	2	813,9 €
Total.....				7100,81 €

Capítulo 3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL

Sistema de neutralización.....	41242,91 €
Equipos de intercambio de calor.....	26050,42 €
Equipos de decantación.....	34898,04 €
Equipos de digestión anaerobia.....	834834,84 €
Equipos de la línea del biogás.....	104454 €
Conducciones y accesorios.....	7568,70 €
Válvulas.....	12293,69 €
Instrumentación.....	7100,81 €
<hr/>	
Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M).....	1068443,41 €

El PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL del Sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia asciende a la cantidad de “UN MILLÓN SESENTA Y OCHO MIL CUATROCIENTOS CUARENTA Y TRES EUROS CON CUARENTA Y UN CÉNTIMOS”.

Capítulo 4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA

Presupuesto por Ejecución Material (P.E.M).....	1068443,41 €
Gastos generales (13%).....	138897,64 €
Beneficio industrial (6%).....	64106,60 €
IVA (16%).....	170950,95 €

Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C).....	1442398,60 €
--	--------------

El PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA del Sistema de depuración de vinazas de melaza de caña de azúcar mediante digestión anaerobia asciende a la cantidad de “UN MILLÓN CUATROCIENTOS CUARENTA Y DOS MIL TRESCIENTOS NOVENTA Y OCHO EUROS CON SESENTA CÉNTIMOS”

Puerto Real, Marzo de 2008

Fdo. Patricia Delso Ragel

Capítulo 5. ESTUDIO ECONÓMICO

Se pretende realizar un estudio económico considerando que el biogás generado en exceso se emplea en la destilería como combustible en las calderas.

Por un lado se van a obtener los beneficios y por otro la rentabilidad o tasa de retorno.

5.1. Beneficios

El beneficio bruto anual es la diferencia entre el ingreso neto anual (por la producción de biogás) y los gastos anuales de operación. Por tanto, para determinar el beneficio bruto será necesario calcular estas dos partidas.

Gastos anuales de operación:

Los principales gastos que tiene la planta de depuración de vinazas de melaza en un año son los siguientes:

✓ **Electricidad:**

Se presenta el consumo de energía eléctrica que requieren los distintos equipos de la planta.

Equipos	Potencia, kW
Bomba 1	0,75
Bomba 2	2,2
Bomba 3	2,2
Bomba dosificadora 1	0,09
Bomba dosificadora 2	0,37
Compresor	22
Soplante de apoyo	1,1

La potencia total de los equipos de la planta es 28,71 kW. Teniendo en cuenta que estos funcionarán 24 horas al día:

$$28,71 \text{ kW} \cdot 24 \text{ h/día} = 689,04 \text{ kW} \cdot \text{h/día}$$

Partiendo de una tarifa industrial de 0,07 € por kWh, el coste anual por consumo de energía eléctrica de estos equipos será:

$$\text{Coste} = 689,04 \text{ kWh/día} \cdot 360 \text{ días/año} \cdot 0,07 \text{ €/kWh} = 17363,81 \text{ €/año}$$

✓ Hidróxido sódico diluido:

Según se calculó en el Anexo nº 2 de los Anexos de la Memoria, el consumo anual de hidróxido sódico comercial es de 1475,24 t/año.

Teniendo en cuenta que el precio del hidróxido sódico diluido es de 168 €/t, el coste anual será:

$$\text{Coste anual: } 1475,24 \text{ t/año} \cdot 168 \text{ €/t} = 247840,56 \text{ €/año}$$

✓ Gestor Lodos

Puesto que se generan 1420,24 kg/h de lodos de decantación y que la planta funciona 24 horas al día todo el año, la producción anual será:

$$1420,24 \text{ kg/h} \cdot 24 \text{ h/día} \cdot 360 \text{ días/año} = 12270873,6 \text{ kg/año} = 12270,87 \text{ ton/año}$$

Considerando la tarifa de la gestión de lodos de 37,87 €/ ton, el coste anual será:

$$12270,87 \text{ ton/año} \cdot 37,87 \text{ €/ ton} = 464697,98 \text{ €/año}$$

✓ Mano de obra

Personal de la planta:

Sueldo jefe de planta: 2103,54 €/mes

Sueldo administrativo: 1202,02 €/mes

Sueldo operario de mantenimiento (1): 1202,02 €/mes

Sueldo operario de mantenimiento (2): 1202,02 €/mes

$$\text{Coste anual} = 5709,6 \text{ €/mes} \cdot 12 \text{ meses/año} = 68515,2 \text{ €/año}$$

Sumando todos los gastos de operación descritos se tiene el gasto de operación total anual:

Gasto de operación total anual: 798417,55 €/año

Ingreso anual neto:

La producción estimada de biogás generado en exceso es 287 m³/h. El poder calorífico del biogás (con un contenido del 65% en CH₄) es de aproximadamente 5500 kcal/m³ [Metcalf & Eddy, 1995]. Habida cuenta que 1 kg de gasóleo equivale a 10000 kcal, la equivalencia biogás/gasóleo es de 1,82 m³biogás/kg gasóleo o, lo que es lo mismo, 0,55 kg gasóleo/m³biogás.

$$\begin{aligned} \text{Producción} &= 287 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 24 \text{ h/día} \cdot 360 \text{ días/año} \cdot 0,55 \text{ kg gasóleo/m}^3\text{biogás} = \\ &= 1363824 \text{ kg gasóleo/año} \end{aligned}$$

Considerando el precio del gasóleo 0,75 €/l y la densidad del mismo 0,845 kg/l, el precio por kg de gasóleo es 0,89€. Por tanto, el ingreso neto anual por la producción de biogás que se obtiene será:

$$\text{Ingreso} = 1363824 \text{ kg gasóleo/año} \cdot 0,89 \text{ €/kg gasóleo} = 1213803,36 \text{ €/año}$$

Beneficio bruto anual (R)

Ahora que se dispone del ingreso neto anual y el gasto de operación anual se puede obtener el beneficio bruto anual:

$$R = \text{Ingreso neto anual} - \text{Gastos de operación anuales}$$

$$R = 1213803,36 \text{ €/año} - 798417,55 \text{ €/año} = 415385,81 \text{ €/año}$$

Beneficio neto anual (P)

El beneficio neto anual es la cantidad que resta del beneficio bruto después de deducir la amortización y los impuestos, según la siguiente expresión:

$$P = R - e \cdot I_f - (R - d \cdot I_f) \cdot t$$

Donde,

P es el beneficio neto anual

R es el beneficio bruto anual

e es el factor anual de amortización calculado para recuperar la inversión hecha en inmovilizado (€/€ año)

I_f es el valor del capital inmovilizado en el área de proceso

d es el factor anual de pérdida de valor del inmovilizado (€/€ año)

t son los impuestos (€/€ recibido)

A continuación se precisarán los parámetros desconocidos:

Para determinar el factor anual de amortización, e, se va a considerar una amortización no lineal según la ecuación:

$$e = \frac{i}{\exp(i \cdot n) - 1}$$

Siendo,

i: rentabilidad promedia (0,11 €/€ año) [Rudd y Watson, 1976]

n: vida esperada para el proyecto desde el punto de vista de la amortización (10 años).

Sustituyendo estos valores en la ecuación expuesta se tiene que,

$$e = 0,05 \text{ €/€ año}$$

El valor del capital inmovilizado en el área de proceso fue calculado en el capítulo 4.

El factor anual de pérdida del valor del inmovilizado, d, será del 10 por 100 por año, es decir, 0,1 €/€ año [Rudd y Watson, 1976].

Finalmente, los impuestos se han considerado 0,35 €€ recibido [Perry et al., 2001].

Sustituyendo estos valores en la expresión por la que se determina el beneficio neto anual, se tiene que será:

$$P = 248364,80 \text{ €/año}$$

Este valor del beneficio neto se corresponde con el período de amortización de la planta, es decir, para los 10 primeros años. Para los siguientes años, al no tener amortización, el beneficio será mayor.

5.2. Rentabilidad

Por último, se va a estudiar la rentabilidad o tasa de retorno. El cálculo se realizará mediante la siguiente expresión:

$$i = \frac{\textit{Beneficio neto obtenido}}{\textit{Capital fijo invertido promedio}} \cdot 100$$

La rentabilidad de la planta, durante el periodo de amortización, es de un 17,22%. Durante los siguientes años, la rentabilidad será mayor, ya que como se indicó anteriormente, el beneficio será mayor.

La rentabilidad mínima que se debe exigir en una planta industrial es del 15%, por lo que se puede afirmar que la instalación es rentable.

En definitiva, a partir del estudio económico realizado, puede concluirse que queda demostrada la viabilidad económica de la instalación.

