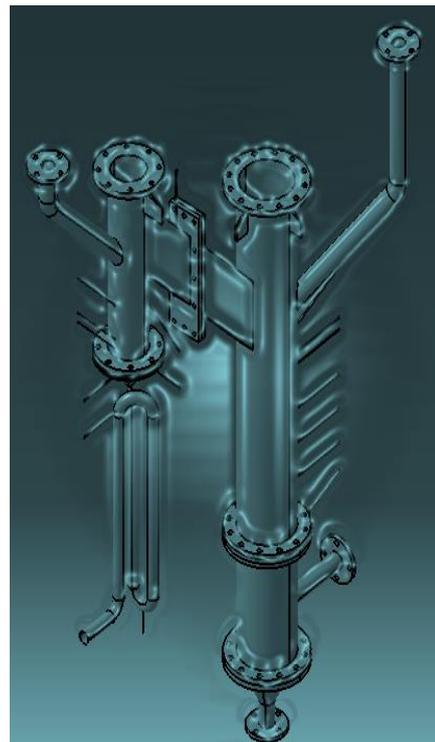
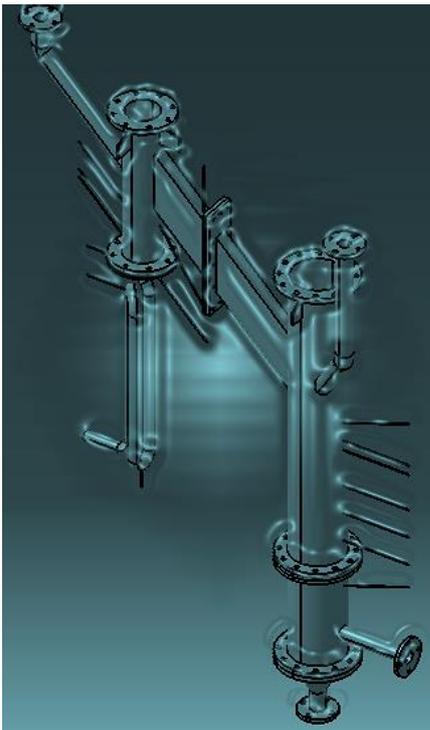


INGENIERÍA DE DETALLE Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE GASIFICACIÓN EN TRES ETAPAS

PROYECTO FIN DE CARRERA (TOMO I)



AUTOR: SANDRA DÍAZ TRUJILLO
TUTOR: DIEGO J. FUENTES CANO

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
UNIVERSIDAD DE SEVILLA



ÍNDICE

RESUMEN	3
CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN	4
1. ANTECEDENTES	4
2. BIOMASA Y RESIDUOS	5
2.1. Definición y tipos	6
2.2. Caracterización de biomasa y residuos como fuente de energía	7
3. GASIFICACIÓN	9
3.2. Reacciones de gasificación	11
3.3. Clasificación de los gasificadores	13
3.4. Papel del agente gasificante	14
3.5. Problemática asociada al proceso de gasificación	16
4. PROCESO FLETGAS	18
5. OBJETIVO Y CONTENIDO DEL PROYECTO	21
CAPÍTULO II.- MEMORIA DESCRIPTIVA	23
1. ESQUEMA CONCEPTUAL DE LA PLANTA PILOTO	23
2. DISEÑO DE DETALLE DE LA PLANTA PILOTO	28
2.1. Módulo de alimentación de sólidos	30
2.2. Módulo de alimentación de agente fluidizante	35
2.3. Módulo de alimentación de aire secundario	39
2.4. Módulo de salida de gases	42
2.5. Módulo de adquisición	48
2.6. Sistemas de análisis del gas	49
2.7. Reactor	50
CAPÍTULO III.- MEMORIA DE CÁLCULO	65
1. REACTOR DE LECHO FLUIDO	65
1.1. Cálculo del diámetro del lecho	66
1.2. Cálculo de la altura del lecho	77
2. PLATO DISTRIBUIDOR DE GAS	78
3. TUBO PRE-CALENTADOR Y POTENCIA INFERIOR DEL HORNO	82
4. POTENCIA SUPERIOR HORNO	89
5. AISLAMIENTO REACTOR DE LECHO FIJO/MÓVIL	95
6. EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA EN LOS REACTORES	98
7. CICLÓN	103

8. TOLVAS DE ALIMENTACIÓN.....	107
CAPÍTULO IV.- IMPLANTACIÓN.....	110
1. PROGRAMACIÓN DE IMPLANTACIÓN.....	110
2. LOCALIZACIÓN.....	112
3. IMPLANTACIÓN DEL MÓDULO DE REACCIÓN	113
4. IMPLANTACIÓN SISTEMA DE ALIMENTACIÓN	117
5. IMPLANTACIÓN CONJUNTO	119
CAPÍTULO V.- MEMORIA ECONÓMICA.....	122
1. FABRICACIÓN DE EQUIPOS.....	122
2. EQUIPOS AUXILIARES	123
3. INSTRUMENTACIÓN	124
4. ACCESORIOS Y TRANSPORTE REACTOR	125
5. MONTAJE.....	126
6. RESUMEN ECONÓMICO ACTUAL.....	127
REFERENCIAS.....	128
ÍNDICE DE FIGURAS	133
ÍNDICE DE TABLAS	136

RESUMEN

El presente proyecto ha sido desarrollado entre los años 2013-2014. En este último se presenta el estudio y la realización de la ingeniería de detalle y construcción de un sistema de gasificación en tres etapas que pretende superar las limitaciones inherentes a los sistemas de gasificación en lecho fluido convencionales. Para ello, se han diseñado e implementado todos los módulos que componen la planta piloto, siendo éstos el módulo de alimentación de sólidos, módulo de alimentación de agente fluidizante, módulo de alimentación de aire secundario, módulo de salida de gases, módulo de adquisición y el reactor (compuesto por un reactor de lecho fluido y uno de lecho fijo/móvil), siendo éste último el corazón de la planta.

Dicho sistema de gasificación en tres etapas (proceso Fletgas) busca, en primer lugar, incrementar la conversión de combustible y reducir la presencia de alquitranes en el gas producto respecto a los valores habituales en procesos de gasificación en una etapa.

En segundo lugar, este sistema de gasificación pretende hacer viable la gasificación de biomasa y residuos con una elevada concentración de cenizas cuyo procesado no es viable en gasificadores convencionales. Los criterios que justifican el diseño del sistema FLETGAS han sido previamente publicados y pueden ser consultados en [Gómez-Barea, 2012], [Gómez-Barea 2013].

ABSTRACT

This project has been developed between the years 2013-2014. The project includes the study and realization of the detailed engineering and construction of a three-stage gasification which expects to overcome the inherent limitations in conventional fluid bed gasification system. Consequently, we have designed and implemented all modules of the pilot plant. They are: solid feed module, fluidizing agent feed module, secondary air feed module, gas output module, acquisition module and the reactor (consisting of a fluid bed reactor and a fixed / moving bed reactor). The reactor is the plant's heart.

First of all, the gasification system in three stages (Fletgas process) looks for increase fuel conversion and reduce the presence of tar in the product gas with respect to usual values in gasification processes in one step.

Secondly, this system expects to make viable gasification of biomass and waste with high ash concentration whose processing is not feasible in conventional gasifiers. The criteria that justify FLETGAS system design have been published previously and may be consulted in [Gómez- Barea, 2012], [Gómez- Barea 2013].

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

En el primer capítulo se presenta una breve introducción sobre biomasa y residuos valorando su empleo en las tecnologías actuales de gasificación. A su vez se incluye dichas tecnologías de gasificación y se discuten las ventajas e inconvenientes de cada tipo de gasificador llegando a la conclusión de que para sistemas de pequeña y mediana escala enfocados a la producción eléctrica distribuida, los equipos que ofrecen más ventajas son los que operan en lecho fluido. En base a las principales limitaciones de este tipo de gasificadores se revisan los diferentes métodos empleados para mejorar el proceso. En base a este análisis se justifica el diseño del nuevo gasificador en tres etapas, detallándose la función de cada una de dichas etapas.

1. ANTECEDENTES

En la sociedad actual existe una creciente preocupación por la conservación del medio ambiente y una de las principales manifestaciones de la misma es el interés por minimizar el impacto ambiental causado por la generación y uso de la energía. Esto ha provocado una diversificación de los recursos energéticos, creciendo el interés en estimar el potencial de las energías renovables, así como el desarrollo de nuevas tecnologías adecuadas para el aprovechamiento de las mismas como fuente de energía. Dentro de las fuentes de energía renovables se encuentra la biomasa, a partir de la cual se puede obtener energía térmica,

eléctrica y biocombustibles sustitutivos del petróleo con importantes ventajas medioambientales y socioeconómicas.

A razón de estas circunstancias se están desarrollando una gran variedad de trabajos y proyectos de investigación, con el fin de evaluar las posibilidades de implantación de técnicas y tecnologías basadas en la biomasa para el uso industrial.

El Departamento de Ingeniería Química y Ambiental de la Escuela Técnica Superior de Ingenieros de la Universidad de Sevilla presenta una línea de investigación que busca el aprovechamiento de la biomasa con los fines anteriormente descritos y superar las dos barreras principales que en la actualidad tienen los gasificadores de biomasa: la baja conversión del carbono (concretamente del carbonizado o char) y el alto contenido en alquitrán (tar) del gas.

El presente proyecto, partiendo de los trabajos desarrollados por el Grupo de Bioenergía perteneciente al Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, presenta el diseño y construcción de un sistema de gasificación en tres etapas cuyo desarrollo conceptual ha sido realizado con anterioridad.

2. BIOMASA Y RESIDUOS

La biomasa tiene el potencial para llegar a ser una de las principales fuentes de energía primaria a nivel mundial durante el presente siglo, estimándose que, para el año 2050, su contribución al modelo energético global puede estar comprendido entre 100 y 400 EJ/año [Berndes, 2003].

De las distintas fuentes de energía renovable, en la mayoría de los países la biomasa es el primer o segundo recurso más abundante [Babu, 2006]. Esto aumenta la seguridad en el recurso energético, disminuyendo la dependencia de combustibles fósiles los cuales se explotan generalmente, en países sometidos a una elevada inestabilidad política. Además, el uso de la biomasa presenta una importante contribución a la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero causantes del calentamiento global, una de las mayores preocupaciones políticas y sociales en materia energética. Por último, el uso de biomasa implica el desarrollo de mercados industriales, favoreciendo las economías locales [Wahlund, 2004]. La figura 1.1 muestra el consumo energético en España durante el año 2013, situándose la biomasa y residuos en segundo lugar, tras la eólica y solar, dentro de las energías renovables.

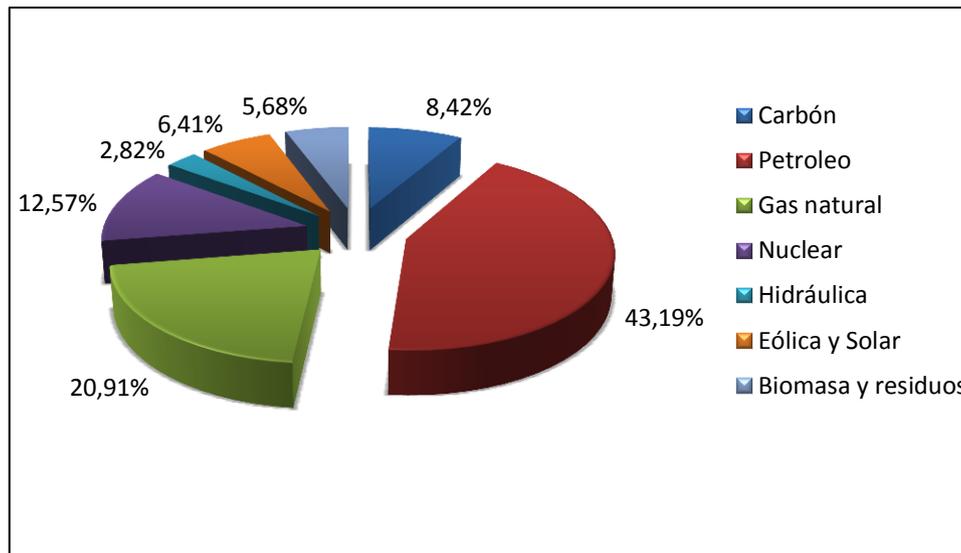


Figura 1.1. Consumo energético en España 2013 [Minetur (SEE), 2013]

Una de las principales desventajas para el uso de la biomasa es su baja producción por unidad de área, lo que conlleva unos elevados costes asociados a la recolección y al transporte de la misma desde el origen hasta el lugar de consumo (producción eléctrica distribuida) [Mckendry, 2002]. Esta razón hace que los sistemas basados en biomasa deban presentar una alta eficiencia y trabajar con márgenes económicos estrechos.

2.1. Definición y tipos

En general, la biomasa está constituida por cualquier tipo de materia orgánica que haya tenido su origen inmediato como consecuencia de un proceso biológico. El concepto de biomasa comprende tanto a los productos de origen vegetal como a los de origen animal [El Bassam, 1998].

La biomasa genéricamente se puede dividir en biomasa primaria y secundaria o residual, atendiendo a las siguientes diferencias:

- Biomasa primaria

Es el conjunto de vegetales de crecimiento más o menos rápido, que puede utilizarse directamente o tras un proceso de transformación para producir energía (recursos naturales y plantaciones energéticas). Dentro de este grupo se encuentran cultivos de corta duración y cultivos energéticos.

- Biomasa secundaria

Se refiere al conjunto de residuos de una primera utilización de biomasa para la alimentación humana o animal, para actividades domésticas o agroindustriales, y que han sido objeto de alguna transformación física. Este grupo es mucho más abundante encontrándose

en él residuos agrícolas (cereales, cultivos herbáceos, olivos, encinas y árboles frutales y no frutales), residuos forestales (procedentes de los tratamientos selvícolas realizados en los bosques y de las industrias de primera y segunda transformación de la madera), residuos agroindustriales (subproductos de la industria del aceite, bagazo de caña, cascarilla de girasol, cáscara de arroz, cáscaras de almendra, desperdicios de algodón, residuos del corcho, residuos de depuradoras, etc.) y residuos municipales e industriales.

Dentro de los distintos costes que marcan la viabilidad económica de los procesos termoquímicos para biomasa, uno de los principales es el precio de adquisición del combustible. La biomasa de buena calidad, como por ejemplo la madera, puede llegar a significar una fracción muy importante del coste total de la producción de electricidad. El uso de residuos y/o subproductos domésticos o industriales es una fuente potencialmente interesante para su aplicación a procesos termoquímicos a un precio considerablemente menor [van Paasen, 2006].

2.2. Caracterización de biomasa y residuos como fuente de energía

Los combustibles de bajo coste o incluso coste nulo, como residuos domésticos o industriales, suelen presentar en su composición ciertas cantidades de material inorgánico, azufre y nitrógeno, de modo que, en los procesos de combustión, se transforman en contaminantes (partículas, HCl, SO_x, y NO_x), que deben ser eliminadas del gas por cuestiones ambientales y operativas. En los procesos de gasificación las condiciones reductoras en el interior del reactor, transforman los elementos anteriores en compuestos en su forma reducida (HCl, SH₂, NH₃ y, en menor medida, HCN). Estas especies son precursoras de los mismos contaminantes que en el caso de la combustión [Stahleberg, 1998], pero pueden ser abatidas antes del uso final del gas. La composición de la ceniza es otro factor que juega un papel fundamental: para combustibles con un alto contenido en sodio o potasio, existe el riesgo de aglomeración y defluidización del lecho [van der Drift, 1999], [Bartels, 2008]. Además, la utilización y reciclado de las cenizas generadas es otra cuestión importante [Gómez-Barea, 2009].

Todo esto confirma que el uso de diferentes residuos es una tecnología que todavía no ha alcanzado la madurez suficiente, siendo necesaria una investigación adicional para evaluar la viabilidad tanto técnica como económica de su utilización. Dentro de esta cuestión, destacan los planes de incentivación que los gobiernos centrales y locales están desarrollando a nivel, principalmente, europeo, así como algunos proyectos de escala demostración o semi-comercial, como los de Lahti (Finlandia) [Kurkela, 2003] y Balingen (Alemania) [Kleinhappl, 2007], entre otros.

Dentro de dichos residuos cabe destacar los lodos de depuradora secos, ya que son el combustible base a emplear durante el desarrollo de las pruebas encaminadas a la ejecución del presente proyecto. Los lodos de depuradora secos (LDS) presentan una alta disponibilidad en el mercado. Sin embargo, su principal problema es el muy elevado contenido en cenizas, destacando la presencia de algunos metales pesados, que deben eliminarse en vertederos

controlados para evitar el lixiviado de los mismos [Fytli, 2008], con el consiguiente coste asociado. El procesado termoquímico de los LDS permitiría reducir la cantidad de material a transportar al vertedero, además de su aprovechamiento energético.

La gasificación de lodos en diferentes tecnologías de lecho fluidizado es un proceso sobre el que existen numerosos trabajos [van der Drift, 1999], [Harris, 2003], [Saiga, 2004], [Petersen, 2005], [Manya, 2005], [Manya, 2006], [Aznar, 2007], [Tastsumi, 2007], si bien la mayoría guarda un denominador común: los ensayos realizados fueron de corta duración y en instalaciones de pequeño tamaño. Estas características no permiten extraer conclusiones sobre la operatividad de la instalación, caracterización de las cenizas, poder calorífico del gas, etc., que serían de gran interés para el escalado de proceso a plantas industriales.

Las características principales que hacen aconsejable y económico el aprovechamiento termoquímico de la biomasa y residuos se citan a continuación:

- Son recursos renovables
- Presentan bajo coste de producción
- Su procesamiento presenta pocos problemas de contaminación ambiental
- Puede resolverse parte de la problemática energética

En comparación con otros combustibles sólidos, como, por ejemplo, el carbón, la biomasa y residuos presentan un alto contenido en volátiles que permiten su ignición con facilidad. La composición de estos combustibles es muy adecuada para su aprovechamiento termoquímico, indicando un análisis elemental de los mismos que están formados básicamente por carbono (30-60%), oxígeno (15-40%), hidrógeno (5-7%), nitrógeno (2-8%) y otros compuestos en menor proporción. Una particularidad de la biomasa es que carece prácticamente de azufre.

El desarrollo de tecnologías que buscan un aprovechamiento eficiente de la biomasa y residuos como fuente de energía encuentran dificultades que, fundamentalmente, se deben a las siguientes características específicas:

- Alto y variado contenido en humedad
- Bajo poder calorífico
- Baja densidad
- Gran variedad de calidad
- Producción generalmente dispersa

Como se ha mencionado anteriormente, la biomasa es un combustible con bajo contenido en azufre (0,05-2%), cuyas emisiones de SO₂ (51-214 mg/MJ) se sitúan por debajo de los límites actuales fijados por la legislación, por lo que su contribución a la lluvia ácida es menor que la de los combustibles fósiles. Como contrapartida la cantidad de otros elementos 'problemáticos', como son los alcalinos, puede ser elevada.

Sin embargo, la principal ventaja medioambiental de la biomasa y residuos como recurso energético es que consume dióxido de carbono durante su periodo de gestación, que se libera

posteriormente cuando se transforma en energía, por lo que su aporte neto a las emisiones de CO₂ durante su ciclo de utilización es nulo, no contribuyendo al aumento de contenido de éste en la atmósfera y, por consiguiente, no aumentando el efecto invernadero [Grassi, 1988].

La principal dificultad que tienen estos combustibles para que su uso como recurso energético se extienda es que tienen que competir con los combustibles fósiles, cuyo aprovechamiento cuenta con tecnologías maduras que además se benefician plenamente de las economías de escala, tanto en la distribución del combustible como en su transformación en energía. Éste es el motivo por el que la generación de energía con biomasa y residuos ha estado confinada a usos marginales en zonas donde localmente se daban las circunstancias que favorecían su aprovechamiento. Los avances experimentados por las tecnologías de generación de energía a partir de biomasa y residuos, junto con las ventajas ambientales frente a los combustibles fósiles, pueden cambiar esta situación en el futuro, siendo de esperar, que la biomasa contribuya apreciablemente a la generación de energía que se consumirá en el presente siglo.

3. GASIFICACIÓN

Por su naturaleza, la biomasa y residuos se encuentran en estado sólido y es difícil de emplear en su estado original en muchos procesos. Es por esto que la conversión en portadores energéticos gaseosos o líquidos presenta muchas ventajas de manipulación y aplicación. Existe una gran variedad de procesos disponibles para convertir la biomasa en combustibles más valiosos. Dichos procesos incluyen los procesos biológicos y los procesos termoquímicos. Los procesos biológicos (producción de etanol o metano) son por lo general más selectivos y requieren mayores tiempos de reacción que los procesos termoquímicos [Bridgwater, 2002]. Dentro de estos últimos se encuentran la combustión, la pirolisis, la torrefacción y la gasificación como sus principales exponentes.

3.1. Concepto de gasificación

Los procesos termoquímicos citados con anterioridad pueden definirse como: (1) La combustión se basa en transformar la energía química contenida en el combustible en un gas con elevada temperatura y, por tanto, alto calor sensible. Para ello es necesario poner en contacto el combustible con un comburente, que suele ser, por razones económicas, aire. (2) La pirolisis es la descomposición química de materia orgánica causada por un calentamiento a alta temperatura en ausencia de oxígeno. Dicho calentamiento del combustible da lugar a su descomposición en tres fracciones: sólida (compuesta, básicamente, por carbono), líquida (en forma de hidrocarburos pesados) y gaseosa (gases ligeros no condensables). (3) La torrefacción se basa en el calentamiento lento del combustible en ausencia de oxígeno, produciéndose el secado y la devolatilización parcial de este último con el fin de obtener un sólido con mayor densidad energética. (4) Por último, la gasificación consiste en convertir la energía química contenida en el combustible en energía química contenida en el gas. Esta

característica del gas es lo que diferencia la gasificación de la combustión, ya que en esta última el gas producto no es combustible, al menos teóricamente. La figura 1.2 muestra el aumento de la relación de equivalencia (moles de aire introducidos frente a los moles estequiométricos de aire necesarios para la combustión completa del combustible alimentado) en función del proceso termoquímico empleado. La relación de equivalencia se usa comúnmente para indicar, cuantitativamente, si la mezcla combustible-aire es rica, pobre o estequiométrica. Tal y como se observa, los dos primeros procesos se dan en ausencia de oxígeno, mientras que la combustión requiere una mayor ER que la gasificación.

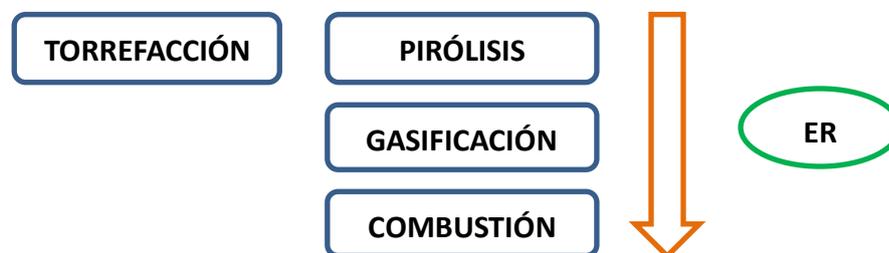


Figura 1.2. Procesos termoquímicos para biomasa y residuos

Cada uno de estos procesos termoquímicos presenta una serie de ventajas e inconvenientes que justifica la selección de uno u otro en función de la aplicación final.

La gasificación es un proceso prometedor para la conversión de biomasa y residuos en un gas combustible que puede ser utilizado en calderas de carbón pulverizado ya existentes para su combustión directa y, cuando el gas producto se limpia adecuadamente, en motores de combustión interna y turbinas de gas o gas de síntesis para combustibles líquidos u otros productos químicos.

En los procesos de gasificación el agente gasificante juega un papel fundamental. Este último puede tratarse de aire (producción clásica de gas pobre), aire enriquecido con mayor o menor concentración de oxígeno, o bien agua (vapor). En la mayoría de los casos se introduce una mezcla de aire y agua, e incluso otros agentes como pueden ser hidrógeno o dióxido de carbono. En general, se puede decir que el medio oxidante que actúa sobre el combustible es una mezcla gaseosa que contiene, en proporciones variables, oxígeno y vapor de agua, así como otros constituyentes que pueden o no participar en las reacciones [Wilén et al, 1997].

Considerando el aspecto químico del proceso, una gasificación ideal sería aquella en la que todo el carbono del combustible se transformase en monóxido de carbono. Sin embargo, esto difiere mucho de la realidad, ya que en los procesos reales una proporción más o menos elevada pasa a ser dióxido de carbono, y otra cantidad, generalmente pequeña, permanece en estado sólido. Por otra parte, paralelamente a las reacciones de gasificación (reacción de Boudouart y reacción de gasificación con vapor) se desarrollan reacciones de pirólisis e incluso de hidrogenación, que se manifiestan especialmente por la presencia de metano en el gas producto [Schuster et al, 2001].

3.2. Reacciones de gasificación

El combustible alimentado al gasificador sufre una serie de transformaciones durante su conversión que básicamente se pueden agrupar en tres: (1) secado y devolatilización, (2) transformaciones secundarias (homogéneas y heterogéneas) de los volátiles emitidos por las partículas y (3) gasificación del carbonizado. Dependiendo de la velocidad de calentamiento de las partículas de combustible los procesos de secado y devolatilización pueden darse de forma consecutiva (como es habitual en gasificadores de lecho fijo donde las velocidades de calentamiento son bajas) o en paralelo (típicamente en procesos en lecho fluido donde se alcanzan altas velocidades de calentamiento de las partículas de combustible).

Durante el proceso de devolatilización se rompen las estructuras orgánicas presentes en el combustible para dar lugar a moléculas de menor peso molecular. Este proceso genera tres fracciones principales produciendo un residuo carbonoso, gases condensables (hidrocarburos pesados) y gases no condensables (CO, CO₂, H₂, CH₄, hidrocarburos ligeros y agua). La distribución de productos obtenidos depende de las condiciones a las que se lleve a cabo el proceso, así pues la velocidad de calentamiento, la temperatura, la naturaleza del sólido y el tamaño de la partícula de este influyen decisivamente en la composición final de los productos.

Los gases condensables del proceso de devolatilización pueden considerarse como alquitranes primarios, y son los responsables, si no se convierten a lo largo del reactor, de la presencia de alquitranes en el gas de gasificación final [Jand, 2005]. El alquitrán es indeseable, especialmente en aplicaciones donde es conveniente enfriar el gas, debido a que produce un impacto negativo en los equipos situados aguas abajo del proceso de gasificación, causando ensuciamiento y corrosión [Devi, 2003].

Las reacciones exotérmicas de combustión parcial del combustible que tienen lugar suministran la energía necesaria para el secado, pirolisis y las reacciones de gasificación y reformado. Dependiendo de la tecnología a utilizar, la cantidad de oxígeno añadida puede variar en un amplio rango, empleándose para gasificación directa entre un 15 y un 40% del oxígeno teórico necesario para la combustión completa.

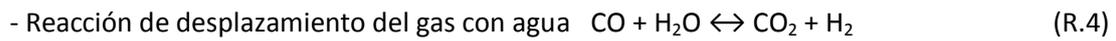
En el proceso de gasificación del carbonizado se aprovecha el calor sensible de los gases y del propio carbonizado para dar lugar a las reacciones de gasificación heterogéneas, de naturaleza endotérmica. Estas reacciones son:



En procesos de alta presión puede resultar significativa la reacción de metanación:



Adicionalmente existen otras reacciones de reformado, tanto heterogéneas como homogéneas, normalmente endotérmicas:



Las reacciones de gasificación (R.1 y R.2) no alcanzan el equilibrio prácticamente en ninguna ocasión. La reacción WGSR (water-gas shift reaction) o desplazamiento de CO (R.4) determina la composición del gas de salida cuando se consigue una elevada descomposición en el seno del gasificador, pues en este caso la reacción se encuentra en la mayoría de las veces en equilibrio termodinámico. Con relación a esto, la operación a altas temperaturas (900 °C) favorece la descomposición del vapor de agua y en consecuencia la aproximación al equilibrio de la reacción anterior.

La temperatura de gasificación es determinante en la composición del gas producto; si ésta es baja, el gas es rico en CH_4 , debido a que las reacciones de metanación e hidrogenación (R.3 y R.8) se ven favorecidas a bajas temperaturas. Asimismo, el gas presentará un alto contenido en alquitranes y aceites, ya que se produce la descomposición de la materia volátil en metano e hidrocarburos superiores a partir de la reacción de craqueo térmico (R.7). Si, por el contrario, la temperatura de operación es alta el contenido en CH_4 del gas disminuye, enriqueciéndose este último en H_2 y CO . Con la temperatura, aumenta la velocidad de conversión del carbono, incrementándose la capacidad de tratamiento del gasificador, sin embargo, a costa de una disminución del poder calorífico del gas y un aumento del riesgo de sinterización de cenizas.

Las reacciones de gasificación (Boudouard y gasificación con vapor) (R.1 y R.2) se consideran que siguen el modelo de Langmuir-Hinselwood, siendo el paso controlante la desorción del complejo activo en los centros activos del residuo carbonoso. Bajo algunas condiciones de operación específicas, se puede asumir que la cinética de estas reacciones es de primer orden [Blasiak et al, 2002].

Así pues, se concluye que el predominio de alguna de las reacciones anteriormente mencionadas depende de numerosos factores tales como: el tipo de contacto en el reactor, la concentración de las distintas especies dentro del mismo, la temperatura y presión de operación y la presencia de catalizadores, entre otros. De este modo, el resultado final del proceso de gasificación es, aunque predecible, difícilmente modelable [Gómez-Barea, 2009c]. Numerosos trabajos [Scott, 2003], [Mathieu, 2002], [Schuster, 2001], [Li, 2001], [Watkinson, 1991], investigaron de forma teórica y práctica la influencia de distintas condiciones de operación basadas en predicciones de equilibrio, de forma que el modelado del sistemas se simplifica de manera evidente. Sin embargo, esta asunción de condiciones de equilibrio es cuestionable para muchos de los gasificadores de biomasa utilizados bajo condiciones de operación prácticas, ya que la gasificación está limitada por la velocidad de reacción en las reacciones señaladas anteriormente.

3.3. Clasificación de los gasificadores

Existen diversas posibilidades para clasificar los distintos tipos de gasificadores, en función de: tipo de contacto gas-sólido, tipo de agente gasificante, dirección y velocidad relativa gas-sólido, presión de trabajo y forma de aportar el calor al reactor. Según esta última los gasificadores se pueden dividir en dos grupos: directos e indirectos. Los de tipo directo son aquellos en los que el calor necesario se consigue mediante combustión parcial de parte de la biomasa y residuos, mientras que en los indirectos, el calor suministrado al reactor se aporta del exterior.

Atendiendo al tipo de contacto entre el gas y el sólido existen tres categorías: lecho fijo, lecho fluidizado y lecho arrastrado. Los reactores de lecho fijo se caracterizan por un lecho de biomasa y/o residuos que se mueve lentamente hacia abajo por la acción de la gravedad mientras se gasifica, alimentándose el gas en sentido descendente (isocorriente) o ascendente (contracorriente). Ambos tipos presentan el inconveniente de unos requisitos exigentes para el combustible (distribución del tamaño de partículas, humedad, etc.) [Kurkela, 2004]. Los gasificadores en isocorriente o updraft (ver figura 1.3 más adelante) se caracterizan por generar un gas relativamente limpio de alquitranes y con una conversión de carbono elevada: la temperatura de salida es alta debido a que el gas atraviesa la zona de oxidación antes de salir del reactor. Sin embargo, su capacidad específica es baja y su potencial de escalado muy limitado.

Por su parte, los reactores en contracorriente o downdraft (ver figura 1.3 más adelante) presentan una eficiencia térmica más elevada, al ser la temperatura de salida baja, pero con el inconveniente de la elevada carga de alquitranes en el gas producto, lo que obligaría a una exhaustiva limpieza del gas para su uso en determinadas aplicaciones. Aunque sustancialmente mayores que en el caso de los gasificadores en isocorriente, el potencial de escalado y la capacidad específica siguen siendo bajos.

Los reactores de lecho fluidizado (ver figura 1.3 más adelante) son aquellos en los que el agente gasificante circula por el interior de los mismos a una velocidad ascensional tal que un lecho de sólido inerte, que se añade en su interior, se encuentra en estado de fluidización, existiendo en el interior del gasificador una retromezcla que favorece la transferencia de materia y energía entre el combustible y el gas. Existen dos categorías dentro de este tipo de gasificadores: los burbujeantes y los circulantes. En los lechos fluidizados burbujeantes, la velocidad del agente fluidizante-gasificante es suficientemente baja para que no haya una circulación significativa de sólido. Por el contrario, en los lechos fluidizados circulantes, la velocidad del agente es mucho más elevada, dando como resultado una circulación de sólidos. Este sólido se recircula al reactor mediante el empleo de un ciclón y un sistema de retorno al gasificador [Grace, 1997]. Las principales ventajas de los lechos fluidizados son: excelente control de la temperatura y las velocidades de reacción, alta capacidad específica, potencial de escalado a mayores tamaños y adaptación a cambios de biomasa. Por el contrario, muestran niveles moderados-altos de alquitranes y partículas en el gas de salida y la conversión del combustible no es tan elevada como en los gasificadores de lecho fijo.

Los gasificadores de lecho arrastrado funcionan, de manera aproximada, como calderas de carbón pulverizado. Operan en isocorriente con un tamaño de partícula muy fino, ya que los tiempos de residencia en el reactor son muy bajos. Las altas temperaturas de operación dan como resultado conversiones muy elevadas y concentraciones de alquitrán en el gas de salida prácticamente nulas. Sin embargo, es una tecnología sobre la que existe poca experiencia para gasificación de biomasa y residuos [van der Drift, 2004].

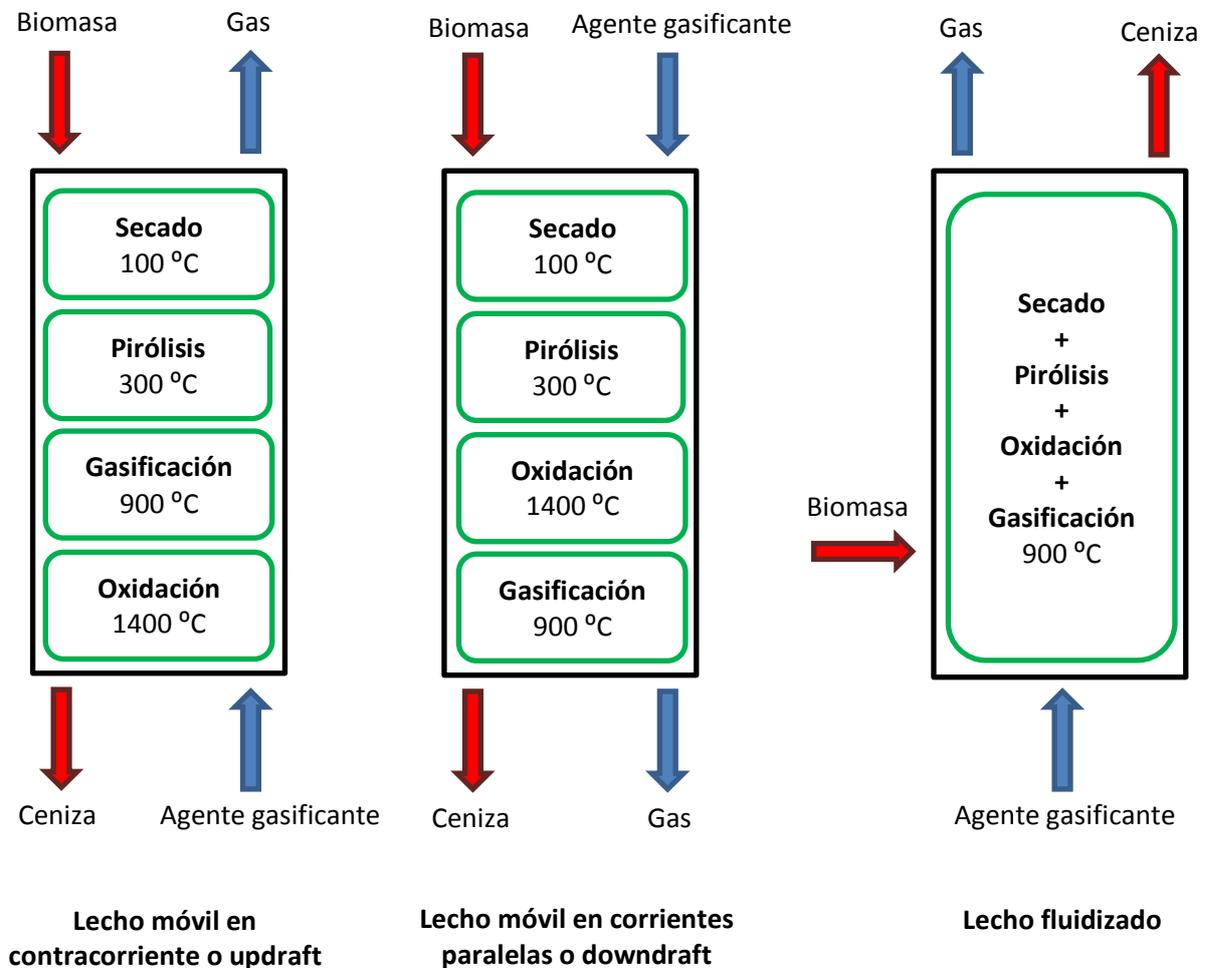


Figura 1.2. Tipos de gasificadores principales para gasificación de bioma y residuos
[<http://www.ciemat.es/>]

3.4. Papel del agente gasificante

En relación con el tipo de gasificador, es importante discutir el papel del agente gasificante, ya que afecta a la calidad del gas generado y a la economía del proceso. La operación autotérmica de un gasificador implica la necesidad de aportar oxígeno para generar el calor necesario para los procesos de gasificación. La opción más sencilla y económica para esto es el empleo de aire. Sin embargo, el empleo de aire viene acompañado de la consecuente dilución con nitrógeno del gas generado, disminuyendo su poder calorífico y la eficiencia global del proceso. La posibilidad de utilizar exclusivamente oxígeno, por medio de unidades de destilación o adsorción de aire, elimina la ineficiencia asociada a la dilución, pero es, por el contrario, difícil de justificar económicamente.

El parámetro fundamental en la gasificación con aire es la relación de equivalencia (ER), que se define como los moles de aire introducidos en el reactor frente a los moles estequiométricos de aire necesarios para la combustión completa del sólido alimentado al gasificador. Dicha relación suele hacerse variar entre 0,2 y 0,4. Cabe destacar que en el caso de que haya un aporte de calor desde el exterior además de una combustión parcial los resultados obtenidos no son comparables aunque se mantenga una ER constante en ambos casos [Gil et al, 1999].

Otra posibilidad tecnológicamente atractiva es el uso de vapor como agente gasificante. Esta opción cuenta con la ventaja de que el vapor es un reactivo en las reacciones de gasificación y reformado y su coste de generación es considerablemente menor al del oxígeno. Sin embargo, el uso del vapor cuenta con el inconveniente de la necesidad de aportar calor al reactor de manera indirecta (gasificación alotérmica). Es por tanto que, aunque el uso de vapor es tecnológicamente viable para la generación de un gas producto de buena calidad y sin dilución asociada al nitrógeno, sigue presentando una economía desfavorable. La puesta en práctica de este concepto de gasificación se ha orientado desde dos enfoques distintos: el uso de mezclas oxígeno-vapor y el uso de gasificadores indirectos.

En el primero de dichos conceptos, el oxígeno alimentado se invierte en la combustión parcial de la biomasa y residuos, aportándose el calor necesario para que el proceso sea auto-mantenido. El gas producido tiene un elevado contenido en hidrógeno y se evita la dilución con nitrógeno. La tecnología ha sido extensiblemente probada a escala de laboratorio [Gil, 1999], [Wang, 1992], pero la inversión económica para el equipamiento de suministro de oxígeno de alta pureza sigue siendo elevada, de modo que la aplicación a escala industria es menos atractiva.

Un segundo enfoque trata de evitar la necesidad de aportar oxígeno separando los diferentes procesos de combustión del carbonizado y de pirólisis de la biomasa y residuos en dos zonas paralelas, la primera alimentada con aire y la segunda con vapor. Este concepto de gasificador indirecto se conoce como lechos gemelos, de tal forma que se realiza una circulación de calor por medio de la transferencia del material inerte del lecho de combustión al lecho de devolatilización. La aportación esencial de este planteamiento es que permite obtener una gasificación con vapor autotérmica sin la necesidad de oxígeno (solo se utiliza aire), produciendo un gas con un poder calorífico medio, es decir, sin dilución por nitrógeno. Esta tecnología ha alcanzado un estado semi-comercial en la actualidad [Rauch, 2004] y sigue siendo objeto de investigación [van der Meijden et al, 2008].

En la gasificación, exclusivamente, con vapor el factor distintivo de las condiciones de operación es la relación vapor-biomasa (S/B), que se define como los kilogramos de vapor que se alimentan al gasificador por kilogramo de biomasa (seca y sin cenizas) que se aporta. Los valores de este parámetro oscilan entre 0,5 y 1.

En los casos de mezclas de vapor y aire se consiguen unos resultados intermedios con respecto al uso de los agentes por separado. En este caso no es posible utilizar ni la ER ni la S/B. La solución que suele adoptarse es el uso de un nuevo término o parámetro denominado

relación de gasificación (GR), que se define como los kilogramos de vapor y oxígeno alimentados por cada kilogramo de biomasa seca y libre de cenizas.

Otro agente fluidizante que, actualmente, no se emplea para fluidizar el lecho es el dióxido de carbono. El uso de este componente favorece la reacción de Boudouard, con lo cual cabe suponer que a mayor contenido de CO₂ en la alimentación, el gas es más rico en CO. Aunque la reacción de Boudouard es de las más recomendables con el objetivo de la búsqueda de un gas con alto poder calorífico, tiene la desventaja de ser fuertemente endotérmica. Para solucionar este problema y favorecer esta reacción, es necesario un aporte de calor, pudiéndose efectuar este último mediante dos vías: por combustión parcial de parte de la biomasa y/o residuos o por medio de un calentamiento externo.

3.5. Problemática asociada al proceso de gasificación

La selección de un tipo de gasificador conlleva unas características operaciones que están vinculadas a cómo se desarrolla el proceso de gasificación en el reactor. Una cuestión fundamental asociada a la gasificación de biomasa es que la carga de alquitranes en el gas de salida del gasificador puede ser elevada (como sucede en los gasificadores de lecho fluidizado). Esta consecuencia juega un papel fundamental para la posterior aplicación del gas generado, ya que obliga a la limpieza del mismo para su uso en procesos en los que el gas de gasificación deba enfriarse, por ejemplo, en la producción de electricidad por medio de motores de combustión interna alternativos. La limpieza del gas afecta a la economía del proceso de gasificación, razón por la que este tema es uno sobre los que más investigación se está desarrollando en la actualidad. A su vez, la presencia de alquitranes en el gas de síntesis provoca una disminución del poder calorífico inferior del gas, debido a que especies como CH₄, CO y H₂ se forman en menor proporción. Esta disminución del poder calorífico puede llegar a ser incluso de un 10%.

Los alquitranes aparecen como producto de la devolatilización de los combustibles sólidos carbonosos durante el proceso de gasificación. Después de su evolución desde la fase sólida, los vapores de los alquitranes primarios son susceptibles de reacciones de alquitranes secundarias las cuales alteran la masa y composición del alquitrán. Una conversión parcial del alquitrán ya ocurre en los poros de la partícula del combustible así como en la fase gas y sobre la superficie de los sólidos. De acuerdo con las fases involucradas, las reacciones secundarias se dividen en homogéneas y heterogéneas. En ambos casos pueden ocurrir procesos como el craqueo, la oxidación parcial, la polimerización y la condensación [Morf et al, 2002].

Dentro de las distintas posibilidades para el abatimiento de los alquitranes, existen dos enfoques bien diferenciados: métodos primarios y métodos secundarios.

- Métodos primarios: Las medidas primarias se pueden resumir en tres: (1) la adecuada selección de las condiciones de operación dentro del gasificador, (2) el uso de aditivos en el lecho durante la gasificación y (3) un diseño adecuado del gasificador [Kiel, 2004]. Puede observarse como la selección de un tipo u otro de gasificador tiene una relación directa con los

mecanismos anteriormente citados, tanto en las condiciones de operación (distribuciones de temperatura y oxígeno, tiempos de residencia de gas y sólido, etc.), como en el uso de catalizadores en el propio reactor (sólo en los reactores de lecho fluidizado) o la posibilidad de estratificar el oxígeno aportado en uno o varios equipos.

Dentro de la selección de unas correctas condiciones de operación destacan, en el caso de la gasificación con aire, como parámetros principales, la temperatura de operación y la relación de equivalencia. Existen especies de alquitranes que solo pueden darse a partir de ciertas temperaturas (suficientemente elevadas). El obtener una temperatura elevada es sinónimo de trabajar con una ER alta, ya que cuanto mayor sea esta última, mayor cantidad de biomasa combustionará obteniéndose una temperatura mayor. Se ha comprobado que una elevación de la temperatura del lecho de 700 a 900 °C se traduce en una eliminación de más de un 40% de los alquitranes. El problema principal es que no se puede elevar la temperatura del lecho infinitamente, ya que aparte de la necesidad de materiales que soporten altas temperaturas (lo cual afecta a la viabilidad económica), una mayor ER genera un gas de peor calidad, al producirse un mayor aporte de nitrógeno al lecho [Yu et al, 1997].

La adición de aditivos al lecho ha sido probada en muchos estudios y publicaciones. Estos catalizadores incluyen a los catalizadores con base de níquel, dolomita calcinada, olivita y catalizadores de hierro. No obstante, el más destacado de dichos aditivos es la dolomita, llegándose a sugerir que con unos valores de un 3% en peso de dolomita dentro del lecho se puede conseguir una reducción superior al 40 % de alquitranes [Narváez et al, 1996].

Dentro de las posibles modificaciones en el diseño del lecho destaca la inyección de aire secundario con el fin de elevar la temperatura del mismo. Con esta medida se puede llegar a reducir el contenido en alquitranes en más de un 80% con el empleo de un 20% de aire secundario con respecto al primario [Pan et al, 1999].

- Métodos secundarios: Los métodos secundarios se emplean como tratamiento del gas producto del gasificador y pueden ser físicos o químicos. Dentro de los métodos químicos destaca el reformado y craqueo de los alquitranes, obteniéndose buenos resultados de eliminación.

Los métodos físicos constan principalmente de la instalación de equipos como ciclones, filtros cerámicos, filtros de tela, separadores de partículas rotativos, precipitadores electrostáticos y torres de lavado, entre otros.

Sin embargo, la carga de alquitranes en el gas no es el único problema al que nos enfrenta la gasificación en lechos fluidizados. Los procesos de gasificación convencionales tienen una limitación más, siendo ésta la baja conversión de carbono, que surge como resultado de la dificultad de convertir el carbonizado o char de forma efectiva. La baja conversión de carbono disminuye de forma significativa la eficacia del proceso al no ser aprovechada la energía del carbono no convertido, que, por otro lado, sale en forma de cenizas de difícil gestión.

El origen de este problema se debe a la baja temperatura de operación en el gasificador, temperatura impuesta por el límite de fusibilidad de las cenizas, que normalmente se

encuentra entre 800 y 900°C dependiendo del residuo, en cualquier caso, significativamente menor que el del carbón.

Para poder superar estas dos principales desventajas de la gasificación es necesaria la concepción de un sistema que permita convertir de forma efectiva tanto el char como el alquitrán sujeto a la restricción de temperatura impuesta por las cenizas. En base a esto, algunas instituciones han realizado proyectos destinados a la mejora de procesos y corrección de esta problemática. Dentro de estos destaca el trabajo realizado por el ECN (Energy Research Centre of the Netherlands) en el cual se han desarrollado aplicaciones informáticas para el cálculo del punto de condensación de las mezclas de alquitranes. Otro proyecto de suma importancia ejecutado por el programa V Programa Marco y la colaboración de algunas de las más importantes instituciones europeas, ha sido el desarrollo de una guía (Guideline for Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases) con el fin de unificar los criterios y obtener los mejores mecanismos de muestreo y análisis de alquitranes [Neeft et al, 1999]. Otros estudios de mención importante que enfrentan el problema asociado a la baja conversión de carbonizado y carga de alquitranes en el gas producto son 'Modeling and simulation of a three-stage gasification technology for waste and biomass' [Nilsson, 2012] y 'Studies on tar formation and conversion for the development of a three-stage gasifier' [Fuentes-Cano, 2013], llevados a cabo por el grupo de Bioenergía de la Universidad de Sevilla.

4. PROCESO FLETGAS

La optimización de sistemas convencionales de gasificación en lecho fluidizado no permite alcanzar los niveles de limpieza del gas necesarios para su uso directo en motores de gas para producción eléctrica. Sin embargo, el conocimiento que se ha generado durante el estudio de las medidas sobre conversión de alquitranes, así como, del propio carbono presente en el combustible es de utilidad para el diseño y operación de nuevos sistemas de gasificación que permitan superar las limitaciones de los sistemas convencionales.

Con dicho objetivo, se presenta un nuevo diseño de gasificador en tres etapas, donde mediante la estratificación del agente gasificante y la mejora del contacto entre los compuestos gaseosos y el carbonizado sólido, se alcance el doble objetivo de eliminar la presencia de alquitranes en el gas producto generado e incrementar la conversión global de combustible. La figura 1.4 presenta un esquema conceptual del proceso donde se muestran las corrientes de gas y sólido en las distintas zonas del gasificador.

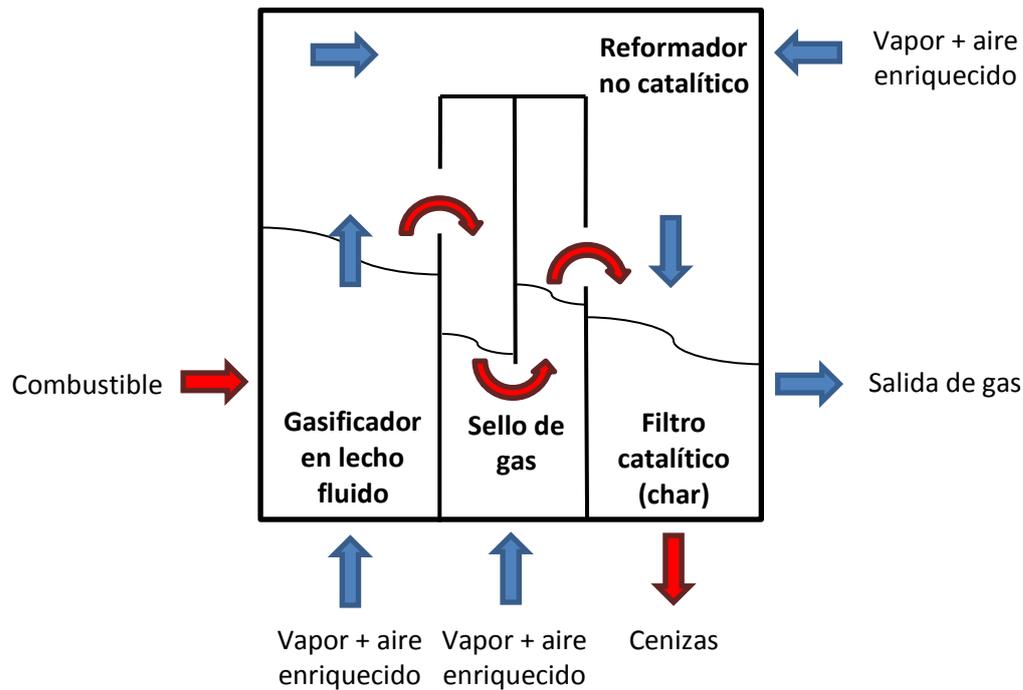


Figura 1.4. Esquema del gasificador en tres etapas [Fuentes-Cano, 2013]

Las tres etapas de la que consta el nuevo diseño son:

- Etapa 1.- Gasificador en lecho fluido. El objetivo de esta primera etapa es devolatilizar el combustible a temperatura suficientemente baja (del orden de 700-800°C) lo que producirá una mezcla de alquitranes más reactiva que si el proceso se llevara a cabo a mayor temperatura. A la temperatura de dicha etapa la conversión del carbonizado será poco significativa aún en presencia de vapor.
- Etapa 2.- Oxidación/reformado no catalítico del gas. En esta segunda etapa el gas producto del gasificador es calentado (hasta una temperatura máxima de 1200°C aproximadamente) mediante la inyección de una mezcla de aire (o aire enriquecido) y vapor. El objetivo que se persigue durante esta etapa es, en primer lugar oxidar/reformar los alquitranes reactivos provenientes del gasificador y, en segundo lugar, incrementar la temperatura del sistema de cara a la última etapa.
- Etapa 3.- Conversión en lecho móvil de carbonizado. En esta etapa se ponen en contacto el gas proveniente de la segunda etapa y el material carbonoso procedente de la primera. Principalmente se producen dos reacciones; en primer lugar la conversión catalítica de los alquitranes que permanezcan en la corriente gaseosa sobre la superficie del material carbonoso y, en segundo lugar, la gasificación del carbonizado restante. Esta es, adicionalmente, un filtro para las partículas que acompañan al gas.

Entre las etapas 1 y 3 existe un sello de gas que permite hacer fluir los flujos de gas y sólido de forma conveniente (figura 1.4). Gracias a este sistema el gas es conducido al reformador

no-catalítico mientras que el sólido es transferido directamente de la primera etapa a la tercera. Dicho dispositivo es un lecho fluidizado alimentado, en general, con vapor y aire, y aunque no es una etapa en sí misma puede permitir cierta flexibilidad en las condiciones (de temperatura y estado de conversión) de entrada del material carbonizado a la tercera etapa mediante el ajuste de la cantidad de oxidante alimentada.

Los procesos que tienen lugar en cada una de estas etapas se resumen en el diagrama conceptual representado por la figura 1.5.

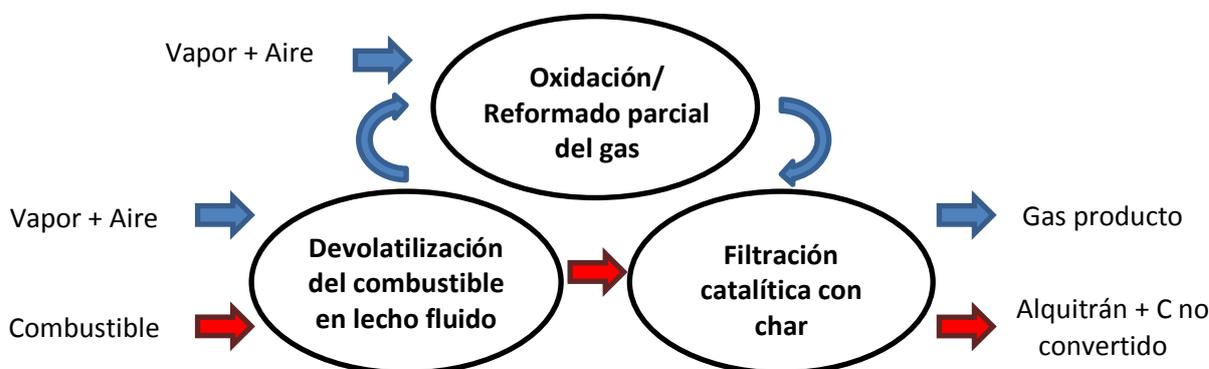


Figura 1.5. Diagrama conceptual de los procesos que tienen lugar en cada parte del sistema Fletgas [Fuentes-Cano, 2013]

Para definir de forma clara y concisa el diseño del sistema se han llevado a cabo una serie de estudios con el fin de conocer las condiciones óptimas de operación para una biomasa y/o residuos determinados, así como, conocer la fluido-dinámica del proceso.

El comportamiento fluido-dinámico se ha estudiado mediante un ensayo en frío operando con lodos secos de depuradora, desarrollándose, por consiguiente, un modelo fluido-dinámico para este sistema que permite predecir teóricamente el movimiento del gas y del sólido y la distribución de éstos últimos en las diferentes zonas del sistema. [Gómez-Barea et al, 2010b]

Las pruebas de devolatilización [Gómez-Barea et al, 2010b] y gasificación del char [Nilsson et al, 2012b] se realizaron en un equipo a escala de laboratorio operando tanto en lecho fluido como en lecho fijo. Los resultados obtenidos proporcionan información suficiente para desarrollar un modelo del sistema, incluyendo la conversión química del carbón y alquitrán, que permite simular este último bajo diferentes condiciones de operación [Nilsson et al, 2012a].

La figura 1.6 muestra los resultados obtenidos al comparar una gasificación en una sola etapa y el sistema propuesto de tres etapas [Gómez-Barea et al, 2008] empleando lodos secos de depuradora como combustible. Se presentan las temperaturas más significativas alcanzadas en cada disposición así como la eficiencia de gasificación, la conversión de char y el contenido de alquitrán en el gas producto.

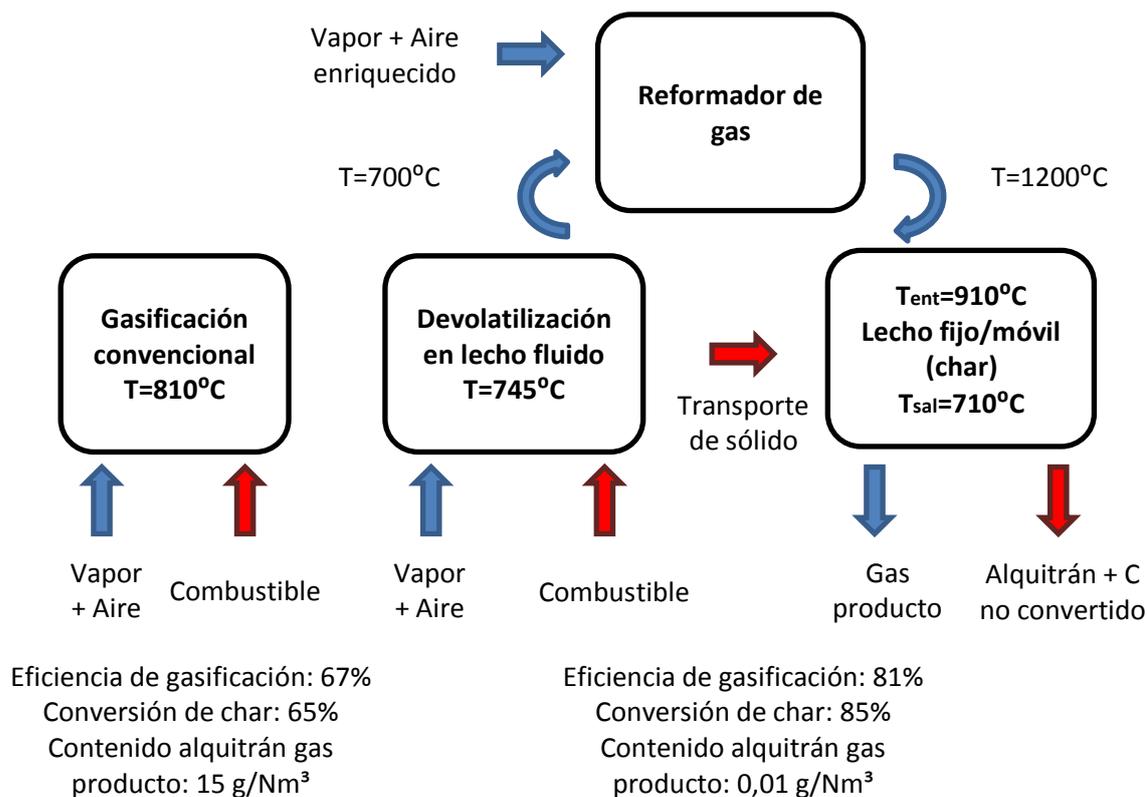


Figura 1.6. Comparación de una gasificación convencional y el sistema Fletgas [Nilsson, 2012]

5. OBJETIVO Y CONTENIDO DEL PROYECTO

El objetivo principal de dicho proyecto es acometer el estudio y la realización de la ingeniería de detalle y construcción de un sistema de gasificación en tres etapas que pretende superar las limitaciones inherentes a los sistemas de gasificación en lecho fluido convencionales.

Con este sistema de gasificación se busca, en primer lugar, incrementar la conversión de combustible y reducir la presencia de alquitranes en el gas producto respecto a los valores habituales en procesos de gasificación en una etapa.

En segundo lugar, dicho sistema de gasificación pretende hacer viable la gasificación de biomasa y residuos con una elevada concentración de cenizas cuyo procesado no es viable en gasificadores convencionales. Los criterios que justifican el diseño del sistema FLETGAS han sido previamente publicados y pueden ser consultados en [Gómez-Barea, 2012], [Gómez-Barea 2013].

El documento presentado está dividido en secciones que analizan diferentes aspectos del proyecto de montaje de la planta piloto FLETGAS. A continuación se resume el contenido de dichas secciones:

- Capítulo II: Memoria descriptiva

En este capítulo se resumen las bases de diseño del gasificador en tres etapas y se analiza la ingeniería de detalle de la planta piloto. Se analizan las diferentes soluciones tecnológicas o constructivas planteadas durante la fase de diseño de detalle y se justifican los motivos de selección final de éstas.

En primer lugar se presenta un diagrama conceptual de la instalación que permite identificar los diferentes módulos que la componen. A continuación los módulos que componen la planta piloto son descritos en detalle para su identificación y análisis de funciones. Las especificaciones técnicas y los planos de detalle, cuando los haya, serán adjuntados en los anexos correspondientes.

- Capítulo III: Memoria de cálculo

El capítulo III del presente proyecto engloba todos los cálculos realizados que han sido necesarios para el diseño y dimensionado de los equipos que componen la instalación. Dentro del mismo se presenta la nomenclatura empleada, así como los datos de partida necesarios según el equipo a tratar.

- Capítulo IV: Implantación

En esta sección se presenta los plazos previstos de instalación de los diferentes equipos de la planta piloto. Finalmente se discuten los planos de detalle de la implantación, poniéndose de manifiesto las soluciones constructivas adoptadas.

- Capítulo V: Memoria económica

En la última sección del presente documento se desglosan en diferentes partidas (fabricación de equipos, equipos auxiliares, instrumentación y montaje) los costes asociados a la construcción de la planta piloto.

- Anexos

El presente documento contiene cinco anexos donde se detallan el manual de operación [ANEXO I], memoria de planos [ANEXO II], hojas de especificaciones técnicas [ANEXO III], proyecto cámara de combustión [ANEXO IV], manual de arranque de la cámara de combustión [ANEXO V], proyecto eléctrico de la instalación [ANEXO VI], así como los contactos comerciales establecidos para la compra de los respectivos equipos de la planta [ANEXO VII].

CAPÍTULO II

MEMORIA DESCRIPTIVA

En esta sección se resumen los criterios de diseño que han servido de base para el dimensionado del reactor y detallan los trabajos de ingeniería de detalle llevados a cabo durante el diseño de la planta piloto. La selección de los diferentes equipos es justificada en base a criterios técnicos y económicos.

1. ESQUEMA CONCEPTUAL DE LA PLANTA PILOTO

La Figura 2.1 presenta el esquema conceptual de la planta piloto mostrando los diferentes módulos que la componen.

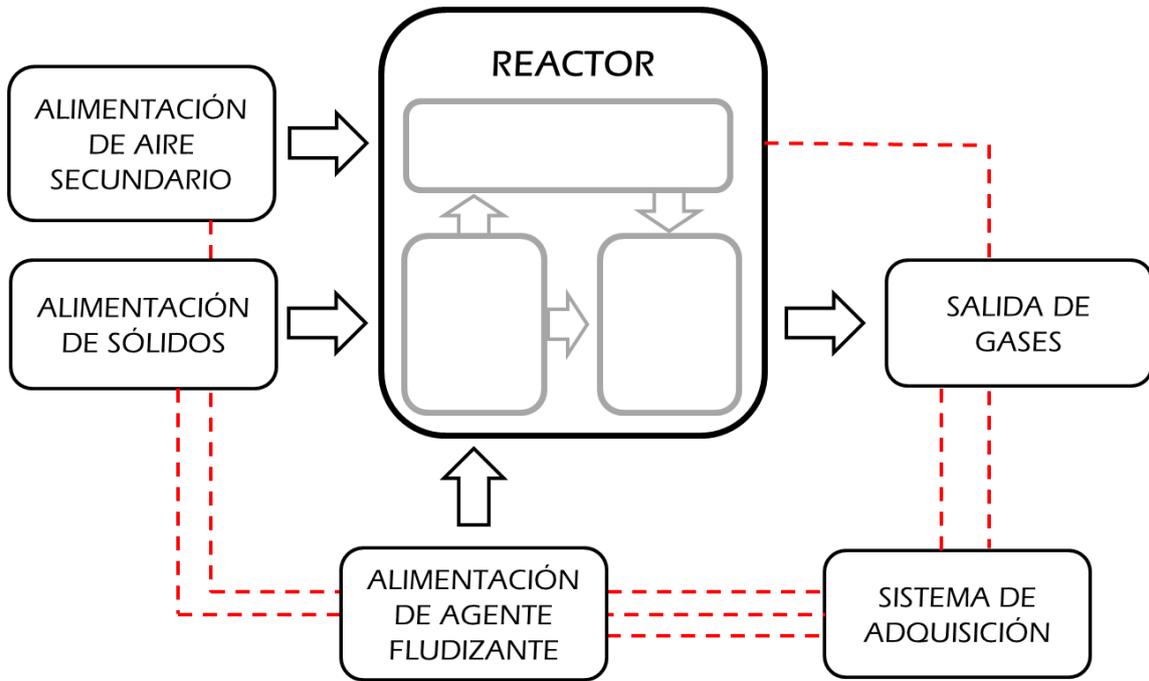


Figura 2.1. Diagrama conceptual de la planta piloto

Los requerimientos funcionales y una breve descripción de las soluciones tecnológicas adoptadas para cada uno de los módulos se resumen a continuación:

- **Módulo de alimentación de sólidos:** el sistema de alimentación de sólidos es el encargado de dosificar el combustible sólido al reactor. El dispositivo debe permitir realizar cargas de combustible mientras la planta está en operación con el objetivo de realizar ensayos de larga duración. Adicionalmente el sistema debe estar presurizado para evitar el retroceso del gas producto desde el reactor.

Características que son deseables pero no imprescindibles para este módulo son la posibilidad de monitorizar y registrar el caudal de combustible alimentado, así como, la posibilidad controlar el dispositivo de dosificación desde el punto de monitoreo de la instalación.

Respecto al punto de alimentación de combustible existe la posibilidad de que sea alimentado en el lecho (in-bed) o sobre este. Esta selección no es trivial ya que de ella pueden depender las condiciones ambientales en las que se devolatilizan las partículas y con ello la distribución final de productos. Constructivamente la opción "sobre el lecho" es más simple al no requerir un tornillo de paso rápido.

En base a estos requerimientos se ha optado por un sistema de alimentación de doble tolva (carga y alimentación) separadas por un conjunto de válvulas que aseguran la estanqueidad entre ambas durante la operación. La tolva inferior contiene el sistema dosificador (un tornillo) cuyo caudal será regulado mediante un variador de frecuencia instalado en las proximidades del puesto de monitoreo. El punto de alimentación al lecho fluido se ha decidido hacer sobre el lecho por la mayor simplicidad constructiva y por el hecho

de que las partículas en devolatilización tienden a flotar en los lechos fluidos [Fuentes-Cano 2013], residiendo en esta zona la mayor parte del tiempo (de devolatilización) independientemente del punto de alimentación.

Para monitorizar el caudal de sólidos alimentados se ha optado por instalar una báscula sobre la que descansa el conjunto tolva de alimentación-tornillo dosificador que se encuentra independizado del resto del sistema de alimentación y del reactor por flexibles. El monitoreo del sólido alimentado se realiza gracias a la señal de salida de la que dispone la báscula, quedando conectada al sistema de adquisición.

Con objeto de determinar la necesidad de recarga de combustible para la tolva de alimentación se ha optado por implementar en esta última un visor transparente que permita visualizar el nivel de sólido. Adicionalmente para la presurización de esta cámara se ha optado por implementar en la misma una toma del aire comprimido que se alimenta al reactor cuyo caudal queda regulado con un rotámetro de bajo caudal. Esta solución ya ha demostrado su viabilidad durante la operación de la planta piloto de gasificación en lecho fluido existente.

- **Módulo de alimentación de agente fluidizante:** como agentes de fluidización se emplea una mezcla de aire y vapor de agua. Este sistema debe asegurar la alimentación continua de la mezcla al reactor durante la operación de la planta independientemente de la presión de la línea a la que descarga.

Características que son deseables pero no imprescindibles para este módulo son la posibilidad de controlar, monitorizar y registrar el caudal de aire alimentado.

El aire alimentado se toma de la línea de aire comprimido de la planta piloto que se encuentra a 6-8 bares. Para reducir la presión del aire a los 2-3 bares necesarios se dispone de un manorreductor con salida de condensados. El caudal de aire introducido al reactor se controla mediante un mass-flow, equipo capaz de mantener constante el caudal consignado con independencia de las variaciones de presión que tengan lugar en el sistema, abriendo o cerrando automáticamente la válvula que incorpora. Este equipo dispone de una salida 0-5 V conectada al sistema de adquisición que permite el monitoreo del caudal de aire alimentado.

El agua utilizada para generar vapor se almacena en un bidón de 25 litros de capacidad que permite, aproximadamente, 5 horas de operación entre recargas. El bidón dispone de un tubing de salida conectado a la bomba peristáltica que es la encargada de dosificar el caudal requerido. La salida de agua de la bomba peristáltica descarga en el pre-calentador del agente fluidizante del primer módulo de reacción, donde tiene lugar el cambio de fase antes de su alimentación al reactor del lecho fluido. El control de la bomba peristáltica se realiza de forma manual y el caudal alimentado puede monitorizarse ya que dispone de salida 0-10 V conectada al sistema de adquisición.

Existe un sistema de seguridad y parada de la planta consistente en un rack de dos botellas de nitrógeno que descargan en la línea de alimentación de aire. El objetivo de este dispositivo es ser usado durante el proceso de enfriamiento de la planta o bien, de producirse una incidencia durante la operación, purgar el sistema de gases tóxicos o combustibles. Este sistema está constituido por el rack de dos bombonas con sus respectivos manorreductores y

válvulas de corte (de forma que se permite el cambio de una botella mientras la otra es utilizada). Este dispositivo no permite la medida del caudal alimentado por no considerarse necesario aunque es factible la instalación de un indicador de caudal que permita controlar el flujo de nitrógeno.

- **Módulo de alimentación de aire secundario:** a través de la zona superior del segundo módulo (ver figura 2.2 más adelante) se ubica el dispositivo de alimentación secundaria de aire/aire enriquecido. Este sistema debe asegurar la alimentación continua de una mezcla aire/O₂ seleccionada y a una determinada temperatura durante la operación de la planta.

Características que son deseables pero no imprescindibles para este módulo son la posibilidad de monitorizar y registrar el caudal y composición del aire enriquecido alimentado, así como la temperatura del mismo.

Al igual que en el módulo de alimentación de agente fluidizante, el aire se toma de la línea de aire comprimido ubicada en la planta piloto. El manorreductor se encarga de fijar la presión de salida de la línea y para controlar el caudal se utilizará otro mass-flow que hace la misma función que el empleado anteriormente. En el sistema propuesto el aire se enriquece gracias al aporte de oxígeno proveniente de un rack de seis-ocho botellas instaladas en la planta que aseguran largos periodos de ensayos. El caudal de oxígeno alimentado se selecciona mediante un rotámetro de control manual sin salida de señal. Por lo tanto, dado el dispositivo experimental, es posible monitorizar y registrar el caudal de aire alimentado pero no así el caudal de oxígeno que deberá ser anotado manualmente durante la operación.

Para pre-calentar el aire antes de su inyección al sistema se instala una resistencia térmica controlada por un lazo cerrado. El monitoreo de la temperatura de alimentación del aire secundario se realiza mediante la conexión de uno de los hilos del termopar (se emplea un termopar de doble hilo) al sistema de adquisición.

- **Reactor:** el reactor está compuesto por dos módulos claramente diferenciados. El primer módulo es un gasificador en lecho fluido donde el combustible es parcialmente convertido a temperaturas que oscilan entre los 700 y los 800°C. El segundo módulo es un reactor tubular con dos zonas diferenciadas, en la parte superior el gas formado en el lecho fluido es parcialmente oxidado mediante la adición de cantidades controladas de aire/oxígeno mientras que la zona inferior, donde tiene lugar la filtración catalítica del gas, está formada por un lecho móvil de partículas de char generadas en el lecho fluido.

El primer módulo está compuesto por el tubo pre-calentador, el plato distribuidor y el reactor de lecho fluido. La alimentación de combustible se produce por la boca de carga al reactor (sobre el lecho) mientras que el aire y el vapor de agua se alimentan al tubo pre-calentador. Esta mezcla asciende a través del tubo hasta llegar al plato distribuidor y al lecho de partículas.

La temperatura del primer módulo se encuentra controlada por un horno abrochado al mismo. Este horno consta de dos zonas calefactoras independientes: pre-calentador y lecho fluido. El control de ambas zonas se efectúa mediante la implementación de dos lazos de control que mantienen el sistema a la temperatura de consigna. La medición de la temperatura

para ambos lazos de control se realiza en el tubo pre-calentador (bajo el distribuidor) para el lazo inferior y dentro del lecho de partículas para el lazo superior.

El segundo módulo está formado por el reactor tubular y el sistema de descarga de cenizas. Este sistema permite la descarga de las partículas del lecho durante la operación de la planta. Para ello se instala una rejilla mecánica encargada de sustentar el lecho móvil y permitir la descarga controlada de este último hacia un sistema de tolvas situado aguas abajo.

El monitoreo y registro de temperatura y presión se realiza mediante la inserción de varios termopares y medidores de presión diferencial ubicados a lo largo de ambos módulos del reactor cuya señal se registra al sistema de adquisición.

- **Módulo de salida de gases:** la función de este módulo es reducir la carga de partículas del gas producto y combustionarlo antes de ser emitido. El sistema debe permitir el transporte de los gases originados en el reactor hasta la cámara de combustión evitando que la temperatura descienda por debajo de 300°C con el fin de evitar la condensación de los alquitranes presentes en el gas.

Para reducir la carga de partículas del gas producto se ha optado por implementar un ciclón a la salida del reactor. El ciclón se ha diseñado con un diámetro de corte de 10 μm por lo que las partículas que se encontrarán aguas abajo se espera que sean suficientemente finas como para no depositarse en la línea que comunica el ciclón y la cámara de combustión. Esta línea de salida dispone de un lazo de control que actúa sobre un cable calefactor con objeto de asegurar una temperatura en la línea superior a 300°C.

Para determinar el caudal de gas de salida se ha optado por la instalación de una tobera situada entre el ciclón y la cámara de combustión. La medida de caudal se realiza por presión diferencial, midiendo esta última aguas arriba y aguas debajo de la tobera mediante un medidor de presión diferencial.

El gas durante la operación de la planta se transporta a la cámara de combustión y posteriormente es emitido. Sin embargo, durante la etapa de calentamiento de la planta o por problemas puntuales en la cámara de combustión puede ser necesario bypassar el gas y emitirlo directamente a la atmósfera. Por este motivo se ha instalado una línea alternativa que emite el gas directamente sin combustión previa. El sistema de control de la cámara de combustión es independiente y, en caso de malfuncionamiento (ausencia de llama), el sistema bypassa automáticamente la cámara. Tanto el propano como el aire que consume dicha cámara se toman de las líneas instaladas en la planta piloto.

- **Módulo de adquisición:** este sistema debe permitir el registro y la monitorización en continuo de todas las señales transmitidas por los equipos e instrumentos de la planta.

El sistema seleccionado consta de un dispositivo de adquisición compuesto por dos tarjetas de adquisición provistas de los canales suficientes para registrar todas las señales de la planta independientemente de la naturaleza de la misma (termopares, voltaje o intensidad). Este dispositivo se conecta al ordenador mediante un puerto usb y posee un software propio donde quedan almacenados todos los datos en formato "Excel".

2. DISEÑO DE DETALLE DE LA PLANTA PILOTO

En esta sección se analiza detalladamente el diseño de cada uno de los módulos que componen la planta piloto FLETGAS. Para ello se presentan los diferentes diagramas P&I de la instalación y las características de los equipos que forman parte de ésta. Además se analiza el diseño de los equipos diseñados por el Grupo Bioenergía (reactor y alimentador de sólidos).

En base a los requerimientos funcionales de los diferentes dispositivos planteados en el anterior apartado se barajan diferentes opciones tecnológicas para cada uno de los dispositivos. Dichas opciones son analizadas en este apartado y la opción seleccionada es justificada en base a criterios técnicos y económicos.

La figura 2.2 presenta el diagrama P&I general de la planta, en el que se pone de manifiesto los distintos módulos que forman parte de la instalación, así como, los equipos y/o instrumentos pertenecientes a cada uno de ellos. Cada línea es analizada en profundidad en los siguientes apartados.

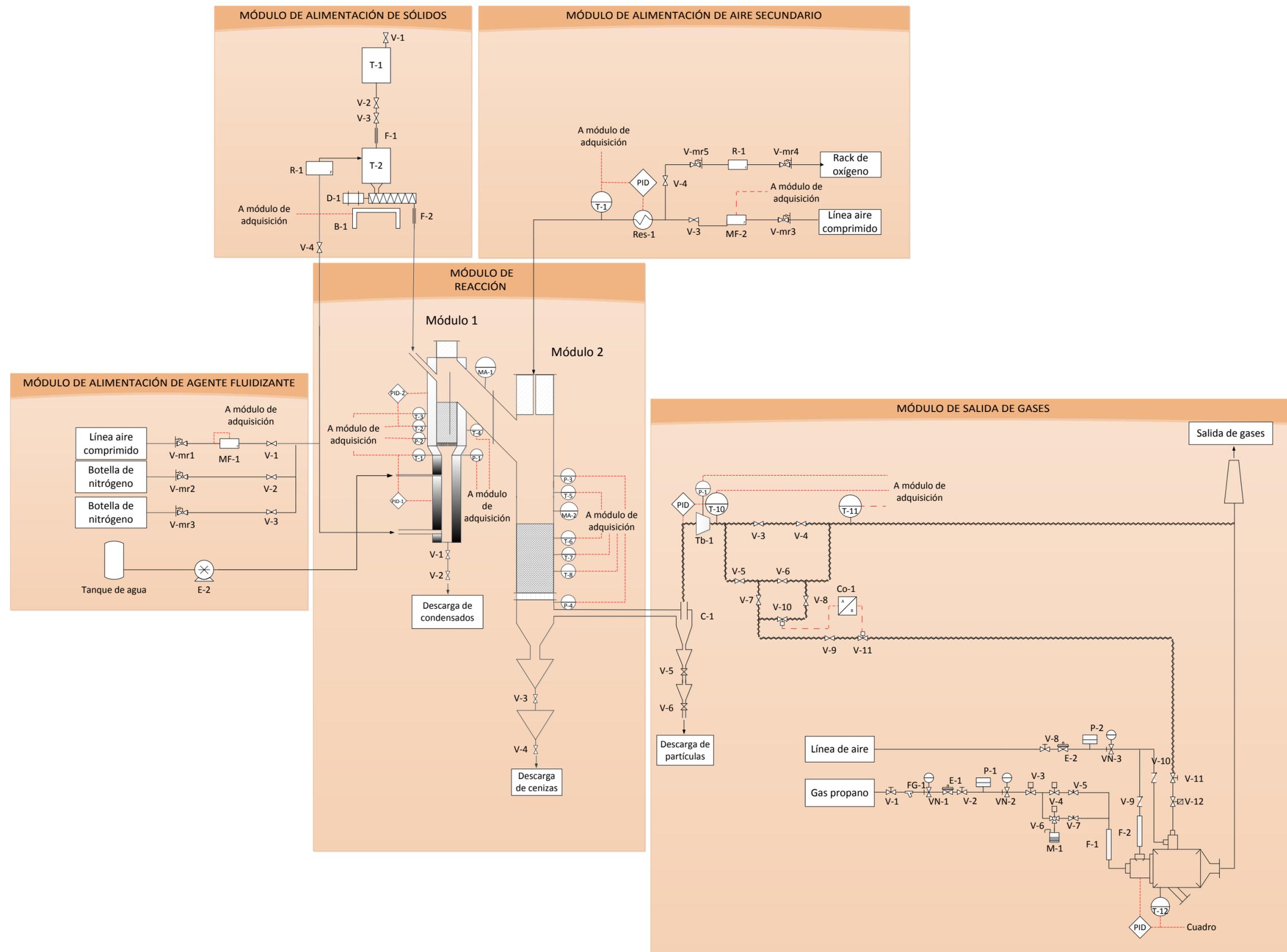


Figura 2.2. P&I general de la planta piloto

2.1. Módulo de alimentación de sólidos

Como ya se ha comentado con anterioridad, el sistema de alimentación de sólidos es el encargado de dosificar el combustible sólido al reactor. El combustible para el cual se ha diseñado el proceso FLETGAS es lodo seco de depuradora granulado con un tamaño de partícula (diámetro) de 2-3 mm, las principales características físicas de este combustible se presentan en la tabla 2.1.

Tipo de Combustible	Tamaño de partícula (mm)	Densidad (Kg/m ³)	Densidad aparente (Kg/m ³)
Lodo seco de depuradora	2-3	1400	760

Tabla 2.1. Propiedades físicas del combustible

Debido a la fragilidad mecánica del material se ha optado por un sistema de dosificación por tornillo en lugar de válvulas alveolares que pueden atriccionar y triturar el material. Además la dosificación por tornillo ha sido implementada anteriormente con éxito en otro gasificador a escala piloto, lo que ofrece mayores garantías de funcionamiento. Respecto al punto de alimentación de combustible existe la posibilidad de que sea alimentado en el lecho (in-bed) o sobre este. Esta selección no es trivial ya que de ella pueden depender las condiciones ambientales en las que se devolatilizan las partículas y con ello la distribución final de productos. Finalmente el punto de alimentación al lecho fluido se ha decidido hacer sobre el lecho por: (1) la mayor simplicidad constructiva debido a que no es necesaria la instalación de un tornillo de paso rápido que introduzca el sólido en el lecho y (2) por el hecho de que las partículas en devolatilización tienden a flotar en los lechos fluidos [Fuentes-Cano, 2013]. Sin embargo, para asegurar que el punto de alimentación de combustible carece de importancia práctica sería necesario un análisis más detallado de los tiempos característicos de devolatilización y de mezclado (vertical) de las partículas en el lecho [Gómez-Barea, 2010].

La figura 2.3 presenta un diagrama P&I del módulo de alimentación de combustible. El dispositivo cuenta con un sistema de doble tolva, carga y alimentación (T-1 y T-2 respectivamente), separadas por un conjunto de válvulas (V-2 y V-3) que aseguran la estanqueidad entre ambas de forma que es posible la recarga de T-1 mientras el reactor está en operación. La válvula V-1 tiene como función despresurizar la tolva T-1 antes de realizar la recarga de sólido. La tolva inferior contiene el sistema dosificador, un tornillo (D-1) cuyo caudal es regulado mediante un variador de frecuencia instalado en las proximidades del puesto de monitoreo.

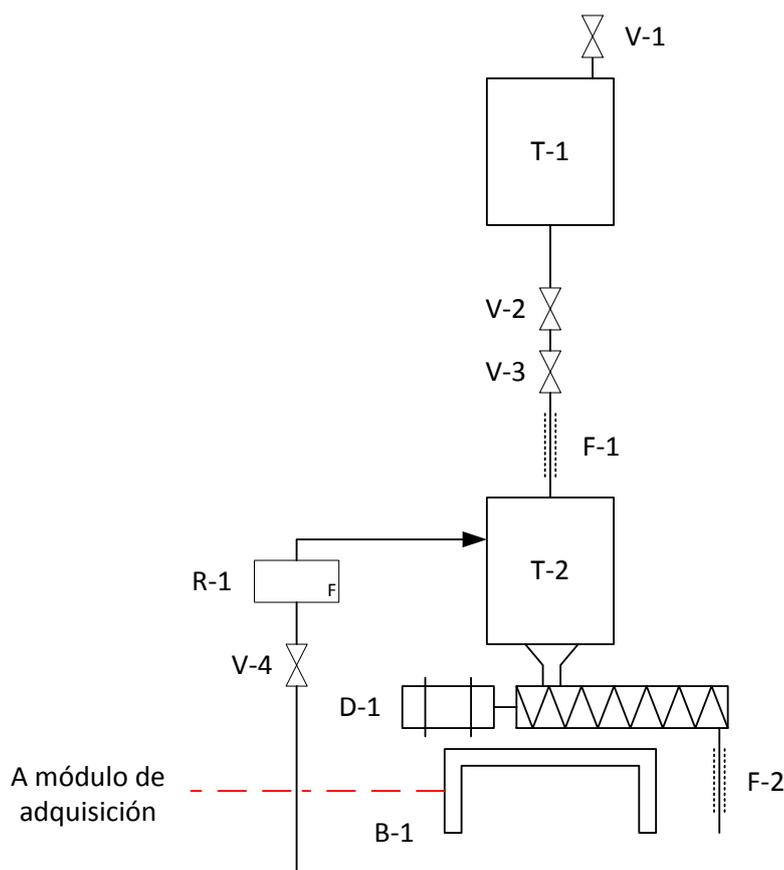


Figura 2.3. Módulo de alimentación de sólidos

El conjunto tolva de alimentación (T-2) - tornillo dosificador (D-1) se encuentra conectado por flexibles metálicos (F-1 y F-2) tanto a la tolva de carga (T-1) como al reactor. Tanto T1 como el reactor disponen de anclajes a la estructura donde la planta está instalada, quedando el conjunto T-2 – D-1 apoyado sobre la báscula (B-1) que permite registrar su peso de forma continua. Dado que la báscula dispone de salida analógica 4-20 mA es posible monitorizar, gracias al sistema de adquisición, el sólido alimentado al reactor.

Ya que el conjunto T-2 – D-1 se encuentra conectado directamente al reactor es necesario presurizar la tolva para impedir el posible retroceso del gas del reactor hacia el tornillo. Con este objetivo se ha implementado una toma de aire comprimido a la tolva T-2 representada en la figura 2.3 por la válvula V-4 y el dispositivo R-1. El aire que se alimenta en este punto procede de la línea de alimentación de aire comprimido al lecho fluido de forma que el caudal de presurización es una fracción (pequeña) del caudal total alimentado a dicho módulo. La válvula V-4 es una válvula de corte sin función reguladora mientras que el dispositivo R-1 es un rotámetro con válvula de control que permite seleccionar el caudal de aire.

Como la tolva de carga se ubica en la tercera planta de la instalación se ha optado por instalar un polipasto para elevar el material hasta dicha altura.

La tabla 2.2 presenta un listado de los equipos que componen el módulo de alimentación de combustible donde se indica el fabricante/modelo del mismo y sus características principales.

EQUIPO	FABRICANTE/MODELO	CARACTERÍSTICAS
Polipasto	TIP Werkzeuge ELA 200	Carga máxima: 100 Kg
Válvula de despresurización	Hastinik 1000WOG	Válvula de bola Diámetro: DN 40
Tolva de carga	Rosex	Capacidad: 100 litros
Válvula de tajadera	Orbinox EX P	Presión máxima: 10 bar Diámetro: DN 50
Válvula de bola	Rosex	Presión máxima: 10 bares Diámetro: DN 50
Flexibles	Rosex	Diámetro: 3"
Tolva de alimentación	Rosex	Capacidad: 115 litros
Rotámetro	Omega FL-3840-G	Rango de caudal: 2-20 NI/min
Tornillo dosificador + Variador de frecuencia	Rosex	Caudal máximo: 47,5 Kg/h (lodo)
Balanza	Básculas Guadalquivir BMM, Versión 1	Capacidad máxima: 600 Kg

Tabla 2.2. Lista equipamiento módulo de alimentación de sólidos

A continuación se analiza en detalle cada uno de estos equipos.

Polipasto: el polipasto tiene la misión de elevar el material sólido hasta la tercera planta de la instalación para efectuar la carga del mismo hacia el sistema de tolvas. Consta de un motor, mando botonera y un cable de acero terminado en un gancho que permite atar los sacos de sólido. La carga máxima que soporta es de 100 Kg.

Tolva de carga: la tolva de carga que sirve de pulmón al sistema de almacenamiento ha sido dimensionada para alojar aproximadamente 75 Kg de combustible lo que, en base a un consumo horario de 30 Kg, asegura un periodo entre recargas de 2,5 horas. Dicha tolva es un depósito troncocónico en el que la parte cilíndrica tiene una altura de 400 mm y un diámetro de 500 mm, mientras que el tronco de cono es de 250 mm de altura y 80 mm de base menor. Su capacidad es de 100 litros (ver figura 2.4). Posee una tapa superior con una abertura por la que se alimenta el sólido y a la que hay conectada una válvula de despresurización para despresurizar el sistema antes de realizar la recarga. La tolva está fabricada en láminas de

acero inoxidable AISI 316 de 4 mm de espesor, dobladas y soldadas. Los planos pueden ser consultados en [ANEXO II], así como el diseño de la misma en la [Memoria de cálculo] del presente documento.

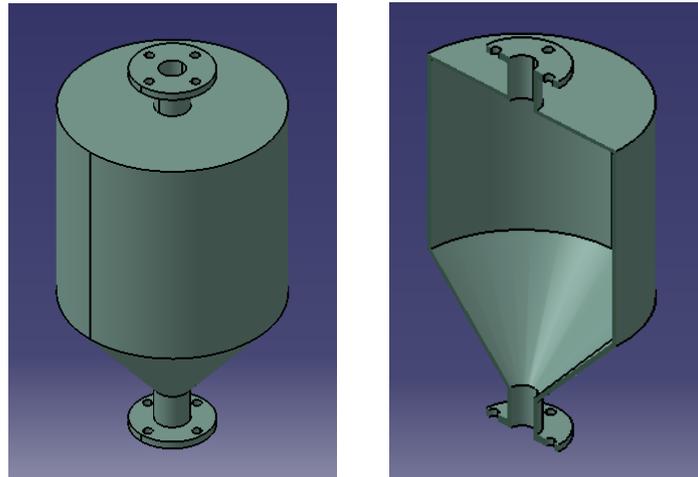


Figura 2.4. Tolva de carga

Tolva de alimentación: la tolva de alimentación es la encargada de alimentar el tornillo dosificador de sólido. Se trata de un depósito troncocónico en el que la parte cilíndrica tiene una altura y diámetro de 500 mm, mientras que el tronco de cono es de 250 mm de altura y 80 mm de base menor (ver figura 2.5). En este caso el volumen de la tolva es de 115 litros frente a los 100 litros de la tolva de carga. La diferencia de volúmenes se ha fijado para evitar una sobrecarga, o rebose, de la tolva de alimentación. La tolva está fabricada con láminas de acero inoxidable AISI 316 de 4 mm de espesor, dobladas y soldadas. Los planos pueden ser consultados en [ANEXO II] así como el diseño de la misma en la [Memoria de cálculo] del presente documento.

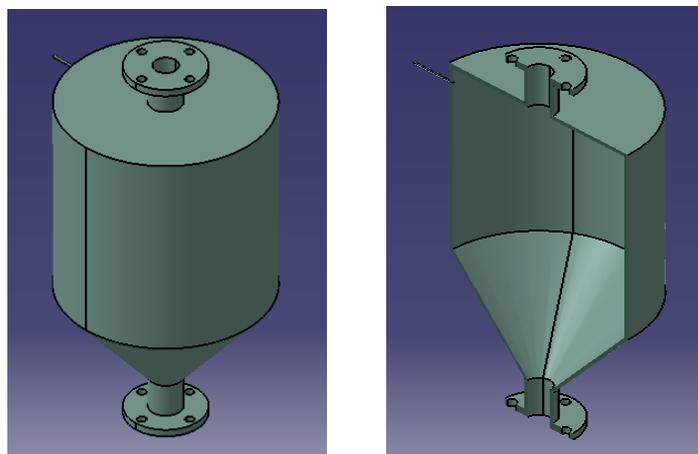


Figura 2.5. Tolva de alimentación

La tolva de alimentación necesita un indicador de bajo nivel de carga que permita determinar cuándo realizar la recarga. Para esta medida se barajaron dos opciones: el detector de nivel o la ventana transparente. El detector de nivel fue rechazado porque la mayor

simplicidad de la ventana transparente dado que para una planta piloto de las dimensiones del FLETGAS no se es necesario monitorizar cada uno de los parámetros de control. Por lo tanto el diseño de la tolva presenta una ventana de metacrilato de 2 cm de espesor que funciona como visor, indicando al operario la necesidad de recarga.

Válvulas de descarga de sólido: la conexión entre la tolva de carga y de alimentación se consigue mediante el conjunto de dos válvulas, una de tajadera y otra de bola. El objetivo de estas válvulas es descargar el sólido contenido en la tolva de carga en la tolva de alimentación e independizar las presiones de ambas tolvas. En contacto con el sólido contenido en la tolva de carga se instala la válvula de tajadera debido a su mayor resistencia al ensuciamiento y, bajo esta, la válvula de bola, necesaria para asegurar la estanqueidad. Ambas válvulas son de acero inoxidable DN 50.

Flexible metálico: el conjunto tolva de carga-válvulas es necesario desacoplarlo de la tolva de alimentación para evitar que su peso descansa sobre la báscula y alcance el rango máximo de medida. Por otro lado es necesario desacoplar el dosificador del reactor para evitar el efecto de la dilatación de éste último que afectaría a la medida del peso de sólido alimentado. Esto se consigue mediante la implementación de dos elementos flexibles que unen la tolva de carga y la de dosificación y el tornillo dosificador con el reactor, respectivamente. Este elemento está fabricado en acero inoxidable AISI 316 trenzado, tiene un diámetro de 3" y presenta un factor de dilatación longitudinal elevado.

Rotámetro de aire: tal y como se mencionó anteriormente es necesario suministrar un caudal constante de aire a la tolva de dosificación para asegurar que no existe retro-flujo del gas de gasificación. Para ello se emplea un dispositivo ya empleado con anterioridad para el mismo fin compuesto por un rotámetro con válvula de ajuste encargado de fijar el caudal de aire aportado de la línea de aire de alimentación al lecho fluido. El rotámetro empleado es de bajo caudal ya que el objetivo que se persigue es asegurar que el flujo de gas se produce en el sentido tolva-reactor y no a la inversa.

Dosificador: el dispositivo dosificador es el encargado de alimentar el sólido con el caudal deseado por el operario. Consta de un motor acoplado a un engranaje que mueve unas paletas antibóvedas y un tornillo dosificador. Tanto las paletas como el tornillo están fabricados en acero inoxidable AISI 316. El tornillo es una hélice hueca de 40 mm de diámetro y 300 mm de longitud. Posee sendas bridas que permite su conexión a la tolva de alimentación, así como, al reactor. El motor, trifásico con 0,25 KW de potencia, posee una reductora mecánica de actuación manual que permite cierta regulación del caudal, sin embargo para un control más preciso del caudal alimentado se ha instalado un variador de frecuencia que será controlado manualmente por el operario. Con objeto de facilitar el cambio de frecuencia alimentada al motor el variador se instalará en la planta baja de la planta donde se encuentra también el puesto de monitorización.

Balanza: la balanza es la encargada de registrar de forma continua el peso del conjunto tolva de alimentación-dosificador. Se trata de una plataforma monocélula con estructura tubular en acero, plato en acero inoxidable y célula en aluminio, con protección IP65. El plato de pesada presenta una geometría cuadrada de 800 mm de lado y su altura total es de 190 mm. Incluye un visor multifunción que indica al operario el peso del sólido y tiene una salida

análoga de 4-20 mA que es recogida por el sistema de adquisición de datos. El peso máximo para el que está diseñada la balanza es de 600 Kg mientras que el error máximo asociado a la medida es de $\pm 0,2$ Kg.

Para el sistema de pesaje se barajó la posibilidad de utilizar un sistema basado en células de carga como el dispositivo del gasificador actual. Sin embargo, el mayor coste del dispositivo y los problemas de espacio de la planta decantaron la decisión hacia la instalación de la báscula antes descrita.

2.2. Módulo de alimentación de agente fluidizante

El agente fluidizante con el que se alimenta el lecho fluido del reactor son mezclas de aire y vapor de agua en proporciones que pueden variar. Por lo tanto el sistema de alimentación debe permitir el control independiente de los caudales de aire y vapor (realmente se alimenta agua que será vaporizada posteriormente). A continuación se analizan en detalle las líneas de alimentación de aire y vapor. Ambas líneas son independientes y confluyen ya en el precalentador que se aloja dentro del horno del reactor donde el agua es vaporizada y la mezcla aire/vapor calentada.

- Línea de alimentación de aire

La figura 2.6 presenta el diagrama P&I de la línea de alimentación de aire para el lecho fluido. Como puede verse la línea se sub-divide en un módulo que alimenta aire y otro que permite alimentar el nitrógeno contenido en dos botellas de nitrógeno. La función del nitrógeno es doble, por un lado se usa para purgar el sistema de gases combustibles en caso de incidencia en la planta y, por otro lado, ser utilizado durante el proceso de parada para enfriar el sistema.

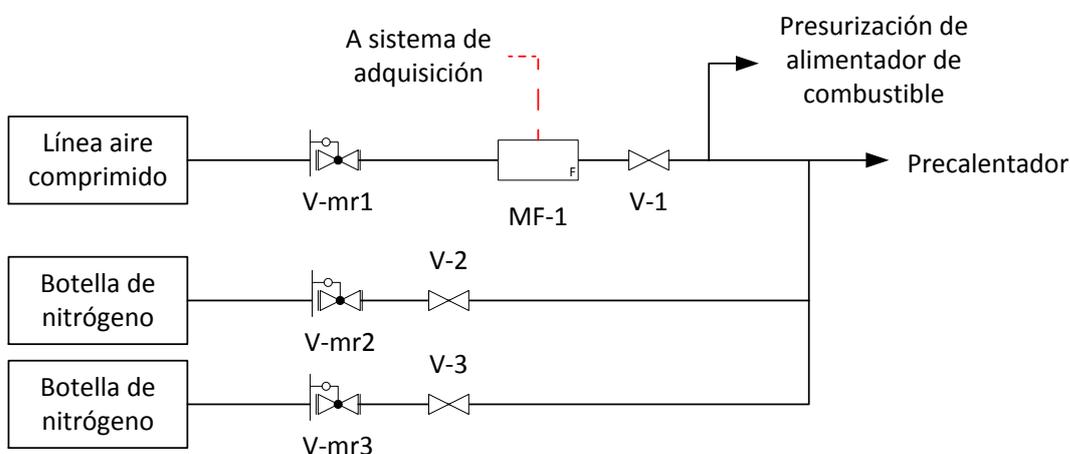


Figura 2.6. Módulo de alimentación de aire/nitrógeno

El aire necesario para el proceso se toma de la línea de aire comprimido de la planta piloto. Dicha línea se encuentra a una presión de 8 bares y es alimentada por un compresor compartido con el resto de instalaciones que consumen aire comprimido. Una alternativa que se consideró a la alimentación con aire comprimido fue la instalación de una soplante para uso exclusivo en la planta FLETGAS. Esta segunda opción permite independizar el aporte de aire del resto de consumidores sin embargo esta opción fue descartada. Los motivos para su descarte fueron económicos (adquisición de la soplante) y técnicos. Dentro de estos últimos es de destacar el hecho de que, incluso cuando otros consumidores estén requiriendo aire, la presión de la línea será más que suficiente para las necesidades de la instalación, siendo el caudal máximo de aire que suministra el compresor de 281 m³/h, quedando como único problema el control preciso del caudal.

Para controlar el caudal de aire alimentado al sistema se utiliza un mass-flow (MF-1). Este sistema fue elegido frente al rotámetro por el motivo apuntado anteriormente, el control preciso (y automático) del caudal de aire. En el caso del mass-flow, dado que el control del caudal se realiza automáticamente, el sistema reacciona a las variaciones en la presión del proceso (variaciones que son de esperar en el sistema FLETGAS) asegurando que se alimenta el caudal consignado. El único requerimiento es que la presión de la línea de aporte sea de 2-3 bares, extremo que está asegurado haciendo uso de la línea de aire comprimido.

Un mass flow (mass flow controller, MFC) es un dispositivo utilizado para medir y controlar el flujo de fluidos. El MFC está equipado con un sistema de control en bucle cerrado. Su principio de funcionamiento es el siguiente: el operario proporciona una señal de entrada o punto de consigna al dispositivo. Este último compara dicha señal con el valor determinado por el sensor de flujo de masa y ajusta la válvula proporcional en consecuencia para lograr el caudal requerido. Finalmente el mass flow emite una señal de tensión correspondiente a la tasa de flujo medida que es recogida por el pertinente sistema de adquisición de datos.

La tabla 2.3 presenta un listado de los equipos que componen el módulo de alimentación de aire/nitrógeno al lecho fluido donde se indica el fabricante/modelo del mismo y sus características principales.

EQUIPO	FABRICANTE/MODELO	CARACTERÍSTICAS
Manorreductor de aire	Omega B07-202-A1KA	Rango de presión: 0,5-10 bares
Manorreductor de nitrógeno	Air Liquide	Rango de presión: 0-4 bares
Mass-flow	Omega 0-1000 SLM	Rango de caudal: 0-1000 SLM
Válvula de corte	-	Diámetro: ½" (válvula de bola) Presión máxima: 10 bares

Tabla 2.3. Lista equipamiento módulo de alimentación de aire/nitrógeno

A continuación se analiza en detalle cada uno de estos equipos.

Manorreductor de aire: debido a la alta presión de la línea de aire, 8 bares, es necesario el empleo de un manorreductor para regular la presión requerida por el mass-flow. El modelo de manorreductor adquirido dispone de una salida para condensados ya que, aunque el gas de la línea no contiene condensados, el mass-flow puede dañarse si alguna incidencia en el compresor provocada la presencia de agua en la línea. El rango de presiones de salida del manorreductor instalado es de 0,5-10 bares.

Manorreductores de nitrógeno: los manorreductores instalados en las botellas de nitrógeno tienen como función reducir la presión desde la presión de la botella a la presión de descarga y serán utilizados para como válvulas de regulación para alimentar este gas cuando sea necesario.

Mass-flow: para controlar el caudal de aire alimentado al sistema se utiliza un mass-flow. Este equipo se ha elegido con el fin de mantener constante el caudal de consigna a pesar de las variaciones de presión que pueden tener lugar en el sistema. Este dispositivo permite alimentar un caudal de aire en el rango 0-1000 SLM con un error máximo de $\pm 1,5\%$ de la escala. Para monitorización del caudal alimentado el equipo dispone de una salida analógica 0-5 V que se registra mediante el sistema de adquisición de datos instalado.

Válvulas de corte: para aislar diferentes zonas del circuito se han instalado tres válvulas de corte (de bola) en la instalación (V-1 – V-3). La función de la válvula V-1 es proteger el mass flow cuando se alimenta exclusivamente nitrógeno ya que este dispositivo es sensible a la presión en la línea de descarga cuando no está en funcionamiento. La función de las válvulas V-2 y V-3 es permitir el cambio de botellas de nitrógeno durante la operación sin peligro de retroceso de gas.

Conducciones y conexiones: (material, diámetros, velocidad, etc...): teniendo en cuenta que el caudal de aire de fluidización alimentado es, aproximadamente, $17 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ($7 \text{ m}^3/\text{h}$, a temperatura ambiente y 2,5 atm de presión) y estableciendo como criterio de diseño una velocidad del gas por las conducciones de 13 m/s, se ha seleccionado un diámetro de tuberías de $\frac{1}{2}$ ". Las tuberías son de acero inoxidable AISI 316. La conexión con el tubo pre-calentador del primer módulo de reacción, de 2" de diámetro, se realiza mediante una pieza de adaptación.

- Línea de alimentación de agua

La figura 2.7 presenta el dispositivo encargado de dosificar el agua necesaria para producir el vapor que forma parte del agente fluidizante. El agua utilizada será desionizada para evitar la acumulación de depósitos en el precalentador al que se alimenta. El agua se carga en un depósito (E-1) que permite ser rellenado durante la operación, a éste se le acopla el tubo de dosificación que usa la bomba peristáltica (E-2) para dosificar. Este tubo de dosificación va acoplado a otro tubo metálico que es el que conecta con el pre-calentador del primer módulo de reacción donde tiene lugar el cambio de fase.

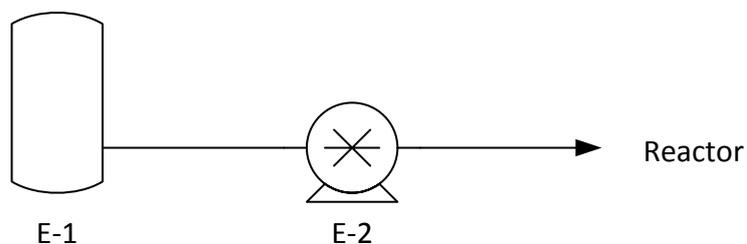


Figura 2.7. Módulo de alimentación de vapor

La tabla 2.4 presenta un listado de los equipos que componen el módulo de alimentación de vapor al lecho fluido donde se indica el fabricante/modelo del mismo y sus características principales.

EQUIPO	FABRICANTE/MODELO	CARACTERÍSTICAS
Depósito	Vidrafoc 1359-J/3	Capacidad: 25 litros
Bomba peristáltica	Dinko D-25-V	Para tubo dosificación 6,4 mm Caudal min y máx: 3-15 l/h
Tubo dosificación	Dinko D6,4	Diámetro: 6,4 mm

Tabla 2.4. Lista equipamiento módulo de alimentación de vapor

A continuación se analiza en detalle cada uno de estos equipos.

Depósito: el depósito es el encargado del almacenamiento del agua para su posterior alimentación al sistema. Está fabricado en plástico y dispone de un grifo con una válvula al que irá acoplado el tubo de dosificación. Tiene una capacidad de 25 litros. Como precaución se ha instalado a una cota superior de la bomba para evitar que se produzca el descebado de la misma.

Bomba peristáltica: la bomba peristáltica tiene como función alimentar el caudal de agua requerido al sistema. Dado que la diferencia de presión entre el punto de descarga de la bomba y el punto de aporte puede exceder los 2 bares se ha seleccionado una bomba peristáltica con cabezal de tres rodillos. El control del caudal de agua se realiza manualmente en el display del dispositivo. El caudal máximo que es posible suministrar con este dispositivo depende del tubo de dosificación que se inserte en el rodete de la bomba. El tubo adquirido para acoplar a la bomba peristáltica tiene un diámetro interior de 6,4 mm lo que permite alimentar caudales en el rango 3-15 l/h con un error de $\pm 1\%$ de la escala. Dicho tubo puede ser substituido de necesitarse caudales inferiores o superiores a los que es capaz de suministrar.

2.3. Módulo de alimentación de aire secundario

La figura 2.8 presenta el diagrama P&I de la línea que alimenta el aire (o aire enriquecido) al segundo módulo del reactor donde se quemarán parcialmente los gases producidos en el lecho fluido. Al igual que en módulo de alimentación de agente fluidizante el aire se toma de la línea de aire comprimido ubicada en la planta piloto y para controlar el caudal se utilizará otro mass-flow. Sin embargo en este caso el aire que se alimenta debe estar enriquecido hasta el 21 y 40% de O_2 . Para enriquecer el aire se dispone de un rack de seis-ocho botellas de oxígeno técnico (99,95%) conectadas a un sistema manual de control de caudal que utiliza un rotámetro como indicador.

Dado que la mezcla de aire enriquecido debe introducirse a una temperatura aproximada de $400^{\circ}C$, es necesario calentarla antes de la inyección. Con este propósito se ha instalado una resistencia calefactora controlada por un lazo cerrado de control.

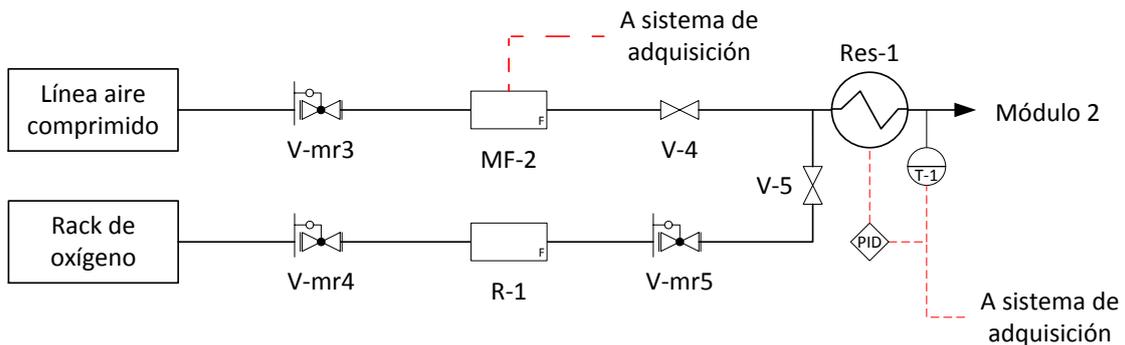


Figura 2.8. Módulo de alimentación de aire secundario

La tabla 2.5 presenta un listado de los equipos que componen el módulo de alimentación de aire secundario donde se indica el fabricante/modelo del mismo y sus características principales.

EQUIPO	FABRICANTE/MODELO	CARACTERÍSTICAS
Manorreductor aire	Omega B07-202-A1KA	Rango de presión: 0,5-10 bares
Mass-flow	Omega 0-500 SLM	Rango caudal: 0-500 SLM Error: ± 1,5% Escala
Manorreductores Oxígeno	Wika	Rango presión: 0-4 bares
Rotámetro	Tecfluid 2150	Rango de caudal (25°C, 1 bar): 0-40 NL/min
Resistencia	Electricfor FOR-22-ED-2	Potencia: 7 KW
Termopar	Tc Direct	Tipo: K
PID	Omron E5CSV	-
Válvulas de corte	-	Diámetro: ¾" (válvula de bola) Presión máxima: 10 bares

Tabla 2.5. Lista de equipamiento módulo de alimentación de aire secundario

A continuación se analiza en detalle cada uno de estos equipos.

Manorreductor aire: ver Sección “módulo de alimentación de agente fluidizante”.

Rack y manorreductor oxígeno: para enriquecer el aire se toma el oxígeno de un rack de botellas instalado en la planta piloto. Este rack admite un máximo de ocho botellas y dispone de un conmutador manual para alimentar el gas contenido en cuatro botellas mientras que las cuatro no operativas puedan ser manipuladas (recambio de botellas en pruebas largas). La presión a la descarga del rack queda fijado por dos manorreductores, uno de ellos aguas abajo del rotámetro, y el otro aguas arriba del mismo. Esta disposición de manorreductores permite fijar una presión en el rotámetro igual a la que está calibrado no siendo necesaria ninguna corrección.

Mass-flow: ver Sección “módulo de alimentación de agente fluidizante”. La única diferencia de este mass-flow respecto al utilizado para alimentar el lecho fluido es el rango de caudal que en este caso es de 0-500 SLM siendo el error de medida de ± 1,5% de la escala.

Rotámetro: la medición del caudal de oxígeno aportado al sistema se lleva a cabo mediante la instalación de un rotámetro. El rango de caudal disponible es de 0-40 NI/min, a unas condiciones de calibración de 25 °C y 1 bar.

Para la alimentación de oxígeno se consideró utilizar un tercer mass-flow encargado de controlar el caudal del mismo. Sin embargo debido al elevado coste asociado a este tipo de equipos se ha optado finalmente por mantener el rotámetro ya implantado. En el caso de que las variaciones de presión que se produzcan en el reactor afecten significativamente al caudal consignado en el rotámetro puede estudiarse sustituirlo por otro dispositivo mass-flow.

Resistencia de precalentamiento: la resistencia es la encargada de elevar la temperatura del aire/aire enriquecido antes de su inyección al segundo módulo del Fletgas. La potencia de la resistencia es de 7 KW y va introducida dentro de una carcasa calorifugada. En este dispositivo el gas tiene un contacto directo con el elemento calefactor. La temperatura de salida del aire se controla mediante un lazo cerrado de control. Para monitorizar y registrar la temperatura de salida del aire y poder enviar la señal al PID se emplea una sonda termopar de doble hilo. A su vez, la resistencia tiene un termopar insertado que realiza la función de alarma por sobrecalentamiento.

Dicho dispositivo está constituido por 3 pares de resistencias en forma de U y permite dos posibilidades de conexión tal y como muestra la figura 2.9.

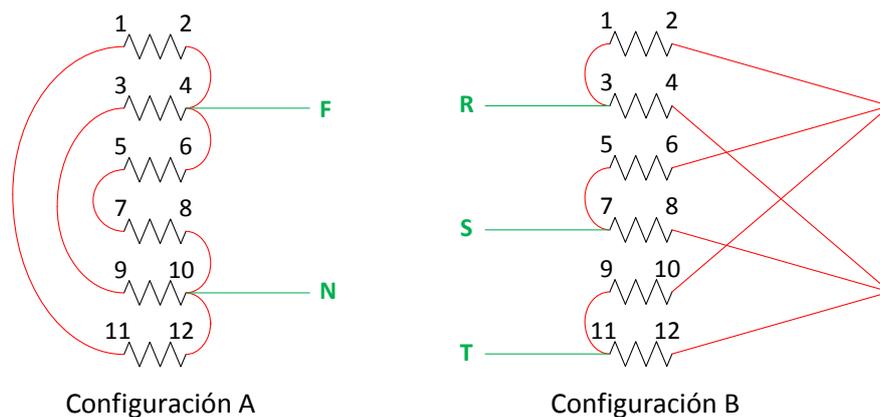


Figura 2.9. Configuraciones de la resistencia

Ambas configuraciones se basan en puentes simples y dobles entre pares de resistencias. En la configuración A existen puentes simples en los nexos 1-11, 3-9 y 5-7 y puentes dobles en los nexos 2-4-6 y 8-10-12 mientras que en la configuración B, los puentes simples se localizan entre 2-4, 6-8 y 10-12 y los dobles entre 1-5-9 y 3-7-11. Esta última resulta más eficiente en cuanto a potencia, ya que están involucradas las tres fases que a su vez, alimentan puentes simples de dos resistencias en paralelo. Al ser la configuración B de mayor potencia permite alcanzar una mayor temperatura en el aire de alimentación secundaria, siendo por tanto, la disposición elegida.

Válvulas de corte: para independizar las líneas de aire y oxígeno y prevenir el deterioro de los equipos cuando una de las líneas no está en uso se instalan dos válvulas de corte (bola) de $\frac{3}{4}$ " de diámetro.

Conducciones y conexiones: (material, diámetros, velocidad, etc...): teniendo en cuenta que el caudal de aire secundario alimentado es, aproximadamente, $11 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ($12 \text{ m}^3/\text{h}$ a una temperatura de $400 \text{ }^\circ\text{C}$ y $2,3 \text{ atm}$ de presión) y estableciendo como criterio de diseño una velocidad del gas por las conducciones de 13 m/s , se ha seleccionado un diámetro de tuberías de $\frac{3}{4}$ ". Las tuberías son de acero inoxidable AISI 316.

2.4. Módulo de salida de gases

Los gases producidos en el reactor pueden contener una elevada concentración de partículas y alquitranes (aparte de otros contaminantes) que deben ser eliminados de la corriente gaseosa previamente a su emisión. Además el propio gas de gasificación, dada su composición, debe ser quemado para evitar problemas ambientales, de salud o, simplemente, molestias en las instalaciones de la Escuela Superior de Ingenieros. Con este fin se ha diseñado un sistema de salida de gases en el que encontramos dos equipos fundamentales: un ciclón que reduce la carga de partículas de la corriente gaseosa que sale del reactor y una cámara de combustión que quema completamente el gas producto.

La figura 2.10 presenta el diagrama P&I de la línea de salida desde el ciclón (E-1) hasta su emisión por chimenea (sin quemar) o su alimentación a la cámara de combustión. La descarga de sólidos del ciclón está conectada a un sistema de doble tolva que permite sacar cenizas del sistema durante la operación. La distancia que separa al ciclón, ubicado en la primera planta, del sistema de válvulas que conmuta entre la salida del gas por chimenea y la salida a través de la cámara de combustión (ubicado en la tercera planta) es de cinco metros aunque esta distancia no se aprecie en la figura 2.10. A la salida del ciclón en una de las tuberías que componen la línea de salida se ha instalado una toma embridada para poder realizar el muestreo de alquitranes mediante el método basado en disolventes y mediante el método SPA además de posibilitar el muestreo de gas con jeringa.

La medición de caudal de gas se efectúa mediante una tobera (Tb-1) insertada en la tubería de salida de gases antes de su combustión.

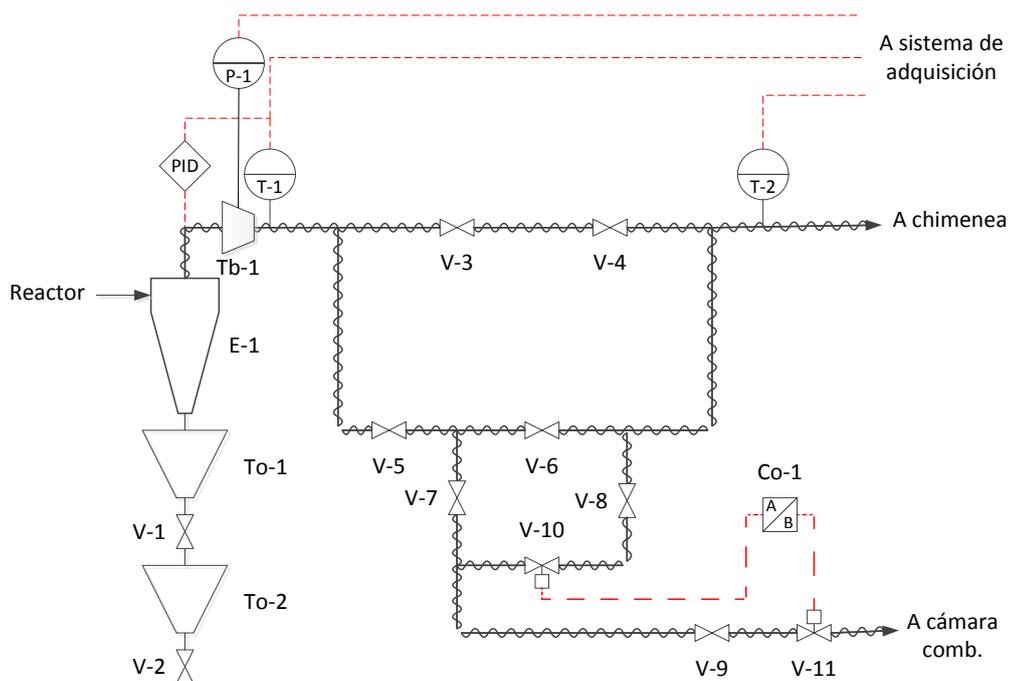


Figura 2.10. Módulo de salida de gases

El sistema de válvulas de salida del gas (V-3 – V-11) fue construido con anterioridad a la construcción de la planta piloto FLETGAS y ha sido aprovechado para un nuevo uso. Durante la operación las válvulas V-3 – V-9 permanecen en una posición fija quedando en manos del lazo de control Co-1 – V-10 – V-11 la dirección que seguirá el gas de salida. La posición durante la operación de las válvulas V-3, V-4 y V-6 es cerrada mientras que las válvulas V-5, V-7, V-8 y V-9 permanecerán abiertas. El conmutador Co-1 actúa de modo que cuando cierra una de las válvulas sobre las que actúa abre la otra válvula, de este modo el gas siempre tiene una salida (chimenea o cámara de combustión).

La salida del gas sin combustionar a través de la chimenea se contempla únicamente en dos escenarios: durante la etapa de calentamiento de la planta o debido a problemas puntuales en la cámara de combustión. El sistema de control de la cámara de combustión que actúa sobre Co-1 es independiente y, en caso de malfuncionamiento de la cámara de combustión (ausencia de llama), el sistema bypasea automáticamente la cámara emitiendo el gas por la chimenea.

La figura 2.11 presenta el diagrama P&I de la instalación de la cámara de combustión. La instalación completa fue diseñada y construida por la empresa “Equipos de Combustión” para la combustión del gas producido en la planta piloto de gasificación en lecho fluido existente. La cámara de combustión consta de un quemador de gas propano alimentado por un rack de botellas ubicadas en el exterior del edificio de la planta y por aire procedente de una soplante.

Dado que el rack de botellas de propano consta de 10 de botellas de 35 Kg cada una y que el gasto máximo de propano de la cámara es de 8 Kg/h, el tiempo de autonomía mínimo es de 44 horas. La temperatura máxima de la cámara es de 800°C.

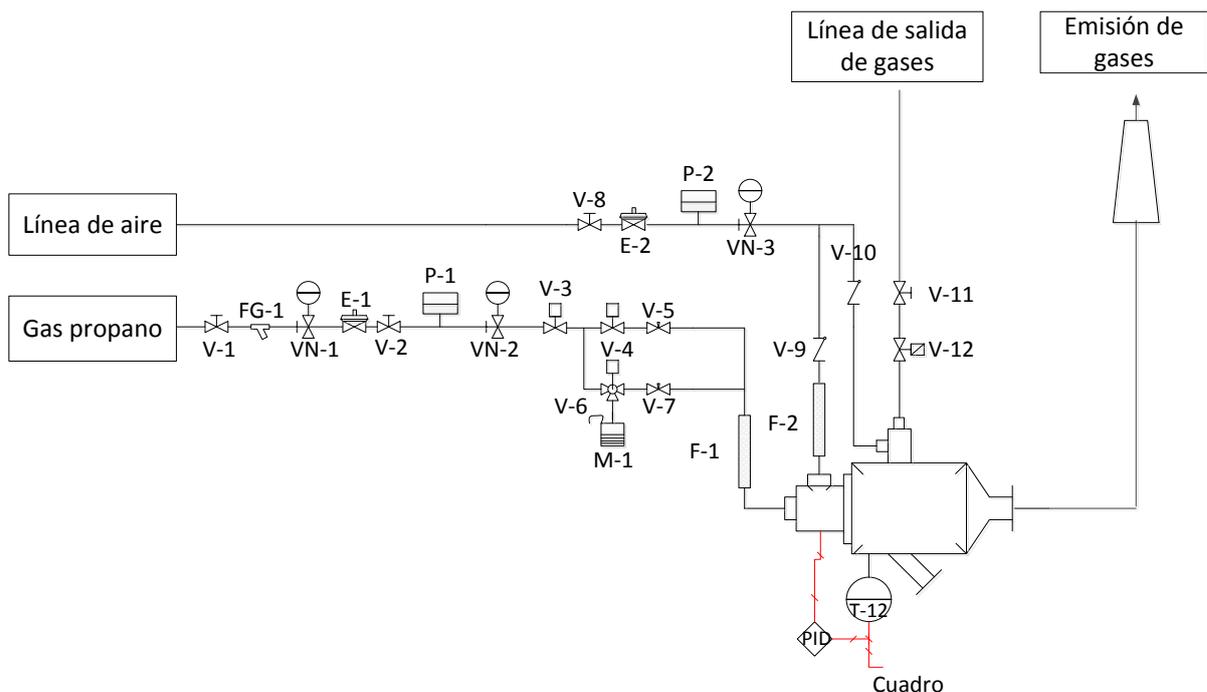


Figura 2.11. Módulo cámara de combustión

La tabla 2.6 presenta un listado de los equipos que componen la salida de gases donde se indica el fabricante/modelo del mismo y sus características principales.

EQUIPO	FABRICANTE/MODELO	CARACTERÍSTICAS
Ciclón	Rosex	Diámetro: 110 mm V_{entrada} : 20 m/s; D_{corte} : 10 μm ΔP (350 °C): 156 mmca
Tolvas recogida de cenizas	Instalación-Gasificador actual	Capacidad: 10 litros
Válvulas de tajadera	Orbinox EX P	Presión máxima: 10 bares
Termopar	TC-Direct 12-K-300-125-3.02ID	Tipo: K
PID	Omron E5CSV	-
Traza de calor	CRN Tecno part HSS2 - 250	Temperatura máxima: 450 °C Potencia: 250 W/m
Tobera	Eipsa Radio largo	β : 0,616 D_{garganta} : 33,73 mm ΔP (350 °C): 17 mmca
Medidor de presión	KIMO CP115-AO	Rango de presión: 0-100 mbar
Cámara de combustión y accesorios	Equipos de combustión S.L	Temperatura: 800 °C Capacidad: 315 l Potencia máx: 92 Te/h

Tabla 2.6. Lista equipamiento módulo de salida de gases

A continuación se analiza en detalle cada uno de estos equipos.

Ciclón: el ciclón ubicado a la salida del reactor tiene como función reducir la carga de cenizas del gas de gasificación antes de su combustión en la cámara. Bajo el cuerpo del ciclón se coloca un sistema de tolvas que recogen las partículas sólidas capturadas.

Para el diseño del ciclón (ver figura 2.12) se ha tomado un caudal de salida de gas de gasificación de 106 m³/h a 350°C. Dicho caudal se ha impuesto en base a una simulación realizada en Aspen para unas condiciones de operación determinadas. El diámetro de corte seleccionado para su diseño es de 10 μm y la velocidad de entrada de gas es de 20 m/s. La pérdida de carga del ciclón es de 156 mmca a 350 °C. En base a estos datos se ha dimensionado el ciclón dando como resultado el diseño detallado en la [Memoria de cálculo] del presente documento. Los planos referentes al mismo pueden ser consultados en el [ANEXO II]. El material en el que se ha fabricado es acero inoxidable AISI 316. El ciclón, al presentar una

boca de entrada cuadrada, lleva incorporada una pieza de adaptación que permite la unión de este último con el tubo de salida de gases del reactor.

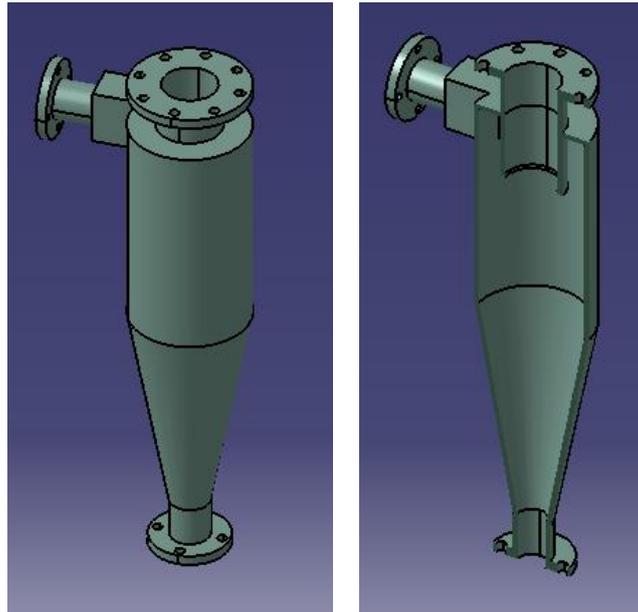


Figura 2.12. Ciclón

Traza de calor: el cable calefactor tiene como misión mantener la temperatura en toda la línea de salida de gases para evitar la condensación de los alquitranes originados presentes en el gas. Éste va enrollado a la tubería y es controlado mediante un lazo cerrado de control que asegura que la temperatura en la línea es superior a 350 °C. El termopar que mide la temperatura para el lazo de control se ubica en la tercera planta de la instalación antes de la bifurcación (hacia chimenea o cámara de combustión) de la salida del gas.

La longitud total estimada es de cable calefactor es de 30 metros, distribuido en cables de 2 metros acoplados a cada tramo de tubería. La potencia de estos dispositivos es de 250 W/m por lo que la instalación completa encendida consumiría un total de 7500 W. La temperatura máxima que son capaces de soportar es de 450 °C.

Medidor de caudal: con el objetivo de determinar el caudal de gas producido se barajaron varias posibilidades: (1) placa de orificio, (2) Venturi y (3) tobera insertada en la tubería. Dado el factor de ensuciamiento que presenta la placa de orificio, esta opción fue descartada de inmediato ya que el gas lleva consigo partículas arrastradas que pueden originar problemas de atasco al emplear dicho equipo. La segunda de las opciones es bastante atractiva ya que los Venturi no presentan excesivos problemas al trabajar con gases sucios, además de tener una pérdida de carga muy pequeña. Sin embargo, según la normativa estos equipos se emplean cuando se opera con números de Reynolds mayores a 50.000 [ASTM A53/A53M, 2012]. En este caso el número de Reynolds es de aproximadamente 17.000, por lo que esta opción queda descartada. La última de las opciones permite trabajar con gases sucios y números de Reynolds menores, teniendo una pérdida de carga mayor que los Venturi pero también un coste más reducido que estos últimos, motivos por los cuales es finalmente la opción elegida.

La tobera (ver figura 2.13) es de tipo radio largo, con una relación entre diámetros de 0,616, siendo el diámetro de descarga de 33,73 mm. La pérdida de carga que introduce el equipo es de 17 mmca a 350 °C. La tobera es de acero inoxidable AISI 316 y va incorporada en un tramo de tubería mediante horquillas de sujeción tal y como muestra la figura 2.14. Los planos referentes a la misma pueden consultarse en el [ANEXO II].

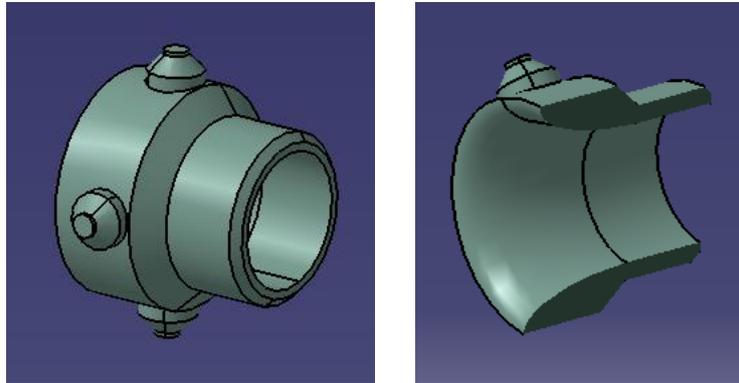


Figura 2.13. Tobera

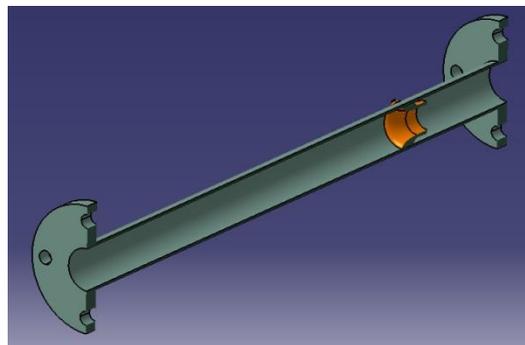


Figura 2.14. Sujeción tobera-tubería

Cámara de combustión: en esta cámara entra el gas a incinerar a una temperatura de 300°C, para ser quemado a una temperatura de 800°C usando propano como combustible. La cámara (ver figura 2.15) opera a una presión de 250 mmca. Como puede comprobarse en el [ANEXO II] y en el proyecto técnico de la cámara de combustión [ANEXO IV], ésta tiene forma cilíndrica con final en tronco de cono. El quemador del que dispone es de baja velocidad con entrada de aire y gas separados, impidiendo el retroceso de la llama.

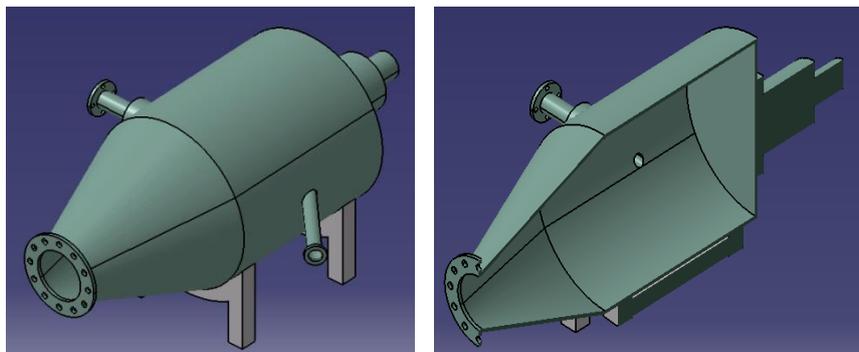


Figura 2.15. Cámara de combustión

La alimentación de aire se realiza por medio de un ventilador centrífugo de media presión. La línea de aire es de acero inoxidable con un diámetro de 4". Dicha línea cuenta con una válvula de mariposa que permite regular el caudal de aire que se alimenta a la cámara de combustión. Para favorecer la combustión, parte del aire introducido se mezcla con el biogás antes de su inyección, mientras que el resto del aire se alimenta a la zona del quemador como aire primario. En caso de malfuncionamiento el equipo está dotado con un sistema de seguridad que permite el purgado con aire y el corte de aporte de gas combustible.

La cámara de combustión está calorifugada dado que ésta no cuenta con refractario interno. El calorifugado está compuesto por una capa de manta de fibra cerámica Fiberfrax, consistente en un fieltro semirrígido de lana de fibra cerámica refractaria aglomerada de 50 mm de espesor. Sobre el aislamiento se dispone una segunda capa de mantas Roclaire de 100 mm de espesor, consistente en un fieltro semirrígido de lana de roca basáltica aglomerante con ligante sintético, cosida por una de sus caras a un soporte de tela metálica galvanizada. A continuación se dispone una tercera capa del mismo aislante anterior de espesor 100 mm y finalmente una cuarta capa de éste último de 50 mm de espesor. Como protección exterior se realiza la cubrición total con chapas de aluminio liso de 0,8 mm de espesor, perfectamente curvadas, bordoneadas, machihembradas, perforadas y sujetas con tornillos rosca chapas, formando fondos bombeados y/o cónicos, tapas planas engatilladas o cajeados especiales en las superficies irregulares del equipo.

Para una información más detallada del funcionamiento y los componentes de la cámara de combustión se consultará el proyecto técnico elaborado por la empresa constructora [ANEXO IV]. Cabe añadir que el equipo en cuestión tiene un protocolo propio para efectuar el arranque, parada y mantenimiento del mismo que puede ser consultado en el [ANEXO V].

Conducciones y conexiones: (material, diámetros, velocidad, etc...): teniendo en cuenta que el caudal de gas de síntesis de salida es, aproximadamente, $51 \text{ Nm}^3/\text{h}$, su temperatura de 350°C y estableciendo como criterio de diseño una velocidad del gas por las conducciones de 13 m/s, se ha seleccionado un diámetro de tuberías de 2". Las tuberías son de acero inoxidable AISI 316.

2.5. Módulo de adquisición

Todas las señales emitidas por los equipos e instrumentos que componen la planta son recogidas por el sistema de adquisición de datos para su registro y monitorización. El sistema de adquisición adquirido es el modelo “i-NET 555” cuyo fabricante es Omega. Dicho sistema consta de un módulo base con ranuras para implementar hasta cuatro tarjetas de adquisición. En el sistema implantado se emplean tres tarjetas de adquisición provista de suficientes canales para registrar todas las señales de la planta. Una de las tarjetas es capaz de registrar 8/16 canales y las otras dos 10/20 cada una, según sean diferenciales o simples. El hardware se conecta al ordenador mediante un puerto usb y posee un software propio donde todas las señales quedan registradas en formato Excel.

En la Tabla 2.7 se resumen las señales que van a ser registradas en el sistema de adquisición.

EQUIPO/INSTRUMENTO	TIPO DE SEÑAL		MÓDULO
Báscula	4-20 mA	Simple	Alimentación de sólido
Mass flow aire	0-5 V	Diferencial	Alimentación de agente fluidizante (Línea de aire)
Bomba peristáltica	0-10 V	Diferencial	Alimentación de agente fluidizante (Línea de agua)
Mass flow	0-5 V	Diferencial	Alimentación de aire secundario
Termopar	K	Diferencial	Alimentación de aire secundario
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Pre-calentador)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Zona devolatilización)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Zona devolatilización)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Zona transporte)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Lecho fijo)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Lecho fijo)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Lecho fijo)
Termopar	K	Diferencial	Reactor (Lecho fijo)
Medidor de presión diferencial	4-20 mA	Simple	Reactor
Medidor de presión diferencial	4-20 mA	Simple	Reactor

Medidor de presión diferencial	4-20 mA	Simple	Reactor
Medidor de presión diferencial	4-20 mA	Simple	Salida de gases (Tobera)
Termopar	K	Diferencial	Salida de gases (Cable calefactor)
Termopar	K	Diferencial	Salida de gases (Chimenea)
Señal armario analizador (CH₄)	4-20 mA	Simple	Análisis de gases
Señal armario analizador (CO)	4-20 mA	Simple	Análisis de gases
Señal armario analizador (CO₂)	4-20 mA	Simple	Análisis de gases
Señal armario analizador (H₂)	4-20 mA	Simple	Análisis de gases
Señal armario analizador (O₂)	4-20 mA	Simple	Análisis de gases

Tabla 2.7. Señales registradas en el sistema de adquisición

2.6. Sistemas de análisis del gas

El sistema de análisis del gas producido está compuesto por dos analizadores diferentes. Uno de los dispositivos es un armario analizador de gases que cuantifica la concentración de los principales gases permanente (O₂, H₂, CO, CO₂ y CH₄) presentes en el gas producto (la toma del gas está en la línea de salida). El segundo dispositivo de análisis es un micro cromatógrafo que permite cuantificar los compuestos anteriores y, además hidrocarburos de 2 y 3 carbonos así como nitrógeno.

Armario analizador: se trata de un equipo que muestrea y analiza en continuo un caudal de 3.5-4 litros de gas producto por minuto. Tiene la capacidad de analizar hasta 6 compuestos gaseosos mediante dos módulos de medición. Para ello hace uso de técnicas de análisis como NDIR (infrarrojo no dispersivo) y el NDUV (ultravioleta no dispersivo). Estos módulos son miden:

- Concentración de CO, CO₂, O₂ y CH₄ (NDIR)
- Concentración de H₂ (NDUV)

Cada módulo del armario dispone de una salida 4-20 mA por cada componente analizado de forma que la concentración del gas de salida puede ser monitorizada.

Para evitar el ensuciamiento interno del armario analizador producido por los alquitranes presentes en el gas de gasificación se ha instalado a la entrada del dispositivo un sistema de limpieza del gas muestreado basado en el borboteadores con disolventes (aceite e isopropanol) de limpieza a baja temperatura (0 °C).

Cromatógrafo: el cromatógrafo analiza mediante detectores de conductividad térmica los gases permanentes más abundantes en el gas de gasificación: O₂, H₂, CO, CO₂, CH₄, N₂, C₂H₆, C₂H₄, C₂H₂, C₃. El equipo requiere una calibración previa cada vez que es apagado y, cada cierto número de análisis, es conveniente realizar un acondicionamiento del dispositivo para limpiar de impurezas las columnas.

Este dispositivo realiza un análisis cada 4 minutos aproximadamente si se programa aunque durante la operación de la planta se realizarán análisis en modo manual de las muestras tomadas con las jeringas con sello de gas en diferentes puntos del reactor. El equipo se controla desde un ordenador de dedicación exclusiva donde los resultados de los análisis pueden ser volcados en formato Excel.

2.7. Reactor

El diseño del reactor del proceso de gasificación en tres etapas FLETGAS es el resultado de estudios fluido-dinámicos [Gómez-Barea, 2010b] y de simulaciones del proceso realizadas en ASPEN [Nilsson, 2012], [Fuentes-Cano, 2013]. Desde su concepción inicial el diseño ha sido modificado sustancialmente para mejorar el flujo de sólidos o para simplificar la compleja disposición inicial de las diferentes etapas. Analizar la evolución en el diseño del reactor no es el objetivo del presente documento aunque dicha evolución puede analizarse en la documentación generada durante la realización del proyecto FLETGAS que contiene planteamientos conceptuales de lo que sería el reactor que aquí se describe.

En la figura 2.16 se presenta un diagrama P&I del reactor. Como puede verse el sistema consta de dos módulos principales donde se produce el proceso de gasificación en tres etapas. El primer módulo está formado por el lecho fluido donde se produce la devolatilización del combustible y por el sistema de precalentamiento del agente fluidizante. Este módulo cuenta con un horno programable que permite seleccionar la temperatura de operación. Originalmente el sistema de transporte de sólidos de una cámara a otra fue diseñado como un módulo independiente, sin embargo en el diseño final se ha optado por instalar un deflector vertical que divide el lecho fluido en dos cámaras comunicadas por la zona inferior. La cámara representada a la izquierda en la figura 2.16 es a la que se alimenta el combustible y donde la partícula reside durante su devolatilización. Tras su devolatilización (proceso que ocurre fundamentalmente en la superficie del lecho) la partícula se mezcla con el resto de partículas del lecho y será transportada a la cámara representada a la derecha desde donde las partículas son transportadas por rebose al segundo módulo del reactor.

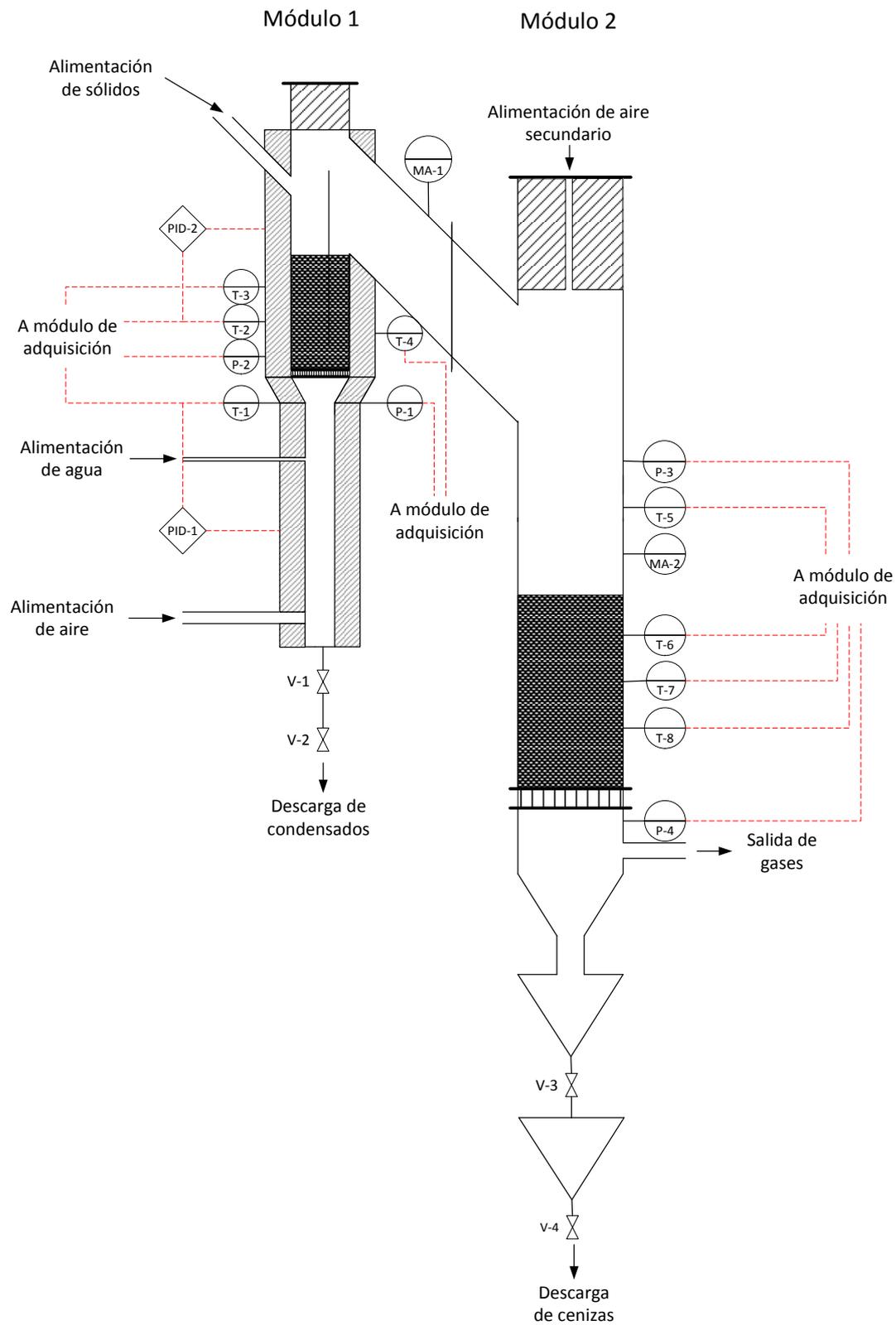


Figura 2.16. Reactor (Módulo I y Módulo II)

El transporte tanto del gas como del sólido inquemado generado en la primera etapa del reactor es transportado hasta la segunda etapa por una conducción de sección rectangular que comunica los dos módulos.

El segundo módulo está formado por un reactor tubular vertical donde se llevan a cabo las dos etapas restantes del proceso. Este módulo carece de horno aunque cuenta con un grueso aislamiento térmico que debe permitir alcanzar las temperaturas de operación deseadas. La zona superior del módulo se encuentra libre de sólido y es donde se producen las reacciones de oxidación parcial que constituyen la segunda etapa del proceso. La zona inferior del módulo está compuesta por un lecho fijo de las partículas que proceden del primer módulo donde el gas es filtrado. Este lecho fijo de partículas está sustentado por un sistema de rejillas móviles que permiten una descarga controlada del mismo para mantener una altura de lecho (y pérdida de carga) constante.

El gas de salida del reactor es dirigido a la línea de salida de gases donde éste es tratado antes de ser emitido a la atmósfera.

La tabla 2.8 presenta un listado de los equipos que componen el reactor del proceso FLETGAS donde se indica el fabricante/modelo del mismo y sus características principales.

EQUIPO	FABRICANTE/MODELO	CARACTERÍSTICAS
Tubo pre-calentador (módulo I)	Rosex	Longitud total: 3 m Diámetro: 2"
Plato distribuidor (módulo I)	Rosex	Nº de orificios: 154 Diámetro orificios: 1,5 mm
Lecho fluido (módulo I)	Rosex	Diámetro: 185 mm Altura rebosadero: 320 mm Área cámara devolatilización: 158 cm ² Área cámara transporte: 57 cm ²
Horno (PID incluido) (módulo I)	Hobersal TR60-2 Serie Flex	Potencia precalentador: 25 KW Potencia lecho fluido: 25 KW
Juntas de mica	Saidi	T máxima de trabajo: 1100 °C aprox.
Reactor lecho fijo/móvil (módulo II)	Rosex	Diámetro: 270 mm Altura total: 2397 mm
Tolvas descarga sólido (módulo II)	Instalación gasificador actual	Capacidad: 15 litros
Válvulas de tajadera	Orbinox EX P	Presión máxima: 10 bares
Termopares	Tc Direct 12-K (varias longitudes)	Tipo K
Medidores de presión	KIMO CP115-AO	Rangos de presión: 0-200 mbar 0-300 mbar 0-1500mbar
Calorifugado módulo 2	Caisur	Espesor lana de roca: 250 mm Espesor fibra de cerámica: 50 mm

Tabla 2.8. Lista equipamiento del reactor (Módulo I y Módulo II)

A continuación se analiza en detalle cada uno de estos equipos.

- **Módulo I**

El primer módulo del reactor está compuesto por tres elementos básicos: el tubo pre-calentador, el plato distribuidor y el reactor de lecho fluido. En el [ANEXO II] se presenta un plano del conjunto de piezas que componen el módulo I. Tal y como se comentó anteriormente este módulo cuenta con un horno programable dividido en dos secciones, precalentador y lecho fluido, que permite la selección independiente de temperaturas. El conjunto de piezas que componen dicho módulo se anclan a la estructura de la planta a través de las nervaduras de las que dispone el reactor de lecho fluido en su parte superior. Por lo tanto el módulo I queda colgado con posibilidad de dilatar verticalmente.

La alimentación de combustible se realiza por la toma que descarga sobre el lecho fluido mientras que el aire y el agua (que es vaporizada) se alimentan al tubo pre-calentador. Esta mezcla asciende a través del tubo hasta llegar al plato distribuidor, donde se distribuye uniformemente antes de entrar en el lecho fluido. El material del lecho se carga antes de cada experiencia a través de la abertura superior del lecho fluido que se usa igualmente para el vaciado e inspección del lecho tras su uso.

Tubo pre-calentador: el diseño del tubo pre-calentador puede ser consultado en la [Memoria de cálculo] del presente documento así como los planos relativos al mismo en el [ANEXO II]. El pre-calentador (ver figura 2.17) está constituido por un tubo de acero inoxidable de 2" de diámetro. La longitud total del tubo es de 3 m y se divide en tres pasos dispuestos en geometría triangular. Dispone de dos tomas, para el aire y el agua, respectivamente. El aire se introduce por la zona inferior y recorre los tres pasos mientras que el agua se alimenta por la parte superior al comienzo del segundo paso. Inicialmente se estudió la posibilidad de que el tubo pre-calentador fuese en espiral. Sin embargo, debido a la complejidad de mecanizado, se ha optado por el tubo de 3 pasos ya descrito.

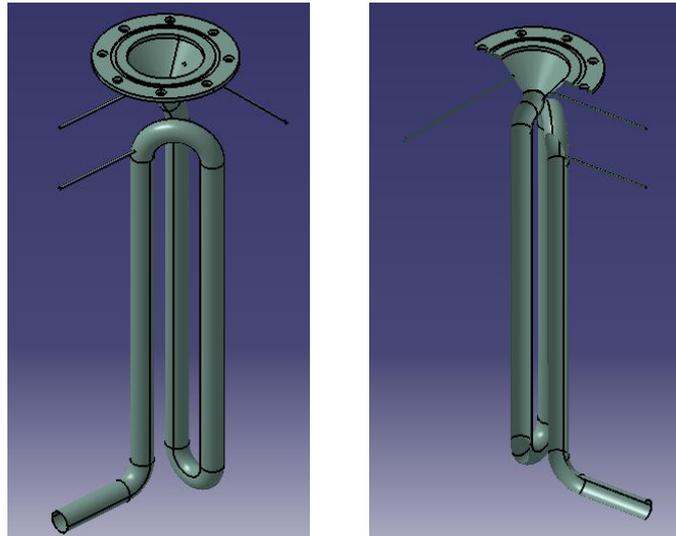


Figura 2.17. Tubo pre-calentador

Plato distribuidor: el diseño del plato distribuidor puede ser consultado en la [Memoria de cálculo] del presente documento así como los planos relativos al mismo en el [ANEXO II]. El distribuidor (ver figura 2.18) tiene la misión de asegurar una distribución homogénea del agente fluidizante por toda la superficie del lecho fluido. Ha sido fabricado mecanizando una brida ciega DN 175 realizada en acero inoxidable AISI 316. Su espesor es de 10 mm y consta de un total de 154 orificios de 1,5 mm de diámetro cada uno en disposición cuadrada. El distribuidor presenta dos protrusiones a lo largo de toda la corona, tanto en la parte superior como en la parte inferior, que encajan en dos hendiduras realizadas en las bridas del tubo pre-calentador y del reactor de lecho fluido. En el interior de este mecanizado se alojarán dos juntas de mica que aseguren el sellado y la estanqueidad de la unión entre el precalentador, el distribuidor y el lecho fluido.

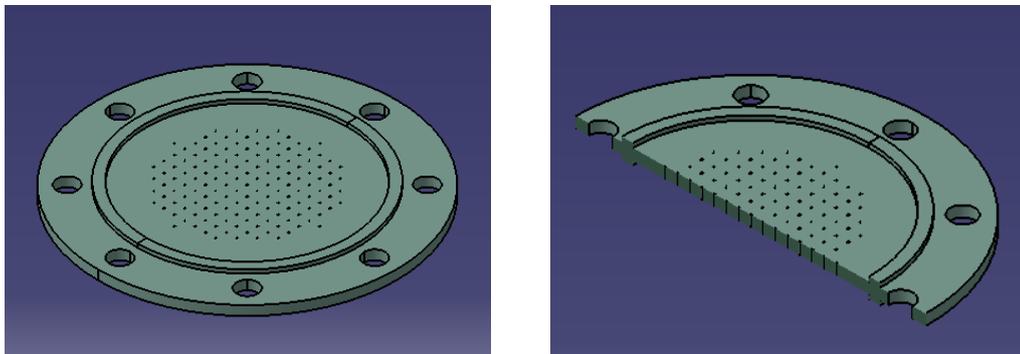


Figura 2.18. Plato distribuidor

Para el diseño del distribuidor se ha fijado la pérdida de carga del mismo en 3500 Pa debido a la reducida pérdida de carga del propio lecho fluido. Imponiendo un $C_{d,or}$ de 0,9 y una temperatura de 400°C se obtiene el número aproximado de agujeros del distribuidor.

Reactor de lecho fluido: el diseño del reactor de lecho fluido se presenta en la [Memoria de cálculo] del presente documento, así como los planos referentes al mismo en el [ANEXO II]. El reactor de lecho fluido (ver figura 2.19) está formado por un tubo de 165 mm de diámetro interno, 800 mm de altura y 10 mm de espesor. La altura efectiva del lecho fluido (desde el distribuidor hasta el rebosadero) es de 320 mm. A la izquierda del reactor se encuentra la descarga de combustible cuya cota desde el distribuidor es de 480 mm (sobre el lecho fluido). A la derecha del dispositivo se encuentra el tubo de descarga (de sólidos y gas) que, en este caso, es de sección rectangular de dimensiones 70x300 mm.

Tal y como se comentó anteriormente la sección del lecho fluido se encuentra dividida en dos cámaras comunicadas por la zona inferior. Esta división tiene como función permitir el transporte de sólidos entre el reactor de lecho fluido y el segundo módulo evitando que las partículas en devolatilización pasen al segundo módulo. Con este fin se ha instalado un deflector interno descentrado que deja un área mayor para la cámara donde se produce la devolatilización del sólido y un área menor para la cámara de transporte de sólido. El sólido pasa de una cámara a otra por la parte inferior ya que el deflector no llega hasta el distribuidor (llega a 100 mm de este) mientras que el gas de ambas cámaras se mezcla al salir del dispositivo ya que el deflector tampoco llega hasta la zona superior del reactor.

A 195 mm de la cota superior del reactor se ha soldado una corona metálica cuya función es impedir la deposición de las partículas que acompañan el gas en el hueco que queda entre la tapa del reactor y las paredes de éste.

Para el diseño del reactor de lecho fluido se ha considerado una alimentación de 30 Kg/h de lodo seco de depuradora y un ER de 0,3. La temperatura y la presión (impuestas) para el diseño son de 800°C y 1,5 bar aunque los rangos de ambas variables se espera que oscilen entre 700 y 900°C la temperatura y entre 1,3 y 2 bar la presión. La velocidad de diseño se ha tomado como el doble de la de mínima fluidización del char de lodo ($v_{mf}=0,65$ m/s; $v_{diseño}=1,3$ m/s) los que supone una velocidad de operación de siete veces la velocidad de mínima fluidización de la bauxita de granulometría 250-500 μ m. Para el diseño no se ha considerado que una fracción del aire se alimenta en una segunda etapa por lo que la velocidad en el lecho es inferior, sin embargo, esta velocidad es cercana a la de diseño al considerar la alimentación de vapor (15-30% del volumen total). Las dimensiones del lecho fluido obtenidas permiten operar con un lecho de unos 2-3 Kg de char de lodo o con 8-9 Kg de bauxita.

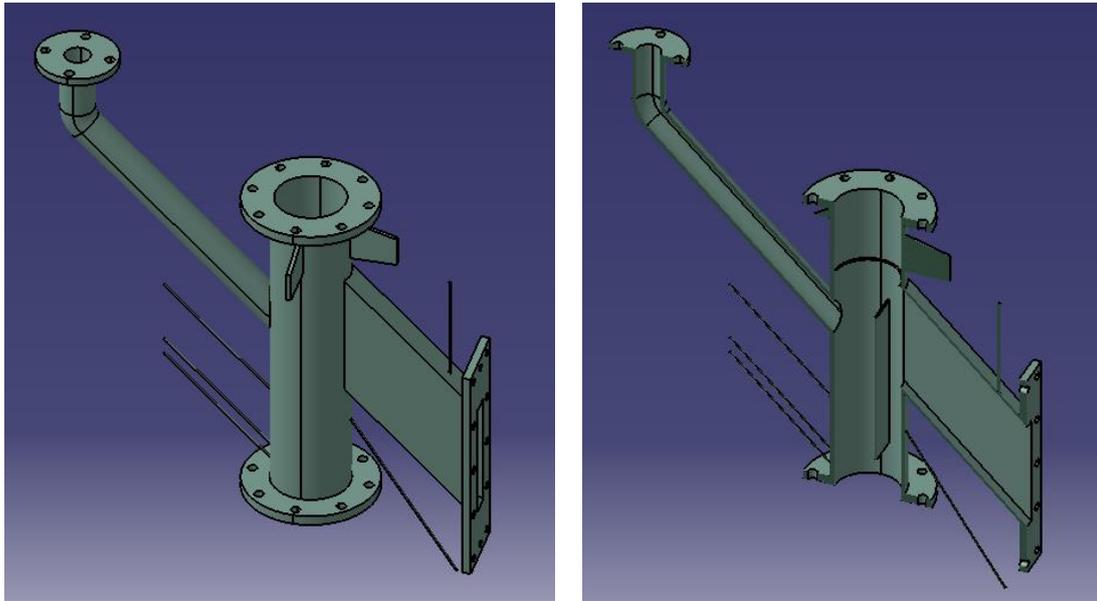


Figura 2.19. Reactor de lecho fluido

Con el motivo de trabajar a diferentes condiciones de operación, se han diseñado unas piezas auxiliares que se introducen dentro del reactor de lecho fijo. El objetivo de dichos elementos es disminuir el área interna del reactor, de tal forma que disminuye el área de paso de agente fluidizante así como el volumen final del lecho. Dichos pares de piezas, para la zona de devolatilización y para la zona de transporte, respectivamente, son dos medias lunas de acero inoxidable AISI 316 y presentan una horquilla soldada para su mejor manipulación cuando sea necesario extraerlas del reactor. Las piezas se han diseñado con un espesor de 1 y 2 cm y pueden observarse en las figuras 2.20 y 2.21.

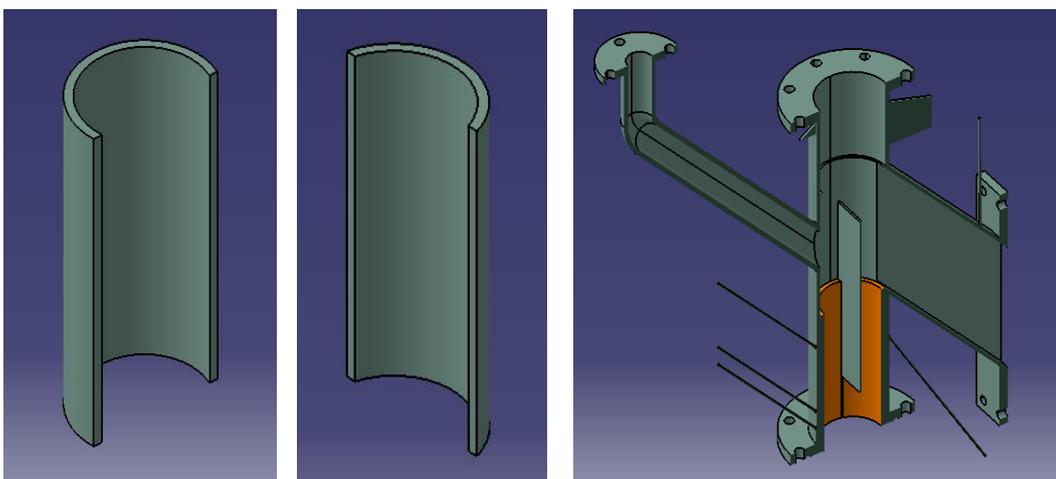


Figura 2.20. Piezas auxiliares reactor (espesor 1 cm)

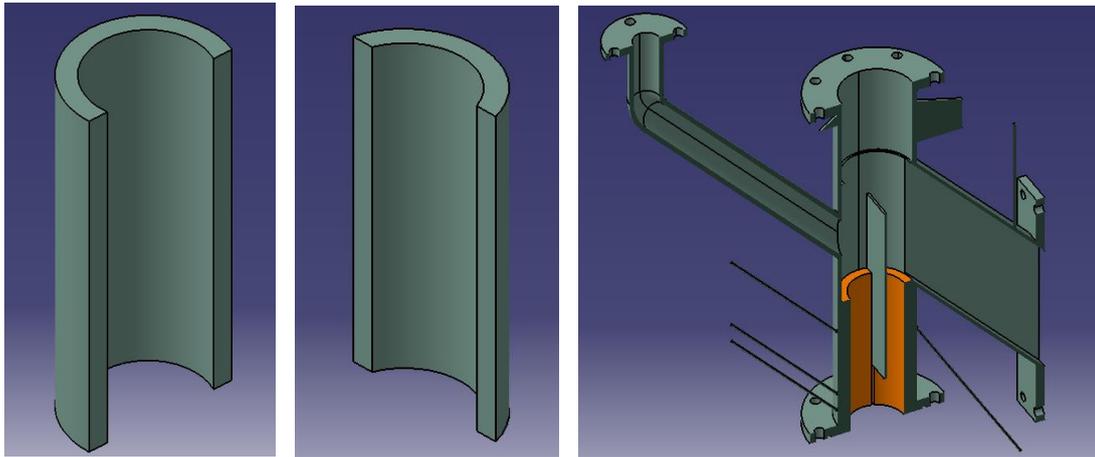


Figura 2.21. Piezas auxiliares reactor (espesor 2 cm)

Tapa del reactor: el diseño fundamental es una brida ciega acoplada a un cilindro cerámico que se introduce en la cabeza del reactor para disminuir las pérdidas de calor por dicha zona [ANEXO II]. La tapa del reactor se muestra en la figura 2.22.

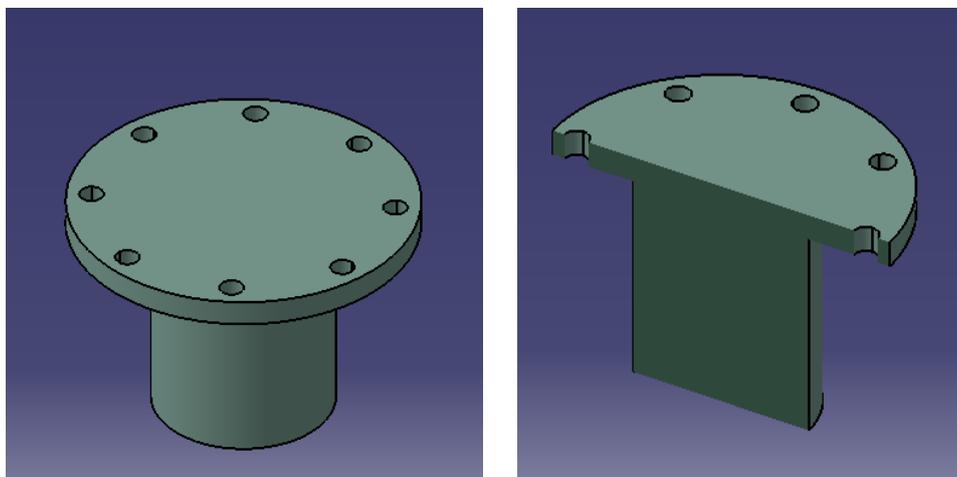


Figura 2.22. Tapa reactor lecho fluido

Horno: el primer módulo del sistema se encuentra calefactado por un horno abrochable (ver figura 2.23 y 2.24). El diseño del horno puede consultarse en la [Memoria de cálculo] del presente documento, así como los planos referentes al mismo en el [ANEXO II]. Este equipo cuenta de dos zonas calefactoras independientes, ambas de 25 KW de potencia. El control de ambas zonas se efectúa mediante la implementación de dos lazos de control, utilizando para ello dos termopares, situados en el tubo pre-calentador y en la zona inferior del lecho fluido, cuya función es transmitir la señal de temperatura al PID para mantener esta última en torno al punto de consigna.

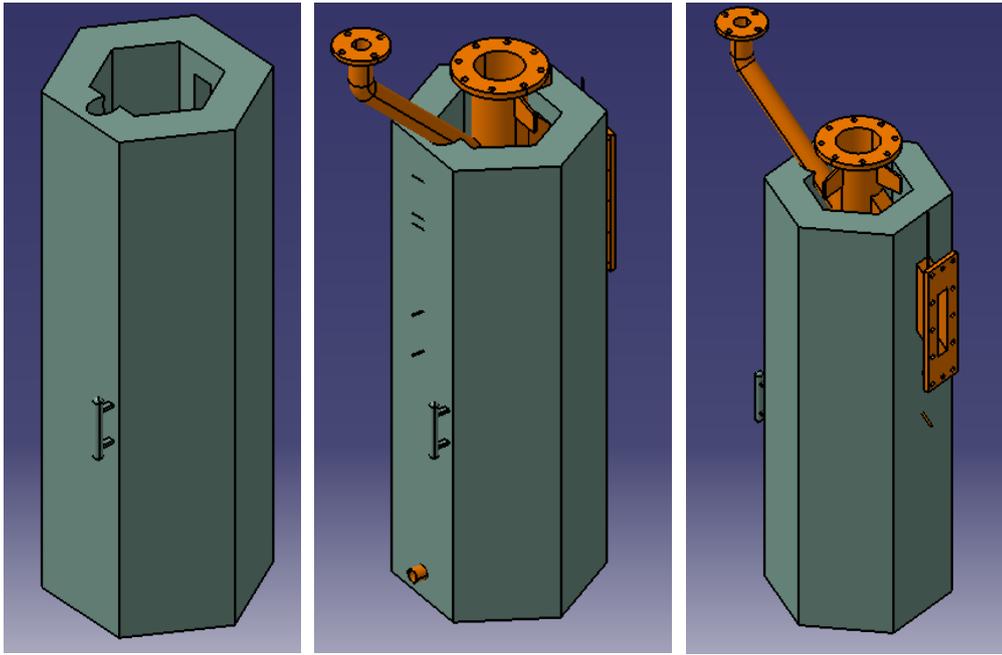


Figura 2.23. Horno

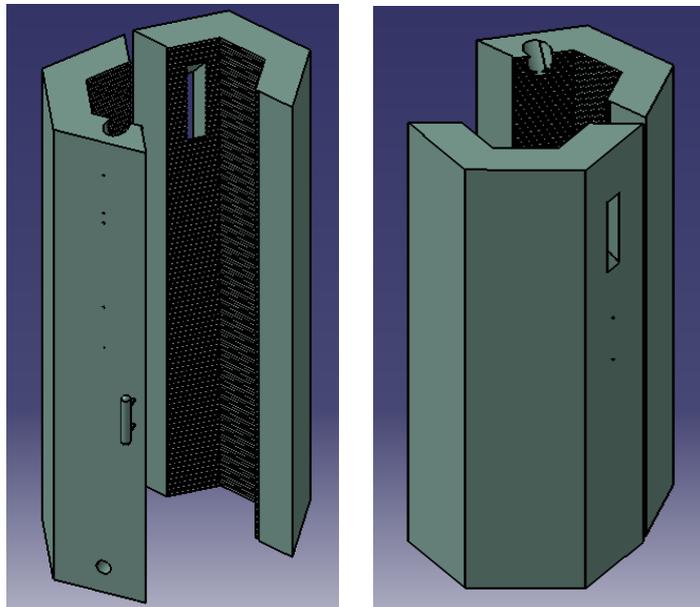


Figura 2.24. Horno abierto

El horno presenta una geometría hexagonal con una distancia interior entre caras de 350 mm y una longitud total de 1800 mm. Está fabricado en acero inoxidable AISI 304 y calorifugado mediante refractarios y fibras aislantes de muy baja conductividad térmica y alto punto de fusión.

- **Módulo II**

En este módulo se producen las dos etapas finales del proceso FLETGAS: la combustión parcial del gas y el filtrado catalítico sobre char. Con este fin el reactor tubular que compone el segundo módulo tiene dos zonas diferenciadas: la superior, libre de sólido, donde se alimenta el aire secundario y la inferior con el lecho de partículas soportado por la rejilla móvil.

Constructivamente está compuesto por dos elementos básicos: el reactor tubular y la rejilla móvil de soporte. El conjunto de piezas que componen el módulo II se anclan a la estructura de la planta a través de las nervaduras de las que dispone el reactor tubular en su parte superior. Por lo tanto el módulo II queda colgado con posibilidad de dilatar verticalmente. Este módulo carece de horno calefactor aunque dispone de un espesor de aislante de 30 cm de lana de roca y fibra cerámica, por lo tanto, inicialmente será calentado por los gases que circulan. En operación el aire secundario es alimentado (previo precalentamiento) a través de la brida superior del reactor.

Reactor tubular: consiste en un tubo cilíndrico de acero inoxidable AISI 316 de 270 mm de diámetro interno, 2397 mm de longitud y 8 mm de espesor (ver figura 2.25). El plano del dispositivo completo puede consultarse en el [ANEXO II]. El reactor presenta un conducto de alimentación, un conducto de descarga de sólidos y una salida de gases. El conducto de alimentación tiene una sección rectangular de 70x300 mm por el que se introduce el gas y las partículas de char generadas en el primer módulo. Está acoplado al primer módulo mediante una brida rectangular con un mecanizado para favorecer la estanqueidad del proceso.

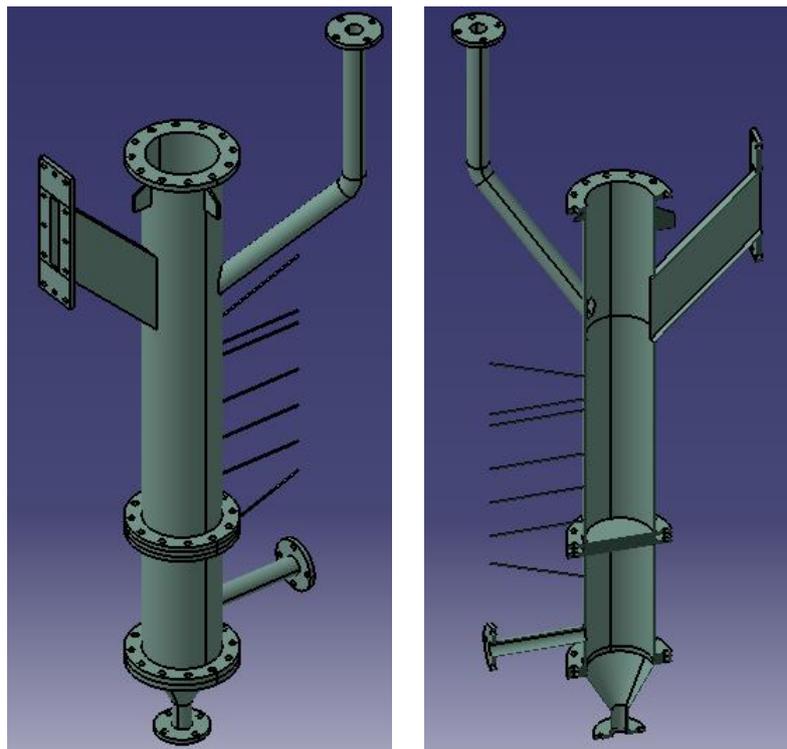


Figura 2.25. Reactor de lecho fijo/móvil

Este módulo está calorifugado para evitar pérdidas excesivas de calor al exterior. El calorifugado está compuesto por una capa de manta de fibra cerámica Fiberfrax, consistente en un fieltro semirrígido de lana de fibra cerámica refractaria aglomerada de 50 mm de espesor. Sobre el aislamiento se dispone una segunda capa de mantas Roclaine de 100 mm de espesor, consistente en un fieltro semirrígido de lana de roca basáltica aglomerante con ligante sintético, cosida por una de sus caras a un soporte de tela metálica galvanizada. A continuación se dispone una tercera capa del mismo aislante anterior de espesor 100 mm y finalmente una cuarta capa de éste último de 50 mm de espesor. Como protección exterior se realiza la cubrición total con chapas de aluminio liso de 0,8 mm de espesor, perfectamente curvadas, bordoneadas, machihembradas, perforadas y sujetas con tornillos rosca chapas, formando fondos bombeados y/o cónicos, tapas planas engatilladas o cajeados especiales en las superficies irregulares del equipo. El cálculo del espesor de aislante necesario está referenciado en la [Memoria de cálculo] del presente documento.

Tapa del reactor: el diseño fundamental es una brida ciega acoplada a un cilindro cerámico que se introduce en la zona superior del reactor para disminuir las pérdidas de calor por esa zona (ver figura 2.26). A través de la tapa se dispone el sistema de alimentación de aire secundario cuyo diseño puede consultarse en el [ANEXO II]. Dicho diseño consiste en una corona (ver figura 2.27) con varias salidas de gas (cuatro puntos de adición convenientemente distribuidos) acoplada a la tapa del reactor mediante una pequeña brida, lo cual permite operar con esta corona o sin ella cuando sea necesario, teniendo entonces únicamente un punto de adición de gas. Adicionalmente dicha tapa presenta una perforación en su zona central cuyo objetivo es la introducción del sistema necesario para la homogenización del material del lecho. El conjunto tapa-corona puede observarse en la figura 2.28.

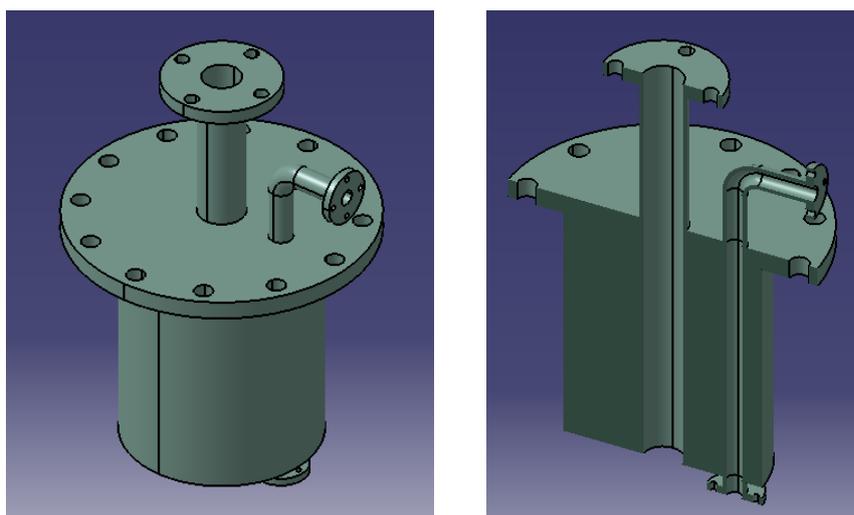


Figura 2.26. Tapa reactor lecho fijo/móvil

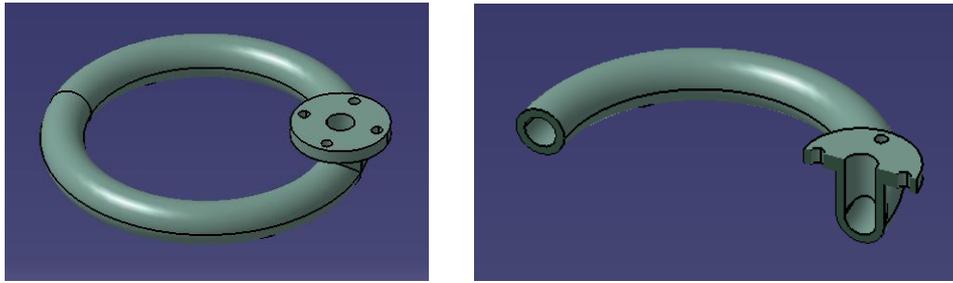


Figura 2.27. Corona alimentación aire secundario

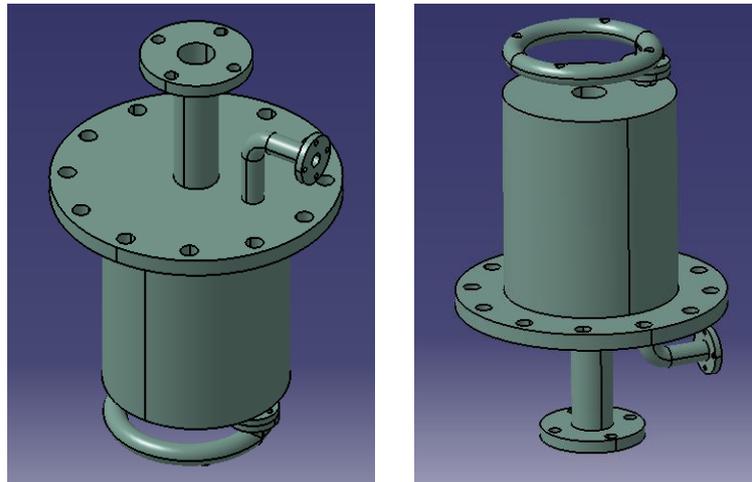


Figura 2.28. Conjunto tapa-corona

Rejilla de soporte: el lecho apoya sobre una rejilla móvil formada por tres partes; la rejilla de soporte del lecho, el rascador móvil y un soporte para el rascador. El objetivo de este dispositivo es soportar el material del lecho y provocar la descarga del material del lecho accionando manualmente el rascador.

El diseño de cada una de las piezas que componen la rejilla puede ser analizado en el [ANEXO II]. El orden en que son montadas es: lecho de partículas – rejilla de soporte – rascador – soporte de rascador, estando todo ello anclado a una brida normalizada que se une tanto a la parte superior como inferior del rector de lecho fijo/móvil. Las figuras 2.29, 2.30 y 2.31 muestran la rejilla fija, el rascador, soporte del rascador, la brida de anclaje y el conjunto completo, respectivamente. El espacio libre para el paso de gas (y sólido) se modifica al hacer avanzar o retroceder el rascador. Además este movimiento del rascador fricciona la parte inferior del lecho gracias a las cuchillas que pueden verse en el plano del [ANEXO II] dado que éstas atraviesan la rejilla de soporte.

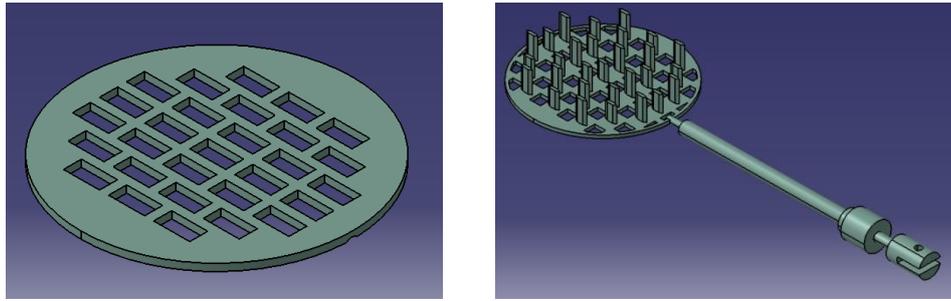


Figura 2.29. Rejilla fija y rascador

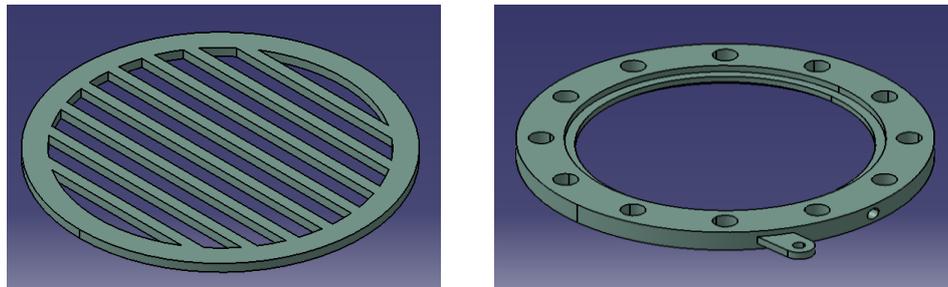


Figura 2.30. Soporte rascador y brida anclaje

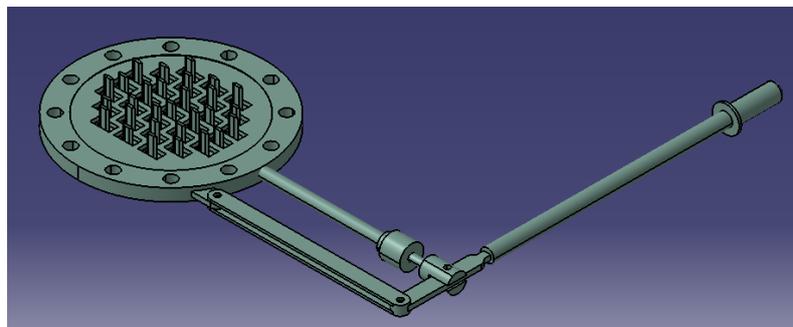


Figura 2.31. Conjunto rejilla

El sello de gas de este dispositivo se realiza en un punto frío mediante una prensa estopa.

Sistema de homogenización de nivel: con el fin de lograr una altura homogénea del lecho de partículas se debe instalar un dispositivo mecánico en el segundo módulo del reactor. Dicho dispositivo aún no ha sido diseñado pero se contemplan tres opciones básicas que pueden resumirse en lo siguiente:

Sistema de martillos: el objetivo de este sistema es hacer vibrar el reactor de lecho fijo mediante la sacudida de martillos que golpeen el reactor. Uno de los principales inconvenientes de esta idea es el nivel de ruido producido, así como el posible estrés mecánico que debe sufrir el sistema de anclaje a la estructura.

Tornillo sin fin: este sistema consiste en la instalación de un tornillo sin fin en el interior del lecho accionado por un motor situado encima del módulo (el eje del tornillo atravesaría la tapa del reactor). El tornillo produciría un movimiento ascendente de las partículas que igualaría el

nivel de sólido. Además este movimiento continuo podría ser beneficioso para evitar aglomeraciones en el lecho. Como principal inconveniente estaría el hecho de que el sólido del reactor pasaría a mezclarse homogéneamente (mezcla perfecta) reduciéndose la estratificación en su conversión.

Varilla vibratoria: este sistema consiste en la introducción de una varilla metálica en el lecho a través de la tapa superior del reactor. Este mecanismo transmitiría la vibración al lecho favoreciendo la homogenización del nivel de sólido. Como principal inconveniente se plantea que un dispositivo de este tipo puede compactar el lecho e incrementar la pérdida de carga. Además es un dispositivo del que no existen antecedentes que aseguren su funcionamiento.

Descarga de cenizas: el sistema de descarga de cenizas está formado por un conjunto de tolvas que hacen posible la evacuación de las cenizas que atraviesan la rejilla. La conexión entre el reactor de lecho fijo-tolva y tolva-tolva se realiza mediante dos válvulas tajadera con presión nominal de 10 bares. Las tolvas son cónicas y con tienen un volumen de 15 litros.

- **Instrumentación**

La instrumentación empleada en el reactor está compuesta por termopares tipo K y medidores de presión diferencial.

En todo el reactor, incluyendo los dos módulos, hay un total de 8 termopares. Todos son tipo K de 3 mm de diámetro, adecuados para el rango de trabajo (20-1100°C) y tienen diferentes longitudes en función del punto en el que están insertados. Dos termopares son de doble hilo, es decir, una misma vaina contiene dos termopares con salidas independientes. Estos termopares de doble hilo han sido instalados donde ha sido necesario monitorizar la temperatura y, además, introducir el valor de la temperatura en ese punto en un lazo de control. Los termopares de ese tipo son los que se integran en el lazo de control de ambas secciones del horno.

Los puntos de medida de presión son cuatro: justo antes del plato distribuidor, justo después del plato distribuidor, sobre el lecho fijo y bajo la rejilla de sustentación del lecho fijo. Dado que se dispone de tres medidores de presión diferencial (con salida analógica 4-20 mA) puede monitorizarse la pérdida de carga a lo largo del sistema. La disposición adoptada se presenta en la tabla 2.9.

DISPOSICIÓN	RANGO (mbar)
Sobre el distribuidor - Bajo el plato distribuidor	0-200
Sobre el lecho fijo - Sobre el distribuidor	0-300
Sobre el lecho fijo - Bajo la rejilla de sustentación del lecho fijo	0-1.500

Tabla 2.9. Disposición y rango de los medidores de presión diferencial

CAPÍTULO III

MEMORIA DE CÁLCULO

El presente capítulo aborda el diseño de los principales equipos que componen la planta de gasificación estudiada. Dicho diseño busca conseguir un funcionamiento correcto de la planta piloto, así como permitir un amplio rango de condiciones de operación, con el fin de poder realizar una gran variedad de experiencias de gasificación de biomasa.

Como dato de partida se establece una capacidad nominal de tratamiento de biomasa de 30 Kg/h.

1. REACTOR DE LECHO FLUIDO

En el presente punto se desarrolla el diseño del reactor de lecho fluido, en el que se determina sus dimensiones características, diámetro y altura, así como pequeños detalles constructivos, en función de los requerimientos a los que se encuentra sometido, que favorecen la operación en la planta.

Previamente al diseño del gasificador, se ha llevado a cabo una labor de investigación y recopilación de información referente a los distintos tipos de gasificadores en operación, que se ha tenido en consideración a la hora del diseño final del equipo en cuestión.

1.1. Cálculo del diámetro del lecho

Para poder establecer el diámetro del reactor es necesario conocer numerosos parámetros tales como las propiedades químicas del combustible a emplear y las propiedades físicas del agente fluidizante evaluadas a la presión y temperatura del sistema, así como, determinar la ER (definida en el [Capítulo I] del presente documento) y la velocidad de mínima fluidización del combustible y el inerte, a partir de las cuales se selecciona la velocidad del gas en el lecho. En los gasificadores se suele trabajar con ER entre 0,25 y 0,35. Para el diseño del reactor se ha tomado la media aritmética de estos últimos valores.

La tabla 3.1 refleja la nomenclatura empleada para los cálculos realizados en el dimensionado del reactor de lecho fluido.

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
X_c	Porcentaje de carbón en la biomasa	d_{pm}	Diámetro de la partícula
X_{H_2}	Porcentaje de hidrógeno en la biomasa	\dot{q}_{aire}	Caudal volumétrico de aire alimentado
X_{O_2}	Porcentaje de oxígeno en la biomasa	ρ_s	Densidad del sólido
X_s	Porcentaje de azufre en la biomasa	ρ_g	Densidad del aire
X_N	Porcentaje de nitrógeno en la biomasa	μ_g	Viscosidad del aire
X_{H_2O}	Porcentaje de humedad en la biomasa	g	Gravedad
$X_{Cenizas}$	Porcentaje de cenizas en la biomasa	ϕ_s	Esfericidad de la partícula
PM_c	Peso molecular carbón	ϵ_{mf}	Porosidad de mínima fluidización
PM_{H_2}	Peso molecular del hidrógeno	Ar	Nº Arquímedes
PM_{O_2}	Peso molecular del oxígeno	K_1	Constante 1 de la ecuación Ergún
PM_s	Peso molecular del azufre	K_2	Constante 2 de la ecuación Ergún

PM_{H_2O}	Peso molecular del agua	$Re_{p,mf}$	Nº Reynolds para la velocidad de mínima fluidización
PM_{aire}	Peso molecular del aire	U_{mf}	Velocidad de mínima fluidización
$Y_{O_2,aire}$	Porcentaje oxígeno del aire	d_p^*	Diámetro adimensional de la partícula
T_{lecho}	Temperatura en el lecho fluido	u_t^*	Velocidad adimensional terminal
P_{lecho}	Presión en el lecho fluido	Re_t	Nº Reynolds para la velocidad terminal
ER	Relación de equivalencia	u_t	Velocidad terminal
\dot{m}_{bio}	Caudal másico de biomasa alimentada	U_g	Velocidad del gas en el lecho
$\dot{m}_{O_2}/\dot{m}_{bio\ s,sc}$	Caudal másico de oxígeno/Caudal másico de biomasa seca sin cenizas	A_{lecho}	Área del lecho
$\dot{m}_{O_2nec}/\dot{m}_{bio\ s,sc}$	Caudal másico de oxígeno necesario/Caudal másico de biomasa seca sin cenizas	D_{lecho}	Diámetro del lecho
$\dot{m}_{aire\ esteq}/\dot{m}_{bio\ s,sc}$	Caudal másico de aire estequiométrico/Caudal másico de biomasa seca sin cenizas	V_{lecho}	Volumen del lecho
$\dot{m}_{aire} / \dot{m}_{bio\ s,sc}$	Caudal másico de aire/Caudal másico biomasa deseca sin cenizas	H_{lecho}	Altura del lecho
\dot{m}_{aire}	Caudal másico de aire alimentado	t_r	Tiempo de residencia de las partículas en el lecho

Tabla 3.1. Nomenclatura diseño reactor de lecho fluido

- **Relación aire/combustible**

A continuación, se procede a calcular la cantidad de aire estequiométricamente necesario para la combustión completa de los residuos empleados en la planta. Los cálculos mostrados a continuación se sustentan en las reacciones de combustión del carbón (R.9), hidrógeno (R.10) y azufre (R.11).



La expresión (EC.3.1) establece el oxígeno estequiométrico necesario por kilogramo de biomasa seca y libre de cenizas alimentada.

$$\frac{m_{O_2}}{m_{bio\ s,sc}} = X_C \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_C} + X_{H_2} \cdot \frac{PM_{O_2}}{2PM_{H_2}} + X_S \cdot \frac{PM_{O_2}}{PM_S} \quad (EC.3.1)$$

Con este valor es posible determinar el oxígeno estrictamente necesario a alimentar, dado que la biomasa contiene cierto porcentaje de oxígeno inicial. Empleando la relación (EC.3.2) se determina el aire necesario por kilogramo de biomasa seca y libre de cenizas para finalmente obtener, mediante la ecuación (EC.3.3), el consumo horario de aire de fluidización.

$$\frac{m_{aire}}{m_{bio\ s,sc}} = \frac{m_{aire\ esteq}}{m_{bio\ s,sc}} \cdot ER = \frac{m_{O_2\ nec}}{m_{bio\ s,sc}} \cdot \frac{1}{PM_{O_2}} \cdot \frac{1}{Y_{O_2\ aire}} \cdot PM_{aire} \cdot ER \quad (EC.3.2)$$

$$\dot{m}_{aire} = \dot{m}_{bio} \cdot \frac{m_{aire}}{m_{bio\ s,sc}} \cdot (1 - X_{H_2O}) \cdot (1 - X_{Cenizas}) \quad (EC.3.3)$$

La composición del combustible a emplear durante la operación de la planta y que es la base de los cálculos realizados se muestra en la tabla 3.2.

Análisis elemental	Base húmeda	Base seca	Base seca libre de cenizas
X_C (% p/p)	-	30,88	54,34
X_{H_2} (% p/p)	-	4,36	7,67
X_{N_2} (% p/p)	-	4,76	8,34
X_S (% p/p)	-	1,24	2,18
X_{O_2} (% p/p)	-	15,61	27,47
Análisis inmediato	Base húmeda	Base seca	Base seca libre de cenizas
Humedad (% p/p)	0,65	-	-
Cenizas (% p/p)	42,87	43,15	-
Volátiles (% p/p)	51,41	51,75	91,08
Carbono fijo (% p/p)	5,07	5,10	8,98

Tabla 3.2. Análisis elemental e inmediato LDS [Fuentes-Cano, 2013]

Antes de proceder al cálculo del caudal de aire a emplear ha sido necesario establecer ciertos parámetros, como son el consumo de combustible, de 30 Kg/h, y una ER de 0,3. Cabe destacar que se ha supuesto una temperatura y presión en el sistema de 800 °C y 1,5 bares. Sustituyendo estos valores en las expresiones mencionadas con anterioridad se obtiene finalmente lo siguiente,

$$\frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_{bio\ s,sc}} = 0,5434 \cdot \frac{32}{12} + 0,0767 \cdot \frac{32}{2 \cdot 2} + 0,0218 \cdot \frac{32}{32} = 2,1 \text{ Kg } O_2/\text{Kg biomasa } s,sc$$

$$\frac{\dot{m}_{O_2\ nec}}{\dot{m}_{bio\ s,sc}} = 2,08 - 0,2747 = 1,8 \text{ Kg } O_2\ nec/\text{Kg biomasa } s,sc$$

$$\frac{\dot{m}_{aire}}{\dot{m}_{bio\ s,sc}} = 1,8 \cdot \frac{1}{32} \cdot \frac{1}{0,21} \cdot 28 \cdot 0,3 = 2,2 \text{ Kg aire}/\text{Kg biomasa } s,sc$$

$$\dot{m}_{aire} = 30 \cdot 2,2 \cdot (1 - 65 \cdot 10^{-3}) \cdot (1 - 0,4287) = 35,3 \text{ Kg aire}/h$$

$$\dot{q}_{aire} = \frac{35,3}{0,41} = 86 \text{ m}^3/\text{h} = 33 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- **Velocidad de mínima fluidización**

En la literatura especializada es posible encontrar numerosas correlaciones para el cálculo de la velocidad de mínima fluidización, así como mapas de fluidización que representan las regiones de los distintos regímenes en un gráfico doblemente logarítmico de la velocidad del gas frente al diámetro de la partícula convenientemente adimensionalizados [Kunii, 1991].

De forma teórica, la velocidad de mínima fluidización se obtiene al igualar las fuerzas de arrastre debidas a la ascensión del fluido con el peso del sólido, lo que se traduce a igualar la caída de presión en el lecho al peso de las partículas que forman el mismo [Kunii, 1991]. A partir de dicha velocidad las partículas se separan unas de otras y son mantenidas individualmente en suspensión.

$$\left[\begin{array}{c} \text{Fuerzas de arrastre del} \\ \text{gas ascensional} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Peso de las} \\ \text{partículas} \end{array} \right]$$

$$\left[\begin{array}{c} \text{Caída de presión} \\ \text{en el lecho} \end{array} \right] \cdot \left[\begin{array}{c} \text{Área transversal} \\ \text{del tubo} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Volumen del} \\ \text{lecho} \end{array} \right] \cdot \left[\begin{array}{c} \text{Fracción de} \\ \text{sólidos} \end{array} \right] \cdot \left[\begin{array}{c} \text{Peso específico} \\ \text{del sólido} \end{array} \right]$$

Transcribiendo esta última expresión en términos matemáticos, resulta lo siguiente (EC.3.4),

$$\Delta p_b \cdot A_t = W = A_t \cdot L_m \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \left[(\rho_s - \rho_g) \cdot \frac{g}{g_c} \right] \quad (EC.3.4)$$

La velocidad de mínima fluidización se puede obtener al combinar la expresión anterior (EC.3.4) con la ecuación de Ergún [Kunii, 1991], obteniéndose (EC.3.5),

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s} \cdot \left(\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu_g} \right)^2 + \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s^2} \cdot \left(\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu_g} \right) = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu_g^2} \quad (EC.3.5)$$

Al reagrupar términos, la expresión (EC.3.5) puede reescribirse como indica la (EC.3.6):

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s} \cdot Re_{p,mf}^2 + \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s^2} \cdot Re_{p,mf} = Ar \quad (EC.3.6)$$

dónde el número de Arquímedes y número de Reynolds a la velocidad de mínima fluidización se definen como señalan las expresiones (EC.3.7) y (EC.3.8), respectivamente.

$$Ar = \frac{d_{pm}^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu_g^2} \quad (EC. 3.7)$$

$$Re_{p,mf} = \frac{d_{pm} \cdot U_{mf} \cdot \rho_{gas}}{\mu_g} \quad (EC. 3.8)$$

Cuando no se conoce el valor de ε_{mf} y ϕ_s , es posible estimar la velocidad de mínima fluidización agrupando dichos términos de la expresión (EC.3.6) en constantes [Kunii, 1991], tal y como establece la expresión (EC.3.9).

$$K_1 \cdot Re_{p,mf}^2 + K_2 \cdot Re_{p,mf} = Ar \quad (EC. 3.9)$$

Siendo K_1 y K_2 ,

$$K_1 = \frac{1,75}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \quad (EC. 3.10)$$

$$K_2 = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} \quad (EC. 3.11)$$

De esta forma los parámetros K_1 y K_2 pueden considerarse constantes para un amplio rango de partículas y para Re entre 0,001 y 4000.

El intervalo de velocidad del gas adecuado para tener un lecho fluido burbujeante se obtiene a partir del mapa de fluidización que se muestra en la figura 3.1 al introducir en él el diámetro de partícula adimensional correspondiente al sólido que se emplea en el reactor.

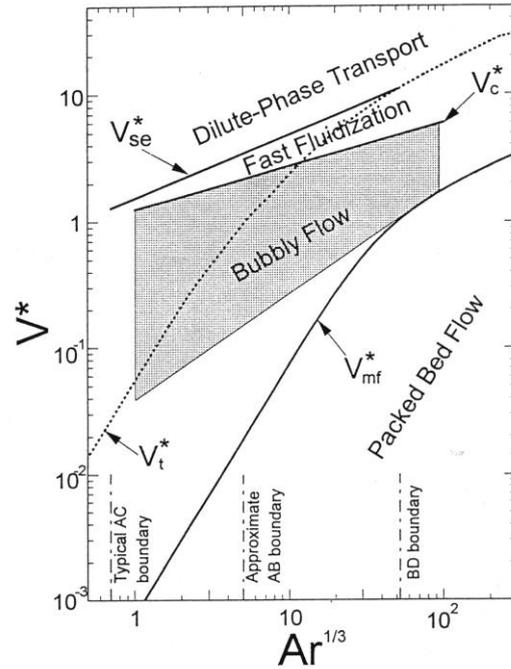


Figura 3.1. Mapa de fluidización [Kunii, 1991]

Para llevar a cabo la resolución de las expresiones anteriores se emplean los datos de partida mostrados en la tabla 3.3.

Parámetro	Valor
d_{pm} (mm)	2
ρ_s (Kg/m ³)	700
ρ_g (800°C; 1,5bar) (Kg/m ³)	0,41
μ_g (800°C; 1,5bar) (Pa·s)	$4,79 \cdot 10^{-5}$

Tabla 3.3. Datos de partida cálculo velocidad mínima fluidización

Dado que las partículas empleadas son prácticamente esféricas se ha estimado una esfericidad cercana a la unidad, concretamente $\Phi_s=0,9$. Otro parámetro que ha sido necesario estimar es la porosidad del lecho, estableciéndose un valor de $\epsilon_{mf}=0,5$. Sustituyendo adecuadamente los valores mencionados con anterioridad se obtiene lo siguiente:

$$Ar = \frac{(2 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,410 \cdot (700 - 0,41) \cdot 9,81}{(4,79 \cdot 10^{-5})^2} = 9776,1$$

$$K_1 = \frac{1,75}{0,9 \cdot 0,5^3} = 15,6$$

$$K_2 = \frac{150 \cdot (1 - 0,5)}{0,9^2 \cdot 0,5^3} = 740,7$$

$$Re_{p,mf} = \left[\left(\frac{740,7}{2 \cdot 15,6} \right)^2 + \left(\frac{1}{15,6} \right) \cdot 9776,1 \right]^{1/2} - \frac{740,7}{2 \cdot 15,6} = 10,8$$

$$U_{mf,lodo} = \frac{10,8 \cdot 4,79 \cdot 10^{-5}}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,41} = 0,63 \text{ m/s}$$

- **Velocidad terminal**

Con el cálculo de la velocidad mínima de fluidización tan solo queda comprobar cuál es el límite superior donde la fluidización se convierte en arrastre de partículas. La velocidad terminal corresponde a aquella velocidad para la cual las partículas comienzan a ser arrastradas [Lucas et al, 1984].

Para su determinación, se emplea la aproximación (EC.3.12) propuesta por Haider y Levenspiel [Haider et al, 1989], que relaciona el diámetro de partícula y la velocidad terminal adimensional

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot \phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad (EC. 3.12)$$

dónde el diámetro adimensional de la partícula y la velocidad terminal adimensional de la misma se definen como (EC.3.13-14),

$$d_p^* = Ar^{1/3} \quad (EC. 3.13)$$

$$u_t^* = \frac{Re_t}{Ar^{1/3}} \quad (EC. 3.14)$$

Finalmente es posible obtener la velocidad terminal empleando el número de Reynolds evaluado a esta última (EC.3.15),

$$Re_t = \frac{\rho_{gas} \cdot d_{pm} \cdot u_t}{\mu_g} \quad (EC. 3.15)$$

Los datos de partida para la resolución de las expresiones anteriores quedan reflejados en la tabla 3.4.

Parámetro	Valor
d_{pm} (mm)	2
ρ_s (Kg/m ³)	700
ρ_g (800°C; 1,5bar) (Kg/m ³)	0,41
μ_g (800°C; 1,5bar) (Pa·s)	$4,79 \cdot 10^{-5}$

Tabla 3.4. Datos de partida cálculo velocidad terminal

Al igual que en el apartado anterior se ha establecido una $\Phi_s=0,9$ y $\epsilon_{mf}=0,5$. Introduciendo estos valores en las relaciones establecidas con anterioridad resulta lo siguiente:

$$d_p^* = \left(\frac{(2 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,41 \cdot (700 - 0,41) \cdot 9,8}{(4,79 \cdot 10^{-5})^2} \right)^{1/3} = 21,4$$

$$u_t^* = \left[\frac{18}{21,4^2} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot 0,9}{21,4^{0,5}} \right]^{-1} = 4,9$$

$$Re_t = 21,4 \cdot 4,9 = 104,4$$

$$u_t = \frac{104,4 \cdot 4,79 \cdot 10^{-5}}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,410} = 6,1 \text{ m/s}$$

Frecuentemente se emplea el ratio u_t/U_{mf} para indicar la flexibilidad de operación sin producir arrastres. Este último depende fuertemente del tamaño de partículas y muestra que el rango de velocidad útil para sistemas con tamaño de partículas mayores es mucho menor que para sistemas de partículas pequeñas [Kunii, 1991]. Por ejemplo, para partículas esféricas de un tamaño concreto y estableciendo $\epsilon_{mf}=0,4$ se tiene [Kunii, 1991]:

$$\text{Sólidos de pequeño tamaño: } u_t/U_{mf} = 78$$

$$\text{Sólidos de mayor tamaño: } u_t/U_{mf} = 9,2$$

En el caso estudiado en el presente documento el ratio u_t/U_{mf} resulta,

$$u_t/U_{mf} = 9,7$$

Como se puede observar el resultado es prácticamente idéntico al propuesto por Kunii y Levenspiel en su caso estudiado para sólidos de mayor tamaño, debiéndose la pequeña variación al valor de la porosidad del lecho supuesto.

En vista a los resultados obtenidos se establece una velocidad de operación del doble de la velocidad de mínima fluidización, de tal forma que se pueda asegurar la operación en la zona de fluidización sin llegar al arrastre de partículas.

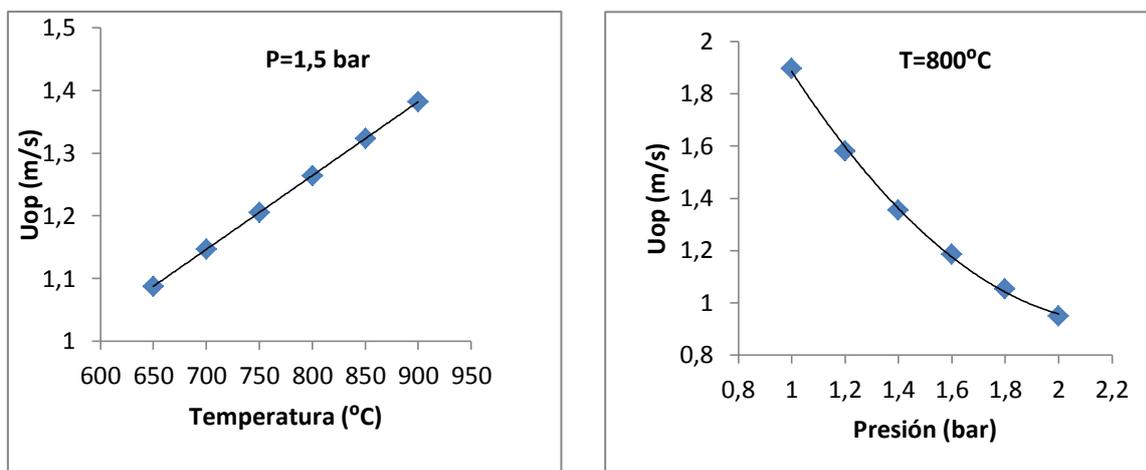
Una vez determinado el caudal de aire necesario y velocidad de operación, es posible calcular el diámetro del reactor de lecho fluido empleando la siguiente expresión (EC.3.16):

$$\dot{q}_{aire} = A_{lecho} \cdot U_{op} \quad (EC.3.16)$$

Sustituyendo los valores obtenidos con anterioridad se obtiene, finalmente, el diámetro del lecho buscado:

$$A_{lecho} = \frac{0,024}{1,26} = 0,019 \text{ m}^2$$
$$D_{lecho} = \left(\frac{4 \cdot 0,019}{\pi} \right)^{1/2} = 0,156 \text{ m}$$

A continuación, la figura 3.2 muestra un análisis de sensibilidad de la velocidad de operación frente a variaciones de presión y temperatura. Como se observa en la figura 3.2a, al aumentar la temperatura en un rango de 650-900 °C, manteniendo constante la presión, se produce un aumento de la velocidad de operación. Esto último se debe a que al aumentar la temperatura, el flujo volumétrico de agente fluidizante alimentado también lo hace. Por el contrario, la figura 3.2b muestra que tras experimentar una variación de la presión en un rango de 1-2 bares, manteniendo constante la temperatura, dicha velocidad decrece debido a que el flujo volumétrico disminuye. Se puede comprobar que en las condiciones más desfavorables (a menor temperatura y mayor presión en cada caso) se trabaja a una velocidad mayor que la velocidad de mínima fluidización con lo que no hay riesgo de que el lecho se desfluidice.

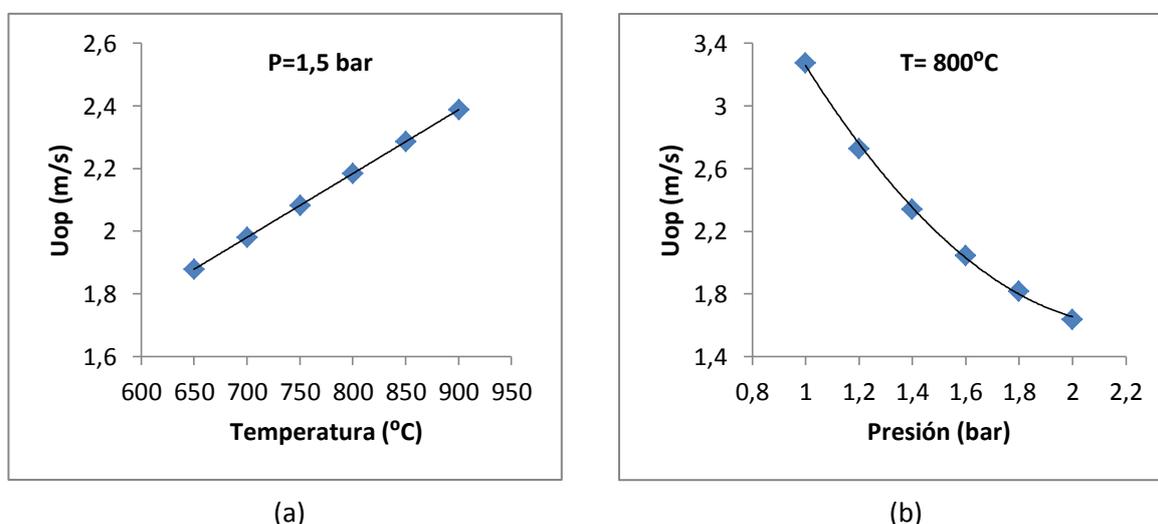


(a)

(b)

Figura 3.2. Sensibilidad velocidad de operación frente variaciones de T y P.

Del mismo modo la figura 3.3 muestra las variaciones de la velocidad de operación teniendo en cuenta la reducción del diámetro del lecho y, por tanto la disminución del área del mismo al introducir las piezas auxiliares descritas en el [Capítulo II] del presente documento. La figura 3.3a indica el aumento de la velocidad de operación al aumentar la temperatura, utilizando las piezas de 2 cm de espesor. Dicha velocidad aumenta en mayor proporción que en el caso anterior (figura 3.2a) debido a que las dos variables implicadas, caudal volumétrico de agente fluidizante y área del lecho aumentan y disminuyen, respectivamente. Por el contrario, la figura 3.3b indica la disminución de dicha velocidad al variar la presión empleando la misma pieza. Al igual que en el caso descrito con anterioridad, dicha variación es más notoria ya que el flujo volumétrico disminuye y el área del lecho también. Al igual que en las figuras anteriores Se puede comprobar que en las condiciones más desfavorables (a menor temperatura y mayor presión en cada caso) se trabaja a una velocidad mayor que la velocidad de mínima fluidización con lo que no hay riesgo de que el lecho se desfluidice.



(a)

(b)

Figura 3.3. Sensibilidad velocidad de operación frente variaciones de T y P (pieza 2 cm de espesor)

Para concluir, se selecciona una tubería de acero inoxidable AISI 316 con diámetro interno de 165 mm y un espesor de 10 mm. Dicha tubería presenta dos secciones internas, una equivalente a la zona de devolatilización y otra equivalente a la zona de transporte de gas y partículas, tal y como se comenta en el [Capítulo II] del presente documento. Ambas zonas permanecen separadas mediante un deflector interno de 5 mm de espesor.

1.2. Cálculo de la altura del lecho

La altura del lecho se determina una vez definido el diámetro del mismo y en base a un tiempo de residencia que se le proporciona al combustible para conseguir una conversión determinada.

Para el diseño se ha considerado un inventario de sólidos al lecho fluido de 2 Kg (aproximadamente) de char de lodo con el fin de mantener una relación diámetro/altura del reactor adecuada, lo que lo que en base a las propiedades del lecho fluido genera un tiempo medio de residencia de las partículas de 8 minutos.

La determinación de la altura se lleva a cabo con la ayuda de las relaciones (EC.3.17-18).

$$V_{lecho} = \frac{\dot{m}_{bio} \cdot t_r}{\rho_s \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (EC. 3.17)$$

$$H_{lecho} = \frac{V_{lecho}}{A_{lecho}} \quad (EC. 3.18)$$

Finalmente, al sustituir los datos empleados en el punto 1.1 del presente capítulo se obtiene lo siguiente:

$$V_{lecho} = \frac{15 \cdot 8}{60 \cdot 700 \cdot (1 - 0,5)} = 5,7 \cdot 10^{-3} m^3 \approx 6 \text{ litros}$$

$$H_{lecho} = \frac{5,7 \cdot 10^{-3}}{0,019} = 0,3 m$$

Dado que la altura del lecho es de 300 mm, se establece una altura del rebosadero de 320 mm. Finalmente, la altura total del reactor se fija en 800 mm estando la alimentación de sólido a una cota de 480 mm respecto al plano horizontal. Si se quiere aumentar la altura del lecho en un futuro para otro tipo de pruebas, podría hacerse introduciendo una placa interior similar a las piezas empleadas para la reducción del diámetro interno descritas en el [Capítulo II] del presente documento.

La tabla 3.5 presenta un cuadro resumen de los resultados obtenidos para el cálculo del diámetro y la altura del lecho.

Variable	Resultado	Variable	Resultado
$\frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_{bio\ s,sc}}$	2,1 Kg O ₂ /Kg biomasa s, sc	U_{mf}	0,63 m/s
$\frac{\dot{m}_{O_2\ nec}}{\dot{m}_{bio\ s,sc}}$	1,8 Kg O ₂ nec/Kg biomasa s, sc	d_p^*	21,4
$\frac{\dot{m}_{aire}}{\dot{m}_{bio\ s,sc}}$	2,2 Kg aire/Kg biomasa s, sc	u_t^*	4,9
\dot{m}_{aire}	35,3 Kg aire/h	Re_t	104,4
\dot{q}_{aire}	33 Nm ³ /h	u_t	6,1 m/s
Ar	9776,1	A_{lecho}	0,019 m ³
K_1	15,6	D_{lecho}	0,156 m
K_2	740,7	V_{lecho}	6 litros
$Re_{p,mf}$	10,8	H_{lecho}	0,3 m

Tabla 3.5. Cuadro resumen resultados reactor de lecho fluido

2. PLATO DISTRIBUIDOR DE GAS

A la hora de proceder a dimensionar el plato distribuidor ha de tenerse en cuenta que el parámetro principal de diseño es la asignación de un valor apropiado de la caída de presión que ha de producirse en el plato para conseguir una distribución de la circulación del gas homogénea en toda la sección del lecho, evitando la formación de caminos preferenciales.

Empíricamente se ha concluido que la caída de presión anteriormente mencionada debe estar comprendida entre un 20 y un 40% de la pérdida de carga total que se produce en el lecho, cumpliendo además que dicha pérdida de carga de diseño debe ser superior a 3500 Pa [Kunii, 1991].

La nomenclatura empleada en este punto se indica en la tabla 3.6.

Parámetro	Descripción	Parámetro	Descripción
$T_{ent\ gas}$	Temperatura a la entrada de aire	$C_{D,orif}$	Factor de corrección del plato distribuidor
$P_{ent\ gas}$	Presión a la entrada de aire	Re_D	Número de Reynolds en las condiciones del lecho
ρ_g	Densidad del aire	U_{orif}	Velocidad del gas en el orificio
ΔP_{lecho}	Pérdida de carga en el lecho fluido	D_{orif}	Diámetro del orificio
ΔP_{dist}	Pérdida de carga en el plato distribuidor	N	Número de orificios

Tabla 3.6. Nomenclatura cálculo plato distribuidor

La pérdida de carga que se produce en un lecho puede estimarse teniendo en cuenta que toda ésta se debe al peso del sólido que es necesario sustentar, con lo cual viene dada por (EC.3.19):

$$\Delta P_{lecho} = (1 - \varepsilon_f) \cdot H_{lecho} \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad (EC. 3.19)$$

La pérdida de carga en el distribuidor queda definida como el máximo de la pérdida del lecho por un factor de corrección o 3500 Pa en caso de que el valor anterior sea menor que este último (EC.3.20).

$$\Delta P_{dist} = \text{máximo}\{c \cdot \Delta P_{lecho}; 3500\ Pa\} \quad (EC. 3.20)$$

Dicho factor de corrección se establece para introducir el 20-40% de la pérdida de carga total en el lecho [Zuiderweg, 1967]. Para los cálculos se toma la media aritmética de estos valores, es decir 30%.

Debido a que el reactor se arranca con un material inerte de mayor densidad que el lodo, los cálculos se realizan en base a dicho material. Esto último es posible ya que la pérdida de carga mínima del distribuidor aumenta al aumentar la masa del lecho, por lo que al dimensionarse el distribuidor para el material denso (bauxita), se sobreentiende que se puede emplear con el material menos denso (lodo).

La tabla 3.7 muestra los datos de partida para el diseño del distribuidor considerando bauxita como combustible.

Parámetro	Valor
ρ_g (400 °C; 1,5 bar) (Kg/m^3)	0,41
d_{pm} (mm)	0,97
ρ_s (Kg/m^3)	3050
D_{lecho} (m)	0,156
H_{lecho} (m)	0,3
U_{op} (m/s)	1,26

Tabla 3.7. Datos de partida cálculo distribuidor bauxita

Cabe destacar que se ha estimado una esfericidad y porosidad del lecho de 0,85 y 0,5, respectivamente. Se ha estimado una temperatura de entrada de agente fluidizante al sistema de 400 °C y una presión en el sistema de 1,5 bares. Al sustituir estos parámetros resulta,

$$\Delta P_{lecho} = (1 - 0,5) \cdot 0,3 \cdot (3050 - 0,41) \cdot 9,81 = 4488,1 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{dist} = 4488,1 \cdot 0,3 = 1346,4 \text{ Pa}$$

Los resultados obtenidos indican que el plato distribuidor no es capaz de introducir el 20-40% de la pérdida de carga total del lecho al alimentar bauxita como combustible, por lo que es necesario fijar la pérdida de carga mínima de 3.500 Pa (EC.3.20).

Una vez determinada ΔP_{dist} , es preciso obtener la velocidad del gas en el orificio para finalmente determinar el número total de éstos. Para ello se ha estimado un diámetro de orificio de 1,5 mm.

La velocidad del gas en el orificio se obtiene según la expresión (EC.3.21), que pone de manifiesto la utilización de un nuevo coeficiente denominado coeficiente de orificio [Kunni, 1991]. Dicho coeficiente, $C_{D,or}$, puede determinarse a partir del número de Reynolds referido a la velocidad superficial [Kunni, 1991]. Los valores típicos se representan en la tabla 3.8, admitiéndose la interpolación lineal para los valores comprendidos entre los extremos:

Re	$C_{D,or}$
500	0,68
1000	0,64

Tabla 3.8. Factor $C_{D,or}$ en función del número de Reynolds

No obstante, basándose en medidas experimentales de los platos que se emplean en la planta piloto actual, el valor establecido para este coeficiente es de 0,9.

$$U_{orif} = C_{D,orif} \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P_{dist}}{\rho_g(T)}} \quad (EC.3.21)$$

Finalmente se realiza la estimación del número de orificios aplicando la ecuación de continuidad para el gas (EC.3.22):

$$\frac{U_{op} \cdot D_{lecho}^2 \cdot \pi}{4} = \frac{U_{orif} \cdot D_{orif}^2 \cdot \pi \cdot N}{4} \quad (EC.3.22)$$

Con estas expresiones se puede obtener el número de orificios hasta conseguir una relación adecuada para el diseño, es decir, para cada diámetro de orificio solo existe un número de éstos que permite conseguir la caída de presión buscada.

Procediendo a los cálculos según el modelo descrito anteriormente se obtienen los siguientes resultados,

$$\Delta P_{dist} = 3500 \text{ Pa}$$

$$U_{orif} = 0,9 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 3.500}{0,65}} = 93,4 \text{ m/s}$$

$$N = \frac{1,26 \cdot 0,156^2}{93,4 \cdot 0,0015^2} = 146,2 \approx 147 \text{ orificios}$$

En vista de los resultados obtenidos, se adopta tomar un plato de 149 orificios de 1,5 mm de diámetro. Los orificios quedan dispuestos en el mismo en forma de malla cuadrada.

El plato presenta un diámetro exterior de 315 mm fabricado en acero inoxidable AISI 316. Presenta un espesor de 10 mm para asegurar la robustez y resistencia mecánica, así como dos protrusiones, en la corona inferior y superior del mismo, para mejorar la estanqueidad y sellado al fijarlo al reactor de lecho fluido y tubo pre-calentador, respectivamente.

La tabla 3.9 presenta un cuadro resumen con los resultados obtenidos para el cálculo del plato distribuidor.

Variable	Resultado
ΔP_{dist}	3500 Pa
U_{orif}	93,4 m/s
N	147 orificios

Tabla 3.9. Cuadro resumen resultados plato distribuidor

3. TUBO PRE-CALENTADOR Y POTENCIA INFERIOR DEL HORNO

El tubo pre-calentador es el encargado de la alimentación de agente fluidizante al reactor de lecho fluido. En él tiene lugar tanto el calentamiento de aire como el calentamiento y vaporización del agua introducida.

La nomenclatura empleada a lo largo de este punto se detalla en la tabla 3.10.

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
T_{ent}	Temperatura entrada mezcla	T_{eb}	Temperatura de ebullición del agua
P_{ent}	Presión entrada mezcla	T_{sal}	Temperatura de salida de la mezcla
ρ_{aire}	Densidad del aire	q_{cv}	Calor por convección
ρ_{agua}	Densidad del agua	q_{rad}	Calor por radiación
D_t	Diámetro del tubo pre-calentador	$DTLM$	Diferencia de temperatura media logarítmica
$\dot{q}_{aire+agua}$	Caudal volumétrico de la mezcla aire-agua alimentada	h_{conv}	Coefficiente de película convectivo
$v_{aire+agua}$	Velocidad de entrada mezcla aire y agua	A	Área de intercambio
Q_{agua}	Potencia necesaria para el calentamiento y vaporización del agua	σ	Constante de Boltzmann
Q_{aire}	Potencia necesaria para el calentamiento de aire	ϵ	Emisividad
Q_{total}	Potencia necesaria para el calentamiento de la mezcla aire-agua	T_{rad}	Temperatura radiante
\overline{Cp}_{vapor}	Poder calorífico medio del vapor	T_{tub}	Temperatura del tubo
\overline{Cp}_{agua}	Poder calorífico medio del agua	Nu	Número de Nusselt
\overline{Cp}_{aire}	Poder calorífico medio del aire	K_f	Conductividad gas
λ	Calor latente de evaporación del agua	Re	Número de Reynolds
\dot{m}_{agua}	Caudal másico de agua alimentada	Pr	Número de Prandlt
\dot{m}_{aire}	Caudal másico de aire alimentado	ν_g	Viscosidad cinemática del gas
T_{ref}	Temperatura de referencia	L_t	Longitud del tubo pre-calentador

Tabla 3.10. Nomenclatura diseño tubo pre-calentador

Para determinar el diámetro del mismo se emplea la expresión (EC.3.23):

$$D_t = \sqrt{\frac{q_{aire+agua}}{\frac{\pi}{4} \cdot v_{aire+agua}}} \quad (EC.3.23)$$

Como criterio de diseño se ha fijado una velocidad de circulación de gas en el tubo precalentador de 6 m/s. Los datos de partida para el cálculo del diámetro del tubo pre-calentador quedan reflejados en la tabla 3.11.

Parámetro	Valor
T_{ent} (°C)	25
P_{ent} (bar)	2,5

Tabla 3.11. Datos de partida cálculo diámetro tubo pre-calentador

Los rangos de caudales que son posibles emplear para el aire y agua son 0-60 Nm³/h y 3-15 l/h, respectivamente. El diseño se ha realizado para caudales de aire y agua superiores a los empleados durante la operación de la planta, estableciendo un caudal de aire de 40 Nm³/h (a temperatura ambiente y 2,5 bares de presión) y 13 l/h de agua. La temperatura alcanzada en el tubo precalentador se ha impuesto en 400 °C.

Sustituyendo los parámetros anteriores en las expresiones definidas se obtiene lo siguiente:

$$D_t = \sqrt{\frac{(39,5 + 13 \cdot 10^{-3})}{6 \cdot 3600 \cdot \frac{\pi}{4}}} = 0,048 \text{ m}$$

Para la determinación del área final de intercambio en función de la longitud del tubo precalentador (zona inferior del horno) es necesario obtener la potencia necesaria a intercambiar. Este horno se encarga de aplicar la energía necesaria para vaporizar el agua y elevar la temperatura del aire a la entrada del primer módulo del Fletgas para que tenga lugar la gasificación en las condiciones de operación requeridas.

Para determinar dicha potencia se ha planteado los siguientes balances de energía para el agua y el aire, respectivamente (EC.3.24-3.25):

$$Q_{agua} = \dot{m}_{agua} \cdot [\lambda + \bar{c}_{p_{vapor}} \cdot (T_{sal} - T_{eb}) + \bar{c}_{p_{agua}} \cdot (T_{eb} - T_{ent})] \quad (EC.3.24)$$

$$Q_{aire} = \dot{m}_{aire} \cdot \bar{c}_{p_{aire}} \cdot (T_{sal} - T_{ent}) \quad (EC.3.25)$$

Los datos de partida para el cálculo de la potencia de la parte inferior del horno y para la longitud del tubo pre-calentador aparecen registrados en tabla 3.12.

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
$T_{ent} (^{\circ}C)$	25	$T_{eb} (^{\circ}C)$	100
$\rho_{agua} (25^{\circ}C, 1bar) (Kg/m^3)$	1000	$T_{ref} (^{\circ}C)$	25
$\rho_{aire} (0^{\circ}C, 1bar) (Kg/m^3)$	1,2	$K_f (N/m \cdot K)$	$38,9 \cdot 10^{-3}$
$\bar{C}_{p_{agua}} (KJ/Kg \cdot K)$	4,18	$\nu_f (Pa \cdot s)$	$36,1 \cdot 10^{-6}$
$\bar{C}_{p_{vapor}} (KJ/Kg \cdot K)$	2,07	$\sigma (W/m^2 \cdot K^4)$	$5,67 \cdot 10^{-8}$
$\bar{C}_{p_{aire}} (KJ/Kg \cdot K)$	1,069	Pr	0,69
$\lambda (KJ/Kg)$	2502	$D_t (m)$	0,048

Tabla 3.12. Datos de partida cálculo potencia inferior del horno y longitud tubo pre-calentador

El diseño se ha realizado para caudales mayores de aire y agua que los tratados habitualmente en la planta, concretamente $40 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de aire y 13 l/h de agua, con motivo de sobredimensionar el equipo. Se ha estimado una temperatura de salida del agente fluidizante de $400^{\circ}C$ y una emisividad igual a la unidad (cuerpo negro).

Al sustituir dichos valores en las expresiones anteriores resulta,

$$Q_{agua} = \frac{13 \cdot 10^{-3} \cdot 1000}{3600} \cdot [2502 + 2 \cdot (400 - 100) + 4,18 \cdot (100 - 25)] = 11,3 \text{ KW}$$

$$Q_{aire} = \frac{40 \cdot 1,2}{3600} \cdot [1,07 \cdot (400 - 25)] = 2 \text{ KW}$$

$$Q_{total} = 13,3 \text{ KW}$$

No obstante, aunque la potencia determinada es de $13,3 \text{ KW}$, el fabricante ha considerado conveniente implementar en el horno una potencia mayor, concretamente de 25 KW , con motivo de sobredimensionar el equipo con vistas al futuro para otra aplicación o proceso que pueda surgir y donde el requerimiento energético sea mayor.

Una vez conocida la demanda de calor del sistema es preciso determinar la longitud del tubo necesaria. No obstante, debido a problemas de espacio en la planta piloto, dicho

parámetro ha sido fijado, siendo la longitud seleccionada del tubo 3 metros, ya que un valor superior provocaría problemas de choque con la estructura. De esta forma las dos variables que se busca obtener son la temperatura del tubo y la temperatura de la resistencia. Para ello se sigue el mecanismo de transferencia de calor propuesto en la figura 3.4.

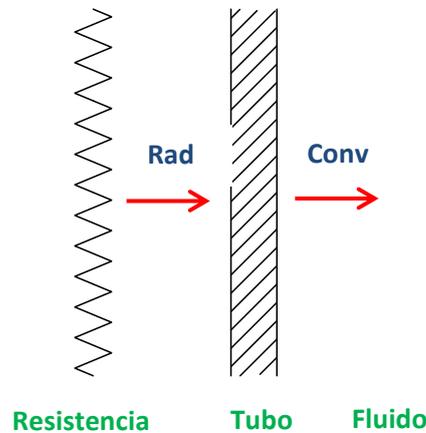


Figura 3.4. Esquema de mecanismos de transferencia zona inferior del horno

Inicialmente se supone que en el tramo existente entre la resistencia y la tubería predomina la resistencia por radiación, sin tener en cuenta la posible convección libre que pudiera existir. La conducción del extremo exterior al interior de la tubería es despreciable, ya que la conductividad térmica del acero es del orden de $30 \text{ W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ y el espesor del tubo es del orden de 5 mm , con lo cual la pared se encuentra a una temperatura muy próxima en ambas caras.

Por tanto, el calor total intercambiado es igual al calor transmitido por radiación y al transmitido por convección, tal y como establece la expresión (EC.3.26)

$$Q_{total} = q_{rad} = q_{conv} \quad (EC. 3.26)$$

Donde el calor por radiación y convección se definen, respectivamente, como (EC.27-28):

$$q_{rad} = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_{rad}^4 - T_{tub}^4) \quad (EC. 3.27)$$

$$q_{conv} = h_{conv} \cdot A \cdot DTLM \quad (EC. 3.28)$$

Definiéndose la DTLM como (EC.3.29),

$$DTLM = \frac{(T_{tub} - T_{ent}) - (T_{tub} - T_{sal})}{\ln \frac{(T_{tub} - T_{ent})}{(T_{tub} - T_{sal})}} \quad (EC. 3.29)$$

El coeficiente de película convectivo, h_{conv} , se puede obtener a partir del número de Nusselt (EC.30), empleando la correlación 27 correspondiente a convección forzada, flujo interno y conducto circular [Incropera, 1999], tal y como muestra la expresión (EC.31).

$$Nu = (h_{conv} \cdot D_t) / K_f \quad (EC. 3.30)$$

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^{0,4} \quad (EC. 3.31)$$

Donde el número de Re se determina como (EC.3.32):

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{q}_{aire+agua}}{D_t \cdot \pi \cdot \nu} \quad (EC. 3.32)$$

Así pues, estableciendo dos balances energía (EC.3.33-34) es posible conocer la temperatura de la resistencia y la temperatura de pared del tubo.

$$Q_{total} = q_{rad} \quad (EC. 3.33)$$

$$Q_{total} = q_{conv} \quad (EC. 3.34)$$

Cabe destacar que las propiedades termo-físicas del aire y del agua se han determinado a la temperatura media de masas, es decir, a la temperatura media entre la entrada y salida de la mezcla. Para un cálculo más exacto se ha calculado la proporción de aire y de agua en la mezcla para determinar las propiedades de esta última con más precisión.

Sustituyendo los datos anteriores se obtiene, finalmente, lo siguiente:

$$Re = \frac{4 \cdot 0,017}{0,048 \cdot \pi \cdot 35,68 \cdot 10^{-6}} = 12639$$

$$Nu = 0,023 \cdot (12639)^{4/5} \cdot 0,76^{0,4} = 39,5$$

$$h_{conv} = \frac{39,5 \cdot 38,9 \cdot 10^{-3}}{0,048} = 32 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$13300 = (T_{rad}^4 - T_{tub}^4) \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,048 \cdot \pi \cdot 3$$

$$13300 = 30,5 \cdot 0,048 \cdot \pi \cdot 3 \cdot \frac{(T_{tub} - 298) - (T_{tub} - 673)}{\ln \frac{(T_{tub} - 298)}{(T_{tub} - 673)}}$$

Resultando,

$$T_{tub} = 1143 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{rad} = 1186 \text{ } ^\circ\text{C}$$

En vista a los resultados obtenidos y teniendo en cuenta que la temperatura máxima de la resistencia impuesta por el fabricante del horno es muy próxima a la temperatura calculada, se da por válido el diseño

Finalmente, se elige un tubo de 2" de diámetro fabricado en acero inoxidable AISI 316 con una longitud total de 3 metros en tres pasadas y en disposición triangular. El agua se alimenta en la parte superior del primer paso mientras que el aire se alimenta por la zona baja del tubo pre-calentador.

La tabla 3.13 muestra un cuadro resumen con los resultados obtenidos del diseño del tubo pre-calentador.

Variable	Resultado
D_t	0,048 m
Q_{agua}	11,3 KW
Q_{aire}	2 KW
Q_{total}	13,3 KW
Re	12639
Nu	39,5
h_{conv}	$32 \frac{W}{m^2 \cdot K}$
T_{tub}	1143 °C
T_{rad}	1186 °C
L_t	3 m

Tabla 3.13. Cuadro resumen resultados tubo pre-calentador

4. POTENCIA SUPERIOR HORNO

A la hora de realizar el cálculo de la potencia a suministrar por zona superior del horno eléctrico para la consecución de una temperatura de operación determinada en la gasificación con aire y vapor de agua, se decide abordar el problema evaluando las pérdidas de calor originadas en el equipo y el tiempo de calentamiento necesario para conseguir la temperatura de consigna. El objetivo de dicho equipo es elevar la temperatura del combustible y del agente fluidizante para que tenga lugar la devolatilización del combustible y la posterior gasificación en las condiciones requeridas. En base a esto último es necesario determinar las pérdidas que se producen en el sistema a su temperatura máxima de trabajo (800-900°C), y por tanto obtener la potencia mínima a aportar.

Para determinar las pérdidas de calor del sistema, se consideran 3 zonas tal y como se indica en la figura 3.5, siendo éstas las pérdidas a través de la pared lateral, perdidas a través de la pared superior e inferior y las pérdidas a través de la abertura superior e inferior (zona superior e inferior del reactor de lecho fluido)

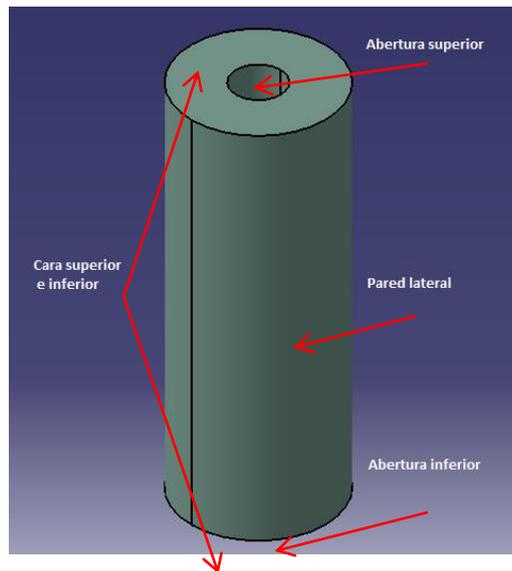


Figura 3.5. Pérdidas de calor en el horno

La nomenclatura empleada a lo largo de esta sección queda referenciada en la tabla 3.14

Símbolo	Descripción	Parámetro	Valor
T_1	Temperatura interior	D_1	Diámetro interior
T_2	Temperatura exterior	D_2	Diámetro exterior
T_2	Temperatura ambiente	D_3	Diámetro del reactor
q_{cond}	Calor por conducción	h_{conv}	Coficiente de película convectivo
q_{conv}	Calor por convección	σ	Constante de Boltzmann
q_{rad}	Calor por radiación	ϵ	Emisividad
k_{ais}	Conductividad aislante	Nu	Número de Nusselt
Ra	Número de Rayleigh	L_c	Longitud característica
K_g	Conductividad gas	g	gravedad
Pr	Número de Prandtl	$P_{lateral}$	Pérdidas laterales
ν_g	Viscosidad cinemática del gas	$P_{sup e inf}$	Pérdidas superiores e inferiores
L	Longitud del horno	$P_{abertura}$	Coficiente de película convectivo

Tabla 3.14. Nomenclatura diseño zona superior del horno

- **Pérdidas a través de la pared lateral**

Los mecanismos de transferencia involucrados en el cálculo de las pérdidas de calor por la pared del horno son: conducción a través de la pared lateral del cilindro, convección natural y radiación. La figura 3.6 muestra el modelo de transferencia de calor descrito.

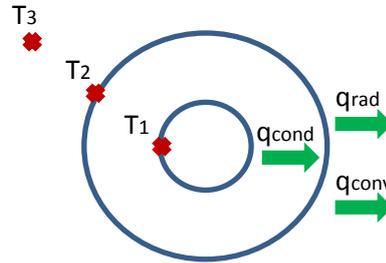


Figura 3.6. Mecanismos de transferencia de calor en la pared lateral

Por balance energético, el calor transferido por conducción a través del aislante (ladrillo refractario) es igual a la suma del calor transferido por convección y radiación en el exterior del cilindro (EC.3.35).

$$P_{lateral} = q_{cond} = q_{conv} + q_{rad} \quad (EC. 3.35)$$

Donde los calores por conducción, convección y radiación se determinan como indican las expresiones (EC.3.36-38), respectivamente.

$$q_{cond} = 2 \cdot \pi \cdot k_{ais} \cdot L \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{D_2}{D_1}\right)} \quad (EC. 3.36)$$

$$q_{conv} = \pi \cdot D_2 \cdot L \cdot h_{conv} \cdot (T_2 - T_3) \quad (EC. 3.37)$$

$$q_{rad} = \pi \cdot D_2 \cdot L \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_2^4 - T_3^4) \quad (EC. 3.38)$$

El coeficiente de película h_{conv} , se toma para convección libre, flujo externo y cilindro largo horizontal, tal y como referencia la correlación (EC.3.39) [Incropera, 1999].

$$h_{conv} = 1,65 \cdot \sqrt[3]{(T_2 - T_3)} \quad (EC. 3.39)$$

Cabe destacar que, con motivo de obtener las pérdidas máximas y poder sobredimensionar el equipo, se ha considerado una temperatura de operación de 900°C (temperatura máxima de trabajo del sistema). Se ha estimado que los alrededores se encuentran a 25 °C y que la conductividad del ladrillo refractario que presenta el horno (aislante) es de 0,47 W/m·K. La longitud para la que se diseña el equipo es de 800 mm, siendo esta última la longitud del reactor de lecho fluido. El diámetro exterior e interior del horno es 600 mm y 350 mm, respectivamente, siendo estos datos suministrados por el fabricante.

De esta forma al sustituir estos valores en las expresiones anteriores resulta,

$$q_{cond} = 2 \cdot \pi \cdot 0,47 \cdot 0,8 \cdot \frac{(1173 - T_2)}{\ln\left(\frac{0,6}{0,35}\right)}$$

$$q_{conv} = \pi \cdot 0,6 \cdot 0,8 \cdot 1,65 \cdot \sqrt[3]{(T_2 - 298)} \cdot (T_2 - 298)$$

$$q_{rad} = \pi \cdot 0,6 \cdot 0,8 \cdot 0,7 \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot (T_2^4 - 298^4)$$

Al resolver el sistema de ecuaciones resulta:

$$T_2 = 157,25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$q_{cond} = 3255,5 \text{ W}$$

$$q_{conv} = 1676,5 \text{ W}$$

$$q_{rad} = 1579 \text{ W}$$

$$P_{lateral} = 3255,5 \text{ W}$$

- **Perdidas a través de la pared superior e inferior**

Los mecanismos de transferencia involucrados en el cálculo de las pérdidas de calor por la superficie superior e inferior del horno son la convección natural y radiación a través de una placa plana. El modelo de transferencia de calor queda representado en la figura 3.7.

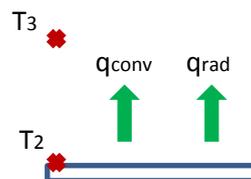


Figura 3.7. Mecanismos de transferencia de calor en la cara superior e inferior

Dado que tanto la placa superior como inferior son iguales, por balance energético se tiene que (EC.3.40):

$$P_{zona\ sup\ e\ inf} = 2 \cdot (q_{conv} + q_{rad}) \quad (EC.3.40)$$

Donde el calor transmitido por convección y radiación se definen como muestran las expresiones (EC.3.41-42), respectivamente.

$$q_{conv} = \pi \cdot \left(\frac{D_2^2 - D_1^2}{4} \right) \cdot h_{conv} \cdot (T_2 - T_3) \quad (EC. 3.41)$$

$$q_{rad} = \pi \cdot \left(\frac{D_2^2 - D_1^2}{4} \right) \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_2^4 - T_3^4) \quad (EC. 3.42)$$

El coeficiente de película h_{conv} , se evalúa para convección libre, flujo externo y placa plana horizontal, tal y como referencia la correlación (EC.3.43) [Incropera, 1999].

$$Nu = 0,27 \cdot Ra^{0,25} \quad (EC. 3.43)$$

Siendo Ra el número de Rayleigh (EC.3.44):

$$Ra = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_2 - T_3) \cdot L_c^3 \cdot Pr}{\nu^2} \quad (EC. 3.44)$$

Finalmente es posible obtener h_{conv} a partir del número de Nusselt (EC.3.45):

$$h_{conv} = \frac{Nu \cdot k_g}{L_c} \quad (EC. 3.45)$$

Donde L_c se define como (EC.3.46),

$$L_c = \frac{A}{P} = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot (D_2^2 - D_1^2)}{\pi \cdot (D_2 + D_1)} \quad (EC. 3.46)$$

Al sustituir valores resulta lo siguiente:

$$Ra = \frac{9,8 \cdot 4,15 \cdot 10^{-3} \cdot (455,9 - 298) \cdot 0,0625^3 \cdot 0,7}{(95 \cdot 10^{-6})^2} = 1,2 \cdot 10^5$$

$$Nu = 0,27 \cdot (1,2 \cdot 10^5)^{0,25} = 5$$

$$h_{conv} = \frac{5 \cdot 49,57 \cdot 10^{-3}}{0,0625} = 4 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$q_{conv} = \pi \cdot \left(\frac{0,6^2 - 0,35^2}{4} \right) \cdot 4 \cdot (455,9 - 298) = 117,8 W$$

$$q_{rad} = \pi \cdot \left(\frac{0,6^2 - 0,35^2}{4} \right) \cdot 0,7 \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot (455,9^2 - 298^4) = 261,4 W$$

$$P_{zona\ sup\ e\ inf} = 758,4\ W$$

- **Pérdidas a través de la abertura superior e inferior**

En este caso el único mecanismo de transferencia existente es la radiación. La figura 3.8 muestra el mecanismo de transferencia propuesto.

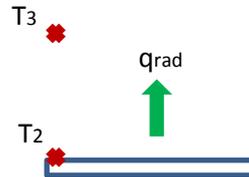


Figura 3.8. Mecanismos de transferencia de calor en la abertura superior e inferior

Por balance energético se tiene que (EC.3.47):

$$P_{abertura} = 2 \cdot q_{rad} \quad (EC.3.47)$$

Donde el calor por radiación se define como (EC.3.48),

$$q_{rad} = \pi \cdot \left(\frac{D_3^2}{4} \right) \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_2^4 - T_3^4) \quad (EC.3.48)$$

Al sustituir los datos de partida se obtiene,

$$q_{rad} = \pi \cdot \left(\frac{0,185^2}{4} \right) \cdot 0,7 \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot (455,9^2 - 298^4) = 4666\ W$$

$$P_{abertura} = 9332\ W$$

Siendo finalmente las pérdidas totales en el sistema,

$$P_{total} = P_{lateral} + P_{zona\ sup\ e\ inf} + P_{abertura} = 13346,3\ W$$

Una vez determinada la potencia mínima a aportar se selecciona la potencia de la zona superior del horno en base a criterios de tiempos de calentamiento para la consecución de una temperatura de consigna. En base a esto último se han obtenido curvas de calentamiento para diferentes potencias (que son analizadas con mayor detalle en el punto 6 del presente capítulo), seleccionándose finalmente una potencia de 20 KW, ya que con este valor es posible obtener una buena relación potencia-tiempo de calentamiento, tal y como se puede observar en la figura 3.9; en la que para la consecución de una temperatura de 900 °C es necesario calentar durante 27 minutos aproximadamente.

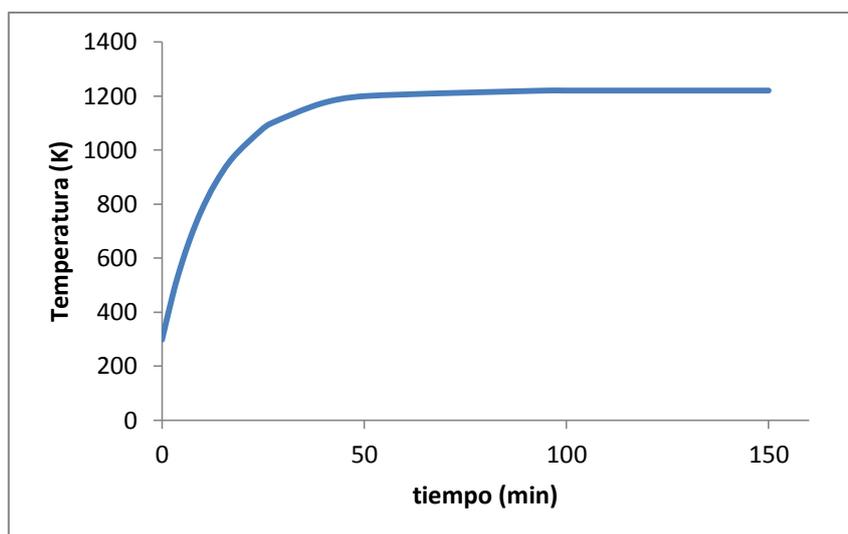


Figura 3.9. Curva de calentamiento para $Q=20\text{KW}$

No obstante, aunque la potencia seleccionada es de 20 KW, el fabricante ha considerado conveniente implementar en el horno una potencia mayor, concretamente de 25 KW, con motivo de sobredimensionar el equipo con vistas al futuro para otra aplicación o proceso que pueda surgir y donde el requerimiento energético sea mayor.

La tabla 3.15 muestra un cuadro resumen con los resultados obtenidos.

Variable	Resultado
$P_{lateral}$	3255,5 W
$P_{zona\ sup\ e\ inf}$	758,4 W
$P_{abertura}$	9332 W
P_{total}	13346,3 W
Q	20 KW

Tabla 3.15. Cuadro resumen cálculo potencia superior del horno

5. AISLAMIENTO REACTOR DE LECHO FIJO/MÓVIL

Para evitar pérdidas excesivas de calor y por tanto conseguir que la temperatura en el reactor de lecho fijo/ móvil no decaiga bruscamente, ha sido necesario la implementación de un material aislante para tal fin.

La nomenclatura empleada a lo largo de este punto se muestra en la tabla 3.16.

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
T_{ent}	Temperatura entrada del gas	h_{ext}	Coefficiente de película convección externa
T_{sal}	Temperatura salida del gas	\overline{Cp}_{gas}	Poder calorífico medio del gas de síntesis
d_{int}	Diámetro interno del tubo	d_{ext}	Diámetro externo del tubo
L	Longitud del tubo	e	espesor
K_{lana}	Conductividad lana de roca	Nu	Número de Nusselt
$K_{ceramica}$	Conductividad fibra cerámica	Ra	Número de Rayleigh
q	Pérdidas de calor	n	Coefficiente de la correlación de Morgan
T_m	Temperatura media de masas	C	Coefficiente de la correlación de Morgan
T_{amb}	Temperatura ambiente	\dot{m}_{gas}	Causal másico de gas

Tabla 3.16. Nomenclatura cálculo espesor aislante reactor lecho fijo/móvil

El espesor de aislante se ha determinado en base a las siguientes expresiones (EC.3.49-51). La primera de ellas (EC.3.49) establece el balance de energía global entre los puntos de entrada y salida del reactor permitiendo obtener las pérdidas netas de calor. Con la ayuda de este flujo es posible establecer dos balances energéticos, el primero de ellos entre el seno del fluido y los alrededores (EC.3.50) y el segundo entre el seno del fluido y la cara exterior del aislante (EC.3.51). En el primer caso las resistencias implicadas son la convección, tanto interna como externa y la conducción mientras que en el segundo son la convección y la conducción.

$$q = \dot{m}_{gas} \cdot \overline{Cp}_{gas} \cdot (T_{ent} - T_{sal}) \quad (EC. 3.49)$$

$$q = \frac{T_m - T_{amb}}{\frac{1}{h_{int} \cdot \pi \cdot d_{int} \cdot L} + \frac{\ln\left(\frac{d_{ext}}{d_{int}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{ais} \cdot L} + \frac{1}{h_{ext} \cdot \pi \cdot d_{ext} \cdot L}} \quad (EC. 3.50)$$

$$q = \frac{T_m - T_{ext}}{\frac{1}{h_{int} \cdot \pi \cdot d_{ext} \cdot L} + \frac{\ln\left(\frac{d_{ext}}{d_{int}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{ais} \cdot L}} \quad (EC. 3.51)$$

donde el d_{ext} y T_m se definen como,

$$d_{ext} = d_{int} + 2 \cdot e \quad (EC. 3.52)$$

$$T_m = \frac{T_{ent} + T_{sal}}{2} \quad (EC. 3.53)$$

Los datos de partida para el cálculo del espesor de aislante están recogidos en la tabla 3.17.

Parámetro	Valor
$d_{int} (m)$	0,27
$L(m)$	2
$K_{lana} (W/m^2 \cdot K)$	0,2
$K_{cerámica} (W/m^2 \cdot K)$	0,24
$T_{amb} (°C)$	30

Tabla 3.17. Datos de partida cálculo espesor aislamiento reactor lecho fijo/móvil

El diseño se ha efectuado para un caudal de salida de gases de 40 Nm³/h con la composición típica de un gas de síntesis. Se ha estimado una temperatura de entrada del gas de 800 °C.

Para minimizar las pérdidas se ha estimado una temperatura de salida de gases de 750 °C de tal forma que el espesor de aislante requerido no sea excesivamente elevado. La presión en el sistema se ha impuesto en 1,5 bar.

Para determinar finalmente el espesor se ha seguido el siguiente procedimiento:

- Cálculo de las pérdidas de calor
- Cálculo del coeficiente de película de convección interna
- Suposición del coeficiente de película de convección externa
- Cálculo del espesor
- Cálculo de la temperatura exterior del aislante.
- Cálculo del coeficiente de película de convección externa con la temperatura anterior.

Para el cálculo del coeficiente de película interno, se ha tomado la correlación 24 [Incropera, 1999] correspondiente a convección forzada, flujo interno y conducto circular, tal y como muestra la expresión (EC.3.54).

$$Nu = 4,36 \quad (EC. 3.54)$$

Para el cálculo del coeficiente de película externo, se ha tomado la correlación 40 [Incropera, 1999], correspondiente a convección libre, flujo externo, cilindro infinito, tal y como muestra la expresión (EC.3.55)

$$Nu = 0,125 \cdot Ra^{1/3} \quad (EC. 3.55)$$

Dado que se trata de un procedimiento con múltiples iteraciones, la resolución de las ecuaciones anteriores se ha llevado a cabo con el software EES (Engineering Equation Solver), agrupándose los resultados obtenidos en la tabla 3.18.

Variable	Resultado
e	30 cm
h_{int}	2 W/m ² · K
h_{ext}	5,7 W/m ² · K
q	975 W
T_{ext}	65 °C

Tabla 3.18. Cuadro resumen resultados espesor aislante

Se ha optado por la colocación de varias capas: la primera de ellas de fibra cerámica dada su mayor resistencia a elevadas temperaturas y tres capas más de lana de roca, tal y como se indica en el [Capítulo II] del presente documento.

6. EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA EN LOS REACTORES

Para conocer cómo evoluciona la temperatura tanto en el reactor de lecho fluido como en el reactor de lecho fijo móvil y así poder determinar el tiempo de calentamiento necesario para alcanzar una determinada temperatura en ambos módulos, es preciso resolver el balance de energía de cada reactor (ver figura 3.10).

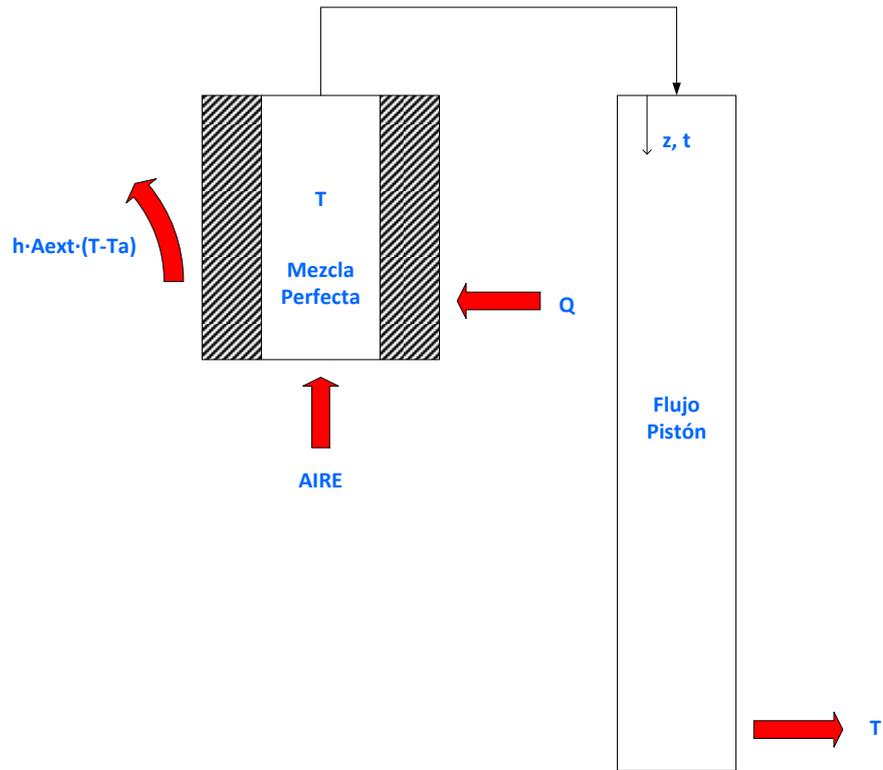


Figura 3.10. Esquema reactores cálculo tiempo de calentamiento

La nomenclatura empleada queda referenciada en la tabla 3.19.

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
m_{ac}	Masa de acero	\dot{m}_{aire}	Caudal másico de aire
m_{cble}	Masa de combustible	T_{ent}	Temperatura entrada aire
Cp_{ac}	Poder calorífico del acero	\overline{Cp}_g	Poder calorífico medio del gas de síntesis
Cp_{cble}	Poder calorífico del combustible	\dot{m}_g	Causal másico de gas de síntesis
h	Coeficiente de película	m_{sol}	Masa de sólido
A_{ext}	Área exterior	Cp_{sol}	Densidad del sólido
T	Temperatura	$T_{g, en}$	Temperatura gas entrada
T_{amb}	Temperatura ambiente	T_c	Temperatura lecho fijo/móvil
\overline{Cp}_{aire}	Poder calorífico medio del aire	X_{sol}	Francción de sólidos calentada
Q	Calor suministrado	t	Tiempo

Tabla 3.19. Nomenclatura evolución de la temperatura en los reactores

Para el caso del reactor de lecho fluido se ha supuesto que se comporta como un reactor tipo mezcla perfecta, ya que la longitud de este último es suficientemente pequeña como para considerar que no se producen variaciones de temperatura en función de la posición. Por tanto, el balance energético resulta (EC.3.56),

$$(m_{ac} \cdot Cp_{ac} + m_{cble} \cdot Cp_{cble}) \cdot \frac{dT}{dt} = -h \cdot A_{ext} \cdot (T - T_{amb}) + Q - \dot{m}_{aire} \cdot \overline{Cp}_{aire} \cdot (T - T_{ent}) \quad (EC.3.56)$$

La figura 3.11 muestra las curvas de calentamiento obtenidas para distintas potencias al resolver el balance anterior. En base a dichas curvas es posible determinar el tiempo de calentamiento necesario para la consecución de una temperatura determinada.

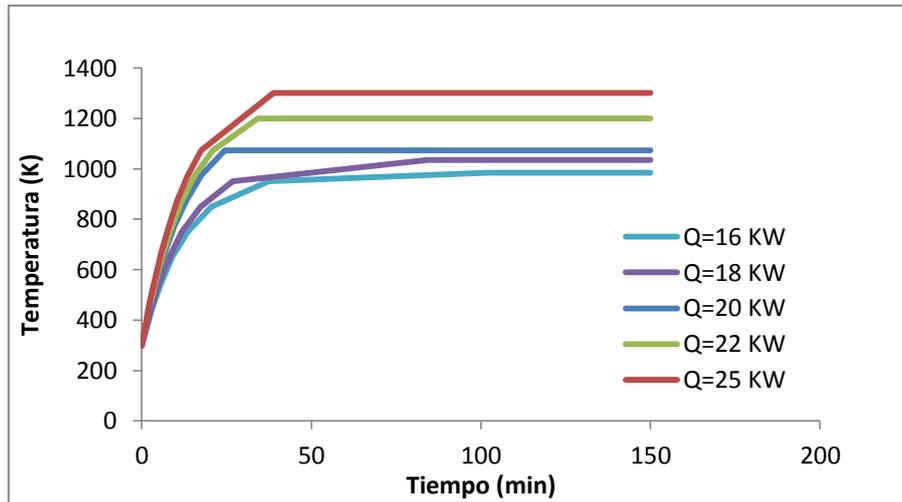


Figura 3.11. Curvas de calentamiento reactor de lecho fluido

Para alcanzar una temperatura de 800 °C fijando la potencia en 20 KW, el tiempo necesario de calentamiento es del orden de 25 minutos.

Respecto al reactor de lecho fijo/móvil (ver figura 3.9), se puede proceder al análisis considerando que es asimilable a un flujo pistón, por lo que se producen variaciones de temperatura con la posición además de con el tiempo. Existen varios modelos que permiten obtener la evolución de temperatura en el mismo, si bien los resultados pueden diferir más o menos de la realidad en función de las simplificaciones adoptadas en cada uno de ellos. Dichos modelos son [Levenspiel, 1993]:

- Aproximación de frente plano (ver figura 3.12a): es el modelo más sencillo. Se supone flujo en pistón ideal del gas e inmediata igualación de la temperatura del gas y del sólido. La solución obtenida es aproximada pero útil para estimar tiempos de calentamiento.
- Modelo de dispersión (ver figura 3.12b): describe cada uno de los tres factores de propagación mediante un fenómeno difusional. Esto último conduce a la obtención de una curva temperatura-distancia simétrica en forma de S para los sólidos caracterizada por su varianza. Dicho modelo permite obtener un resultado muy próximo al real.
- Análisis riguroso (ver figura 3.12c): dicho modelo tiene en cuenta los tres fenómenos de propagación y origina curvas en forma de S no simétricas. Es el modelo más complejo.

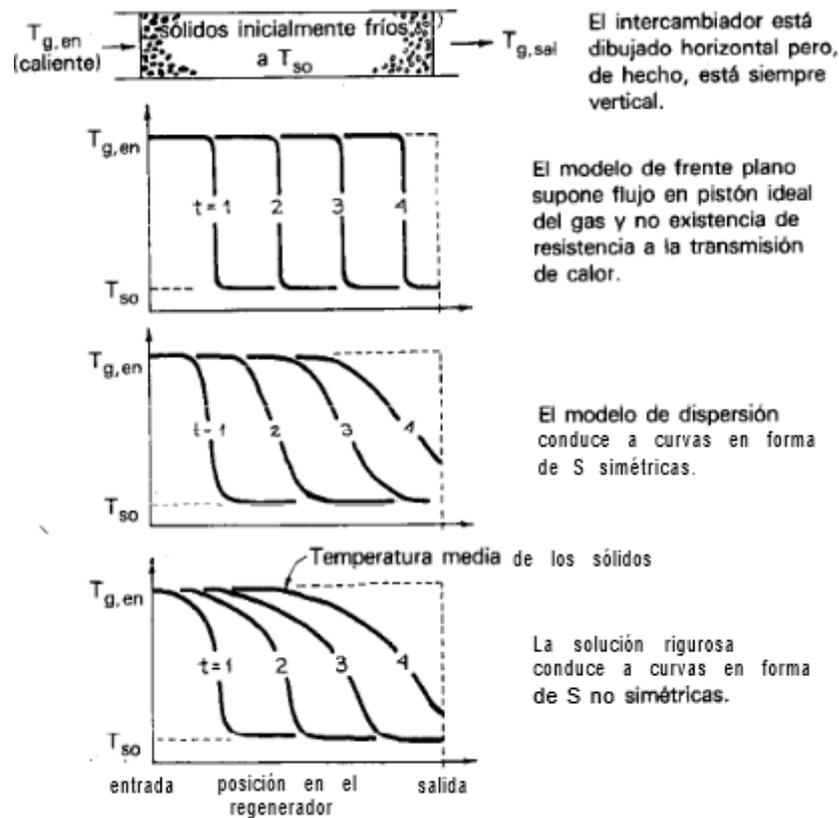


Figura 3.12. Temperatura de los sólidos en un regenerador de lecho relleno según los diferentes modelos [Levenspiel, 1993]

El análisis que se efectúa en el presente proyecto es el correspondiente al primer modelo, es decir, la aproximación de frente plano. Cabe destacar, como futuros trabajos, que se está realizando un análisis de la temperatura en mayor profundidad empleando el modelo de dispersión.

Para la resolución del modelos se realizan las siguientes suposiciones:

- Todo el calor del gas se transfiere al sólido
- No hay pérdidas de calor
- En un punto de contacto, el gas y el sólido tienen la misma temperatura

Realizando, por tanto, un balance de energía para un tiempo 't' se obtiene [Levenspiel, 1993],

$$\text{Fracción de sólidos calentada} = \left(\frac{\text{calor introducido por el gas en el tiempo } t}{\text{calor necesario para calentar todos los sólidos}} \right)$$

Que al transcribir a términos matemáticos resulta (EC.3.57) [Levenspiel, 1993]:

$$X_{sol} = \frac{\dot{m}_g \cdot \overline{Cp}_g \cdot (T_{g,en} - T_c) \cdot t}{(m_{ac} \cdot Cp_{ac} + m_{sol} \cdot Cp_{sol}) \cdot (T_{g,en} - T_c)} \quad (EC.3.58)$$

Donde el tiempo característico para calentar todos los sólidos, así como acero del reactor se obtiene según la expresión (EC.3.58):

$$t = \frac{m_{ac} \cdot Cp_{ac} + m_{sol} \cdot Cp_{sol}}{m_g \cdot Cp_g} \quad (E. 3.58)$$

Finalmente, la figura 3.13 muestra las curvas obtenidas para diferentes alturas del lecho generado. De dichas curvas es posible obtener el tiempo de calentamiento para unas condiciones de entrada de gas de 800 °C y una temperatura del sólido de 25 °C.

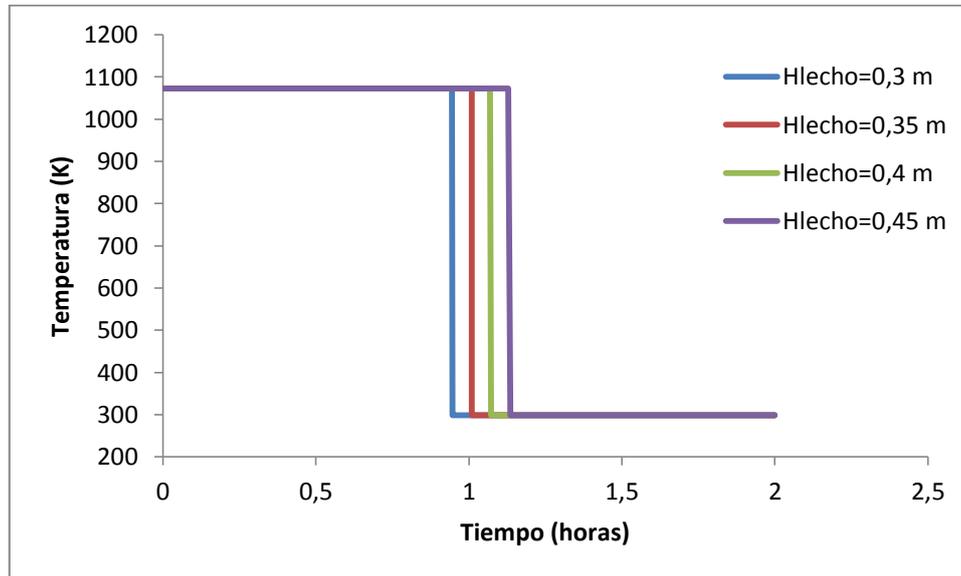


Figura 3.13. Curvas de calentamiento en función de la altura del lecho fijo

Fijando por, por ejemplo una altura de lecho de 30 cm el tiempo de calentamiento necesario sería del orden de 1,3 horas.

7. CICLÓN

El ciclón es el primer equipo de la instalación encargado del acondicionamiento del gas de salida del reactor. Su misión es la reducción de la concentración de las partículas arrastradas con la corriente gaseosa.

Tanto la granulometría como la composición de las partículas que abandonan el ciclón son desconocidas, por tanto el diseño de este último se realiza exclusivamente en base a la velocidad de entrada del gas al mismo y para un diámetro de corte establecido. El argumento anterior se apoya sobre la base de que cualquier ciclón con geometría convencional o aproximadamente convencional que opere con una velocidad de entrada de gas entre 15 y 25 m/s, lo hace con buen rendimiento de depuración de partículas para las que el ciclón es efectivo [Perry, 1984].

La nomenclatura empleada a lo largo de este punto se presenta en la tabla 3.20.

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
A	Área del ciclón	L_b	Altura de la parte cilíndrica del ciclón
Q	Caudal de entrada al ciclón	L_c	Altura de la parte cónica del ciclón
U_c	Velocidad del gas en el ciclón	D_d	Diámetro de salida de partícula
D	Diámetro del ciclón	ΔP	Pérdida de carga del ciclón
H	Altura de la boca de entrada del ciclón	d_c	Diámetro de corte
W	Ancho de la boca de entrada del ciclón	N	Número de vueltas del gas en el ciclón
D_s	Diámetro de salida de gas	ρ_g	Densidad del gas
S	Profundidad	ρ_s	Densidad del sólido

Tabla 3.20. Nomenclatura diseño ciclón

La figura 3.14 muestra la notación de las dimensiones características del equipo en cuestión.

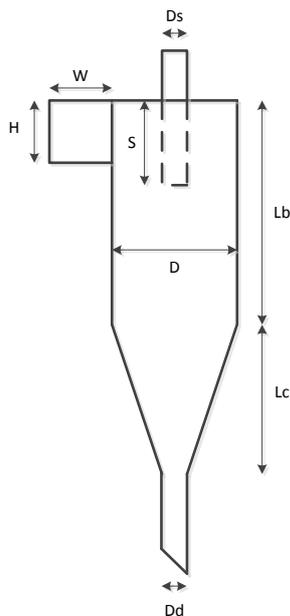


Figura 3.14. Dimensiones ciclón

En base a la experiencia se considera que los ciclones operan con buen rendimiento cuando la velocidad de entrada del gas al mismo se encuentra entre 15 y 25 m/s.

Las expresiones de cálculo de las dimensiones del ciclón quedan como (EC.3.59-60):

$$A = \frac{Q}{U_c} \quad (EC. 3.59)$$

$$A = \frac{D^2}{8} \quad (EC. 3.60)$$

Para ciclones convencionales las relaciones entre sus dimensiones se presentan en la tabla 3.21:

Tipo de ciclón: Convencional	Relaciones
H/D	0,5
W/D	0,25
D_s/D	0,5
S/D	0,625
L_b/D	2
L_c/D	2
D_d/D	0,25

Tabla 3.21. Relaciones dimensiones ciclón

Los datos de partida empleados en este punto se muestran en la tabla 3.22:

Parámetro	Valor
$\rho_{\text{gas}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	0,623
$\rho_{\text{sólido}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	760

Tabla 3.22. Datos de partida cálculo ciclón

Para el diseño se ha establecido un caudal de gas a la salida de 51 Nm³/h a una temperatura y presión de 350 °C y 1,5 bares, respectivamente. Se ha establecido una velocidad de gas a la entrada de 20 m/s y se ha considerado que el número de vueltas que da el gas en el ciclón antes de la salida del mismo es de 5. Se ha supuesto un diámetro de corte en torno a 10 µm.

Sustituyendo valores se obtiene finalmente lo siguiente:

$$A = \frac{77,6}{20 \cdot 3600} = 0,0015 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{8 \cdot 0,00147} = 0,11 \text{ m}$$

$$H = 0,0542 \text{ m}$$

$$W = 0,027 \text{ m}$$

$$D_s = 0,054 \text{ m}$$

$$S = 0,068 \text{ m}$$

$$L_b = 0,22 \text{ m}$$

$$L_c = 0,22 \text{ m}$$

$$D_d = 0,027 \text{ m}$$

El diámetro de corte y la pérdida de carga pueden determinarse con las expresiones (EC.3.61-3.62):

$$d_c = \left(\frac{9 \cdot D \cdot \mu}{2 \cdot \pi \cdot N \cdot U_c \cdot (\rho_s - \rho_g)} \right)^{0,5} \quad (EC. 3.61)$$

$$\Delta P = 0,0512 \cdot \left[11,3 \cdot \left(\frac{\pi \cdot H^2}{4 \cdot D_s^2} \right) + 3,33 \right] \cdot \rho \cdot U_c^2 \quad (EC. 3.62)$$

Introduciendo los respectivos valores resulta,

$$d_c = \left(\frac{9 \cdot 0,108 \cdot 3,930 \cdot 10^{-5}}{2 \cdot \pi \cdot 5 \cdot 20 \cdot (760 - 0,623)} \right)^{0,5} = 9,031 \cdot 10^{-6} \text{ m} = 9 \mu\text{m}$$

$$\Delta P = 0,0512 \cdot \left[11,3 \cdot \left(\frac{\pi \cdot 0,0542^2}{4 \cdot 0,0542^2} \right) + 3,33 \right] \cdot 0,623 \cdot 20^2 = 155,7 \text{ mmca}$$

Al comparar los valores obtenidos con los ciclones diseñados para la planta de gasificación actual [García-Domínguez, 2003], resulta:

$$d_c = 9,4 \mu\text{m}$$

$$\Delta P = 141,6 \text{ mmca}$$

Resultados prácticamente idénticos a los obtenidos.

La tabla 3.23 muestra un cuadro resumen con los resultados obtenidos.

Variable	Resultado
<i>A</i>	0,0015 m ²
<i>D</i>	0,11 m
<i>H</i>	0,054 m
<i>W</i>	0,22 m
<i>D_s</i>	0,054 m
<i>S</i>	0,068 m
<i>L_b</i>	0,22 m
<i>L_c</i>	0,22 m
<i>D_d</i>	0,027 m
<i>d_c</i>	9 μm
<i>ΔP</i>	155,7 mmca

Tabla 3.23. Cuadro resumen resultados cálculo ciclón

8. TOLVAS DE ALIMENTACIÓN

Para la alimentación de sólido de forma continua al reactor ha sido necesario el diseño de un conjunto de tolvas, una de carga, que sirve de pulmón al sistema, y una de dosificación. Estas últimas presentan geometría troncocónica ya que dicha geometría las dota de una mayor resistencia a malformaciones debidas a la presión a la que están sometidas. La nomenclatura empleada queda referenciada en la tabla 3.24.

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
\dot{m}_s	Caudal másico de combustible	V_{tronco}	Volumen parte cilíndrica tolva
ρ_s	Densidad del sólido	R	Radio mayor de la tolva
t	Tiempo de autonomía	r	Radio menor de la tolva
V_{tolva}	Volumen de la tolva	H	Altura de la parte cilíndrica
V_{cono}	Volumen parte cónica tolva	h	Altura de la parte cónica

Tabla 3.24. Nomenclatura diseño tolvas

Para determinar el volumen y las dimensiones de dichos equipos se utilizan las siguientes expresiones (EC 3.63-65):

$$V_{tolva} = \frac{\dot{m}_s \cdot \rho_s}{t} \quad (EC. 3.63)$$

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r) \quad (EC. 3.64)$$

$$V_{tronco} = \pi \cdot R^2 \cdot H \quad (EC. 3.65)$$

Los datos de partida para el cálculo de la tolva de carga y dosificación quedan recogidos en la tabla 3.25:

Parámetro	Valor
ρ_s (Kg/h)	760

Tabla 3.25. Datos de partida cálculo tolva

El diseño se ha realizado para un caudal de sólido de 30 Kg/h y estableciendo un tiempo de autonomía entre recargas de 2,5 h.

Sustituyendo se obtiene lo siguiente:

$$V_{tolva} = \frac{30 \cdot 760}{2,5} = 0,0986 \text{ m}^3$$

Para mantener las proporciones diámetro/altura de la tolva se han impuesto el radio menor (0,03 m), mayor (0,5 m), altura del cilindro (0,4 m) y altura del cono (0,25) hasta conseguir el volumen determinado con anterioridad.

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot 0,750 \cdot (0,25^2 + 0,03^2 + 0,25 \cdot 0,03) = 0,0186 \text{ m}^3$$

$$V_{tronco} = \pi \cdot 0,25^2 \cdot 0,4 = 0,0785 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = 0,0186 + 0,0785 = 0,0971 \text{ m}^3$$

Para la tolva de dosificación se sigue el mismo procedimiento, si bien se ha impuesto una altura de cilindro mayor; radio menor (0,03 m), radio mayor (0,5 m), altura del cilindro (0,4 m) y altura del cono (0,25) hasta conseguir el volumen determinado con anterioridad.

$$V_{tolva} = \frac{30 \cdot 760}{2,5} = 0,0986 \text{ m}^3$$

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot 0,750 \cdot (0,25^2 + 0,03^2 + 0,25 \cdot 0,03) = 0,0186 \text{ m}^3$$

$$V_{tronco} = \pi \cdot 0,25^2 \cdot 0,5 = 0,0982 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = 0,0186 + 0,0982 = 0,116 \text{ m}^3$$

Finalmente se eligen dos tolvas troncocónicas de 110 y 115 litros de capacidad para la tolva de carga y de dosificación, respectivamente. Están formadas por acero inoxidable AISI 316 y presentan un espesor de 4mm.

La tabla 3.26 muestra un cuadro resumen con los resultados obtenidos.

Variable	Resultado	Variable	Resultado
Tolva de carga		Tolva de dosificación	
V_{cono}	0,0186 m ³	V_{cono}	0,0186 m ³
V_{tronco}	0,0785 m ³	V_{tronco}	0,0982 m ³
V_{total}	0,0971 m ³	V_{total}	0,116 m ³

Tabla 3.26. Cuadro resumen resultados cálculo tolvas

CAPÍTULO IV

IMPLANTACIÓN

El presente capítulo detalla un diagrama que analiza la duración estimativa de los trabajos de instalación, así como, se presentan los planos de instalación de la planta de gasificación en tres etapas y se discute la propuesta de anclaje a la estructura.

1. PROGRAMACIÓN DE IMPLANTACIÓN

La figura 4.1 resume la programación de actividades de montaje e instalación de los diferentes módulos que componen el sistema. En él se propone inicialmente la construcción e instalación de la estructura auxiliar a la que va anclada el módulo de reacción. Posteriormente se procede a la instalación de la estructura soporte correspondiente al módulo de alimentación de sólidos, para finalizar con la instalación de las líneas de alimentación de agente fluidizante, aire secundario y salida de gases. Según esta estimación la duración de los trabajos de instalación sería de unos 12 días laborables.

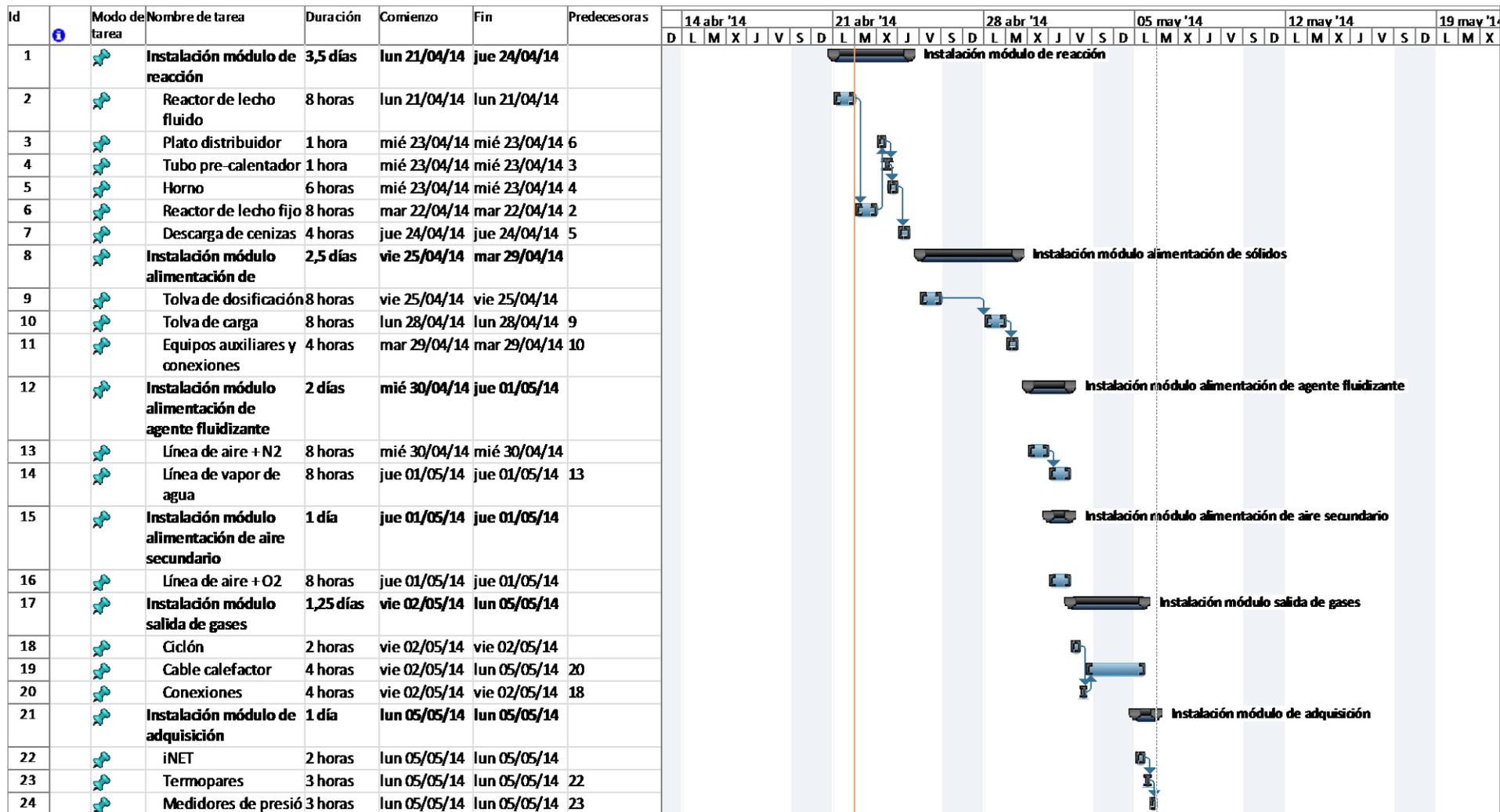


Figura 4.1. Diagrama de Gantt

3. IMPLANTACIÓN DEL MÓDULO DE REACCIÓN

El anclaje del primer módulo de reacción a la estructura se realiza mediante 4 nervaduras soldadas al reactor de lecho fluido. Para ello se construye una estructura auxiliar cuadrada sobre la que cuelga y/o apoya el reactor. Los perfiles empleados son UPN-100.

La propuesta de anclaje a la estructura de este primer módulo consiste en atornillar las nervaduras a la cara lateral de estos perfiles empleando unas placas metálicas cuadradas con orificios alargados que permiten solventar las pequeñas variaciones constructivas de diseño con respecto al sistema real (ver figura 4.4).

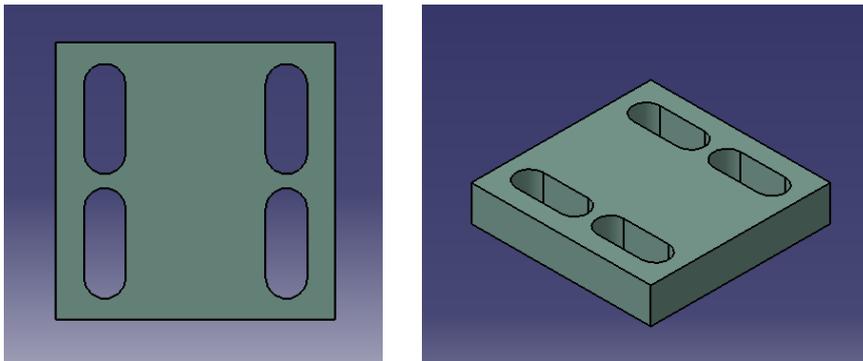


Figura 4.4. Placa atornillada a la estructura

Inicialmente se barajó la posibilidad de atornillar el módulo a la cara lateral de los perfiles auxiliares instalados mediante las placas soldadas a cada nervadura. Sin embargo, debido a problemas de choque con el brazo de carga del reactor de lecho fluido, tres de estas nervaduras van atornilladas a la cara lateral del respectivo perfil mientras que la restante va atornillada sobre la superficie de ellos, tal y como se observa en la figura 4.5.

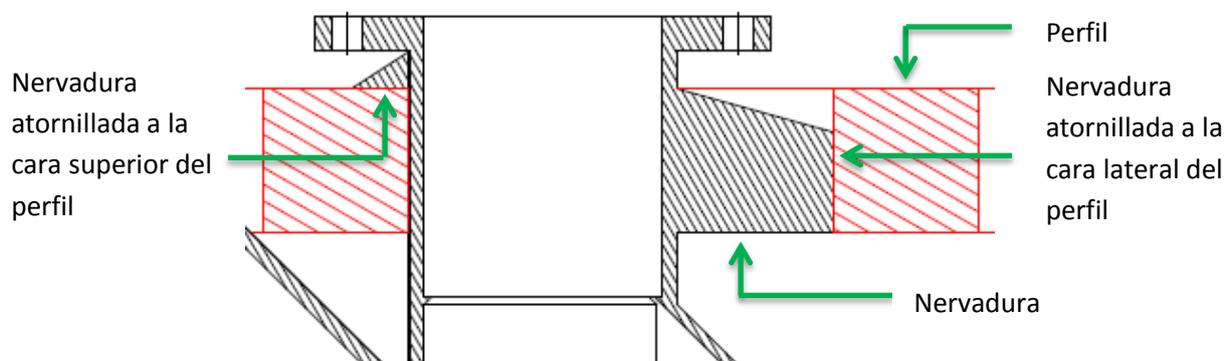


Figura 4.5. Nervaduras primer reactor lecho fluido

Las figuras 4.6 y 4.7 muestran la disposición adoptada [ANEXO II].

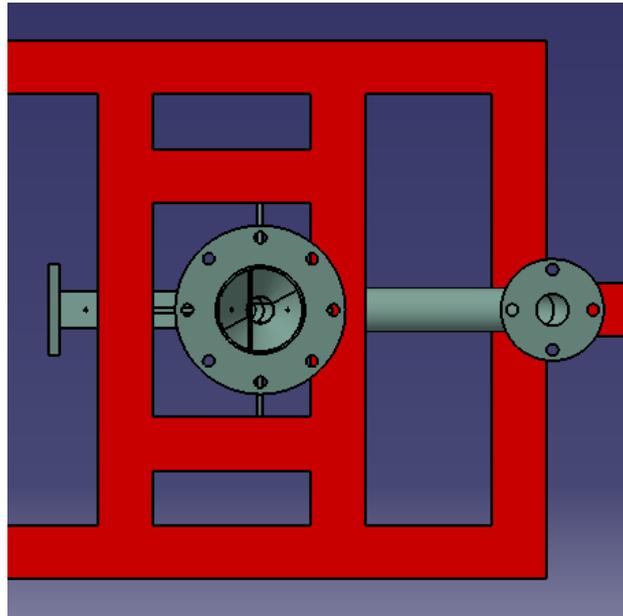


Figura 4.6. Estructura auxiliar anclaje reactor lecho fluido

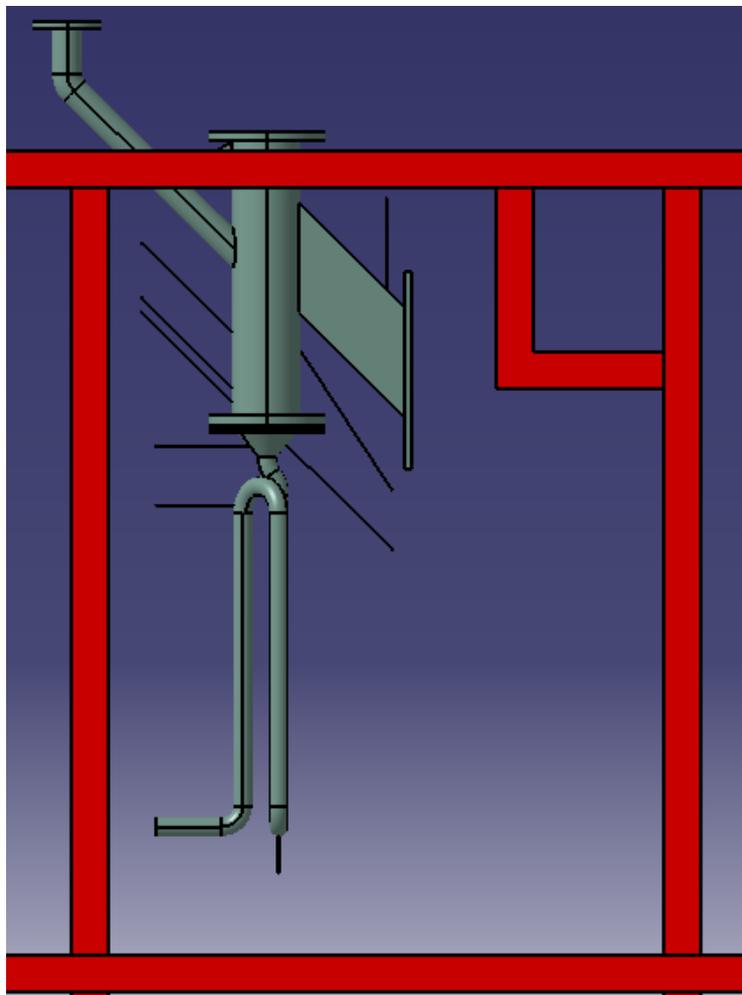


Figura 4.7. Implantación reactor lecho fluido

Para el reactor de lecho fijo/móvil la propuesta de anclaje es idéntica a la anterior. Es necesaria la construcción de una estructura auxiliar con perfiles UPN 100 de la que permanece suspendido y apoyado el reactor de lecho fijo. Al igual que en el módulo anterior, 3 de estas nervaduras van atornilladas a la cara lateral del respectivo perfil mientras que la restante va atornillada sobre la superficie de uno de ellos debido a problemas de choque con la estructura original. Las figuras 4.8 y 4.9 muestran la disposición adoptada [ANEXO II].

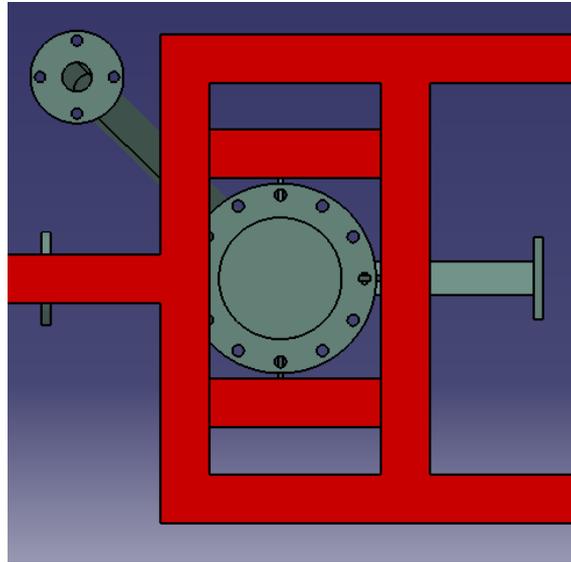


Figura 4.8. Estructura auxiliar anclaje reactor lecho fijo/móvil

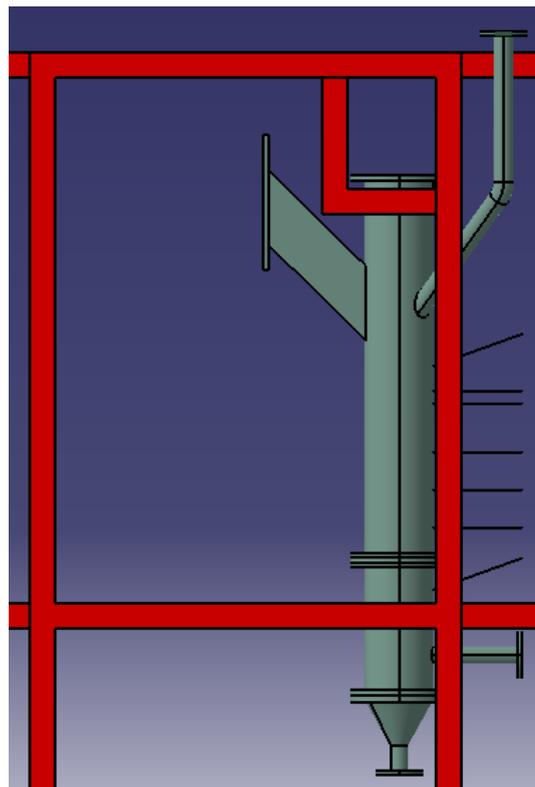


Figura 4.9. Implantación reactor de lecho fijo

El anclaje del horno se realiza de forma independiente. Este último consiste en soldar el eje del mismo, con dos cojinetes correspondientemente engrasados, a dos perfiles de las mismas características que los empleados para la sujeción de los reactores.

Finalmente la implantación de sendos reactores resulta tal y como muestra la figura 4.10 y 4.11, incluyendo esta última el horno abrochado al primer módulo y el calorifugado del segundo [ANEXO II].

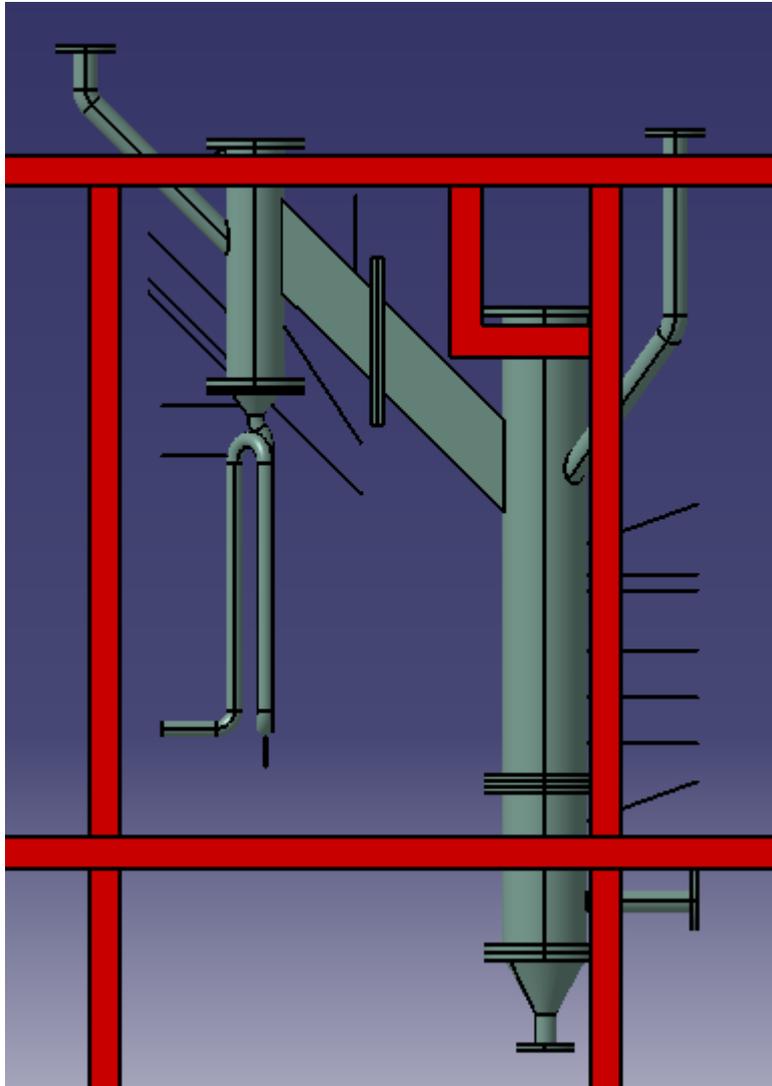


Figura 4.10. Implantación reactor lecho fluido y lecho fijo/móvil

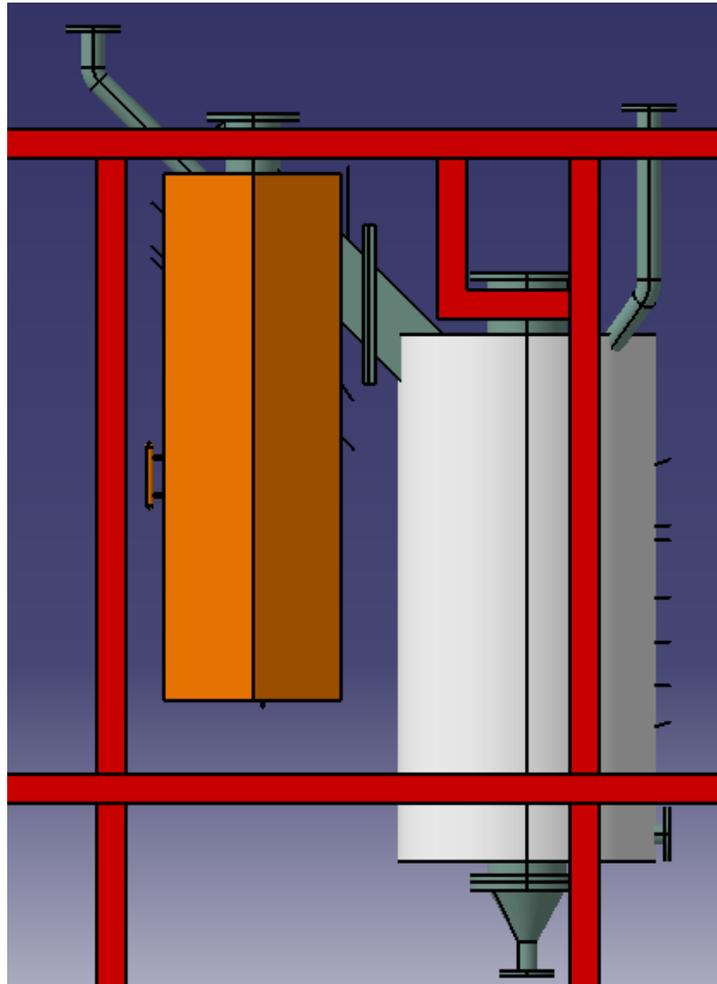


Figura 4.11. Implantación reactor de lecho fluido y reactor de lecho fijo/móvil (horno y calorifugado)

Cabe destacar que zona de conexión entre el primer y segundo módulo va calorifugada, aunque no se representa en la figura 4.11, para evitar pérdidas excesivas de calor al exterior.

4. IMPLANTACIÓN SISTEMA DE ALIMENTACIÓN

Para el sistema de alimentación se propone la construcción dos estructuras independientes [ANEXO II] de hierro galvanizado de 30 mm de espesor, para la tolva de carga y la tolva de dosificación, respectivamente. Una de ellas apoya sobre la balanza (la correspondiente al sistema dosificador) y la otra sobre el tramex metálico de la tercera planta (la correspondiente a la tolva de carga). La figuras 4.12 y 4.13 muestran el diseño de este sistema soporte.

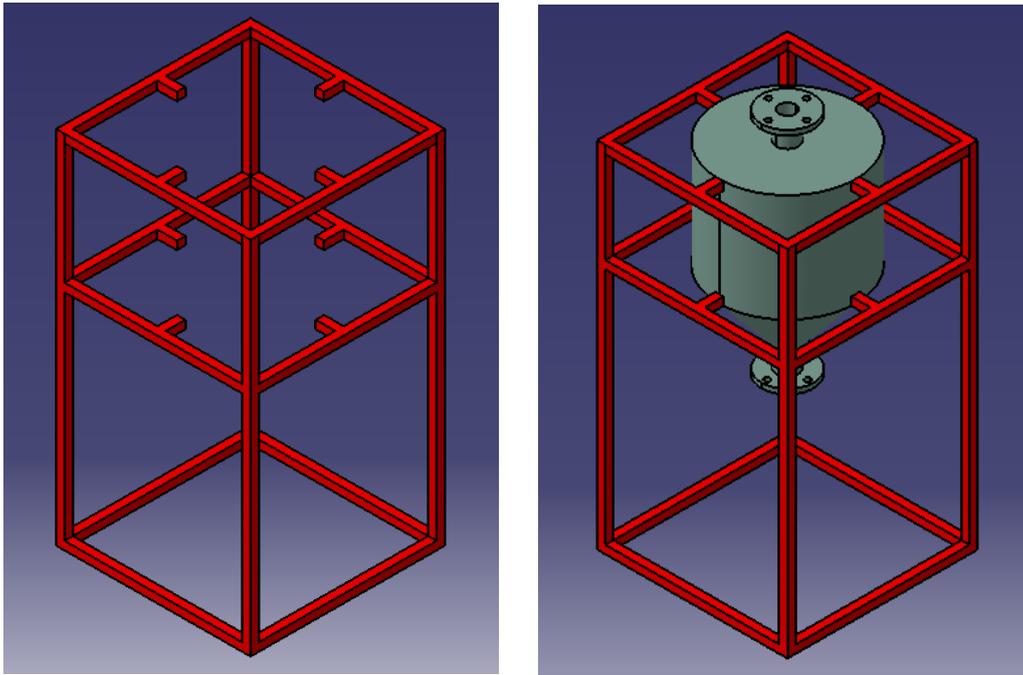


Figura 4.12. Estructura tolva de carga

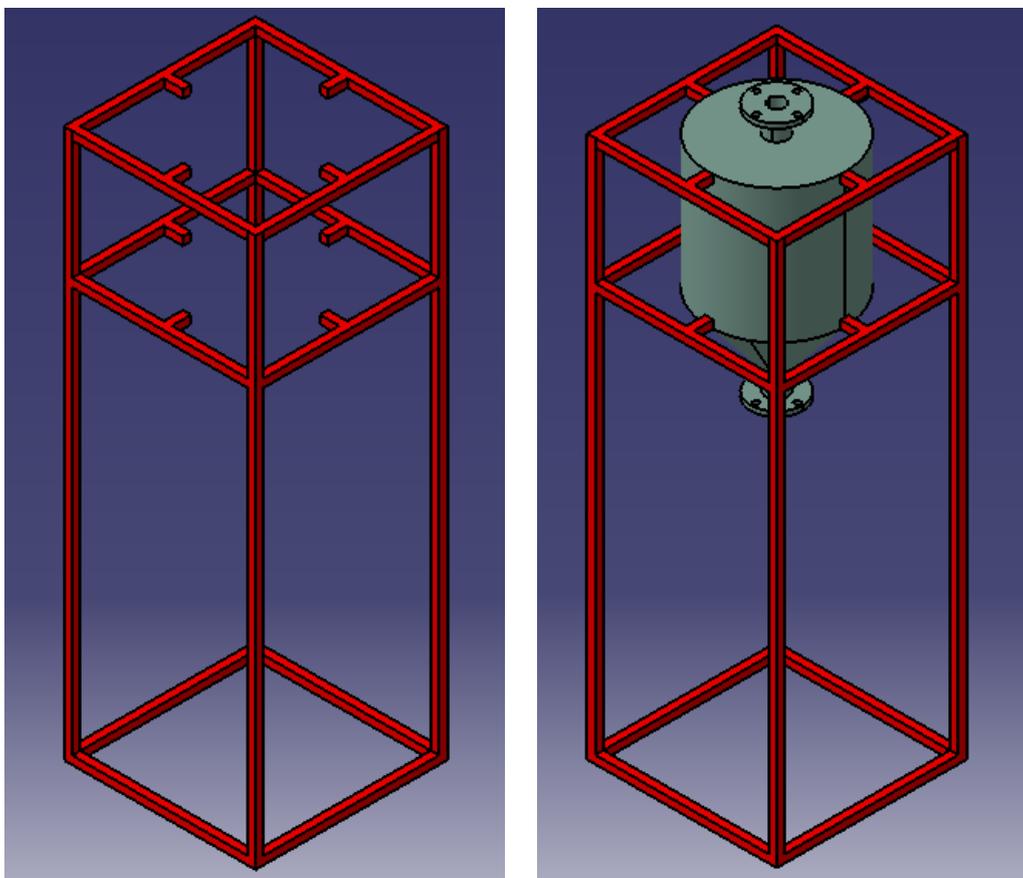


Figura 4.13. Estructura tolva de dosificación

Ambas estructuras presentan 8 nervaduras dispuestas en 2 áreas cuadradas. El objetivo de dicha disposición es efectuar el anclaje por dos puntos y evitar que las tolvas pandeen. Las nervaduras van atornilladas mediante placas metálicas a la parte cilíndrica de la tolva.

La figura 4.14 muestra el conjunto formado por el módulo de alimentación. Cabe destacar que ha sido necesaria la implementación de un codo que conecta la salida del tornillo dosificador con el brazo de carga del reactor para solventar problemas de choque con la estructura original. El codo tiene una inclinación de 45° respecto a la vertical para conseguir que el material fluya por él de forma adecuada. Los planos pueden consultarse en el [ANEXO II] del presente documento.

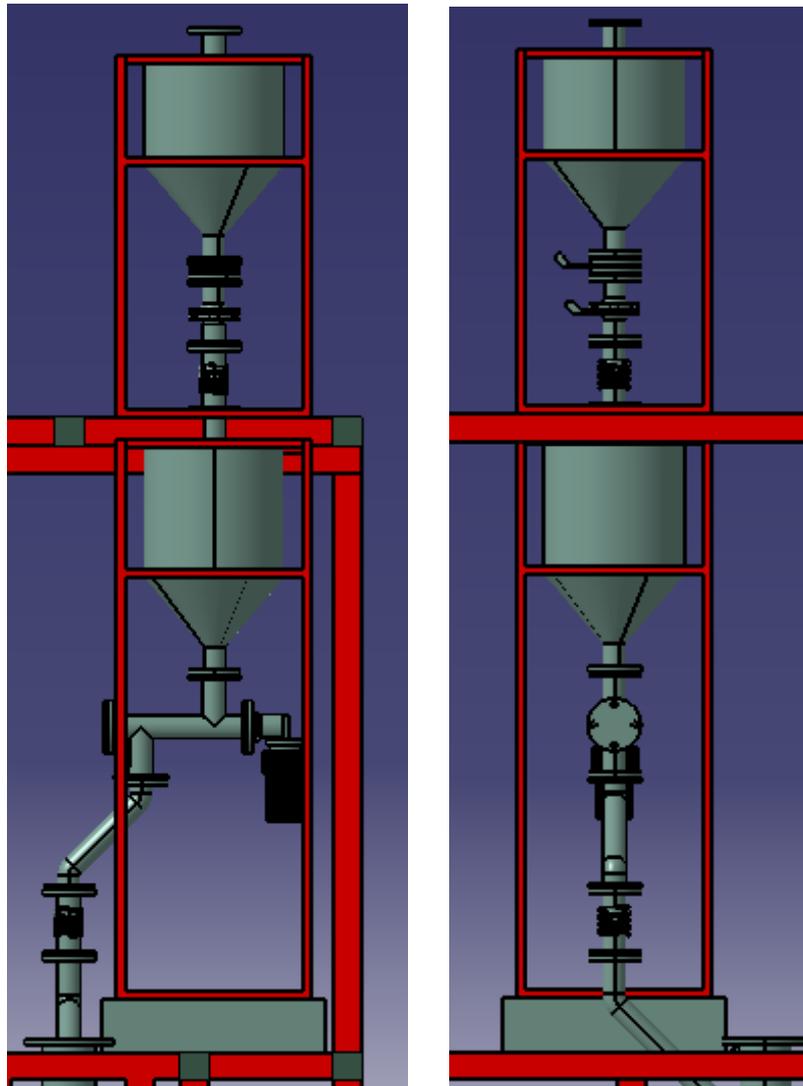


Figura 4.14. Implantación módulo de alimentación de sólidos

5. IMPLANTACIÓN CONJUNTO

Para finalizar, las figuras 4.15-4.19 muestran la implantación del conjunto formado por el módulo de alimentación y el reactor de lecho fluido y lecho fijo/móvil, incluyendo la descarga

de cenizas, el ciclón, la resistencia eléctrica y la cámara de combustión. Los planos pueden ser consultados en el [ANEXO II] del presente documento.

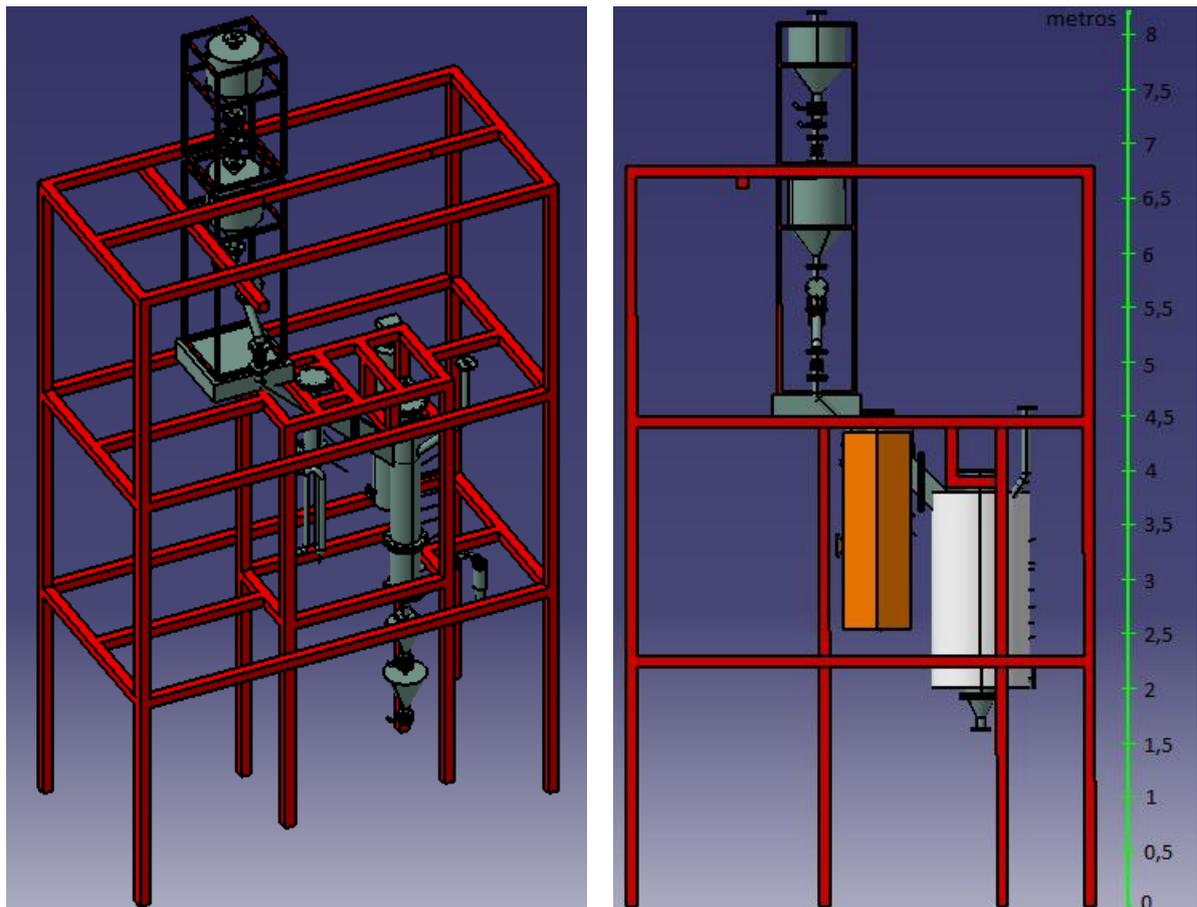


Figura 4.15. Implantación conjunto I

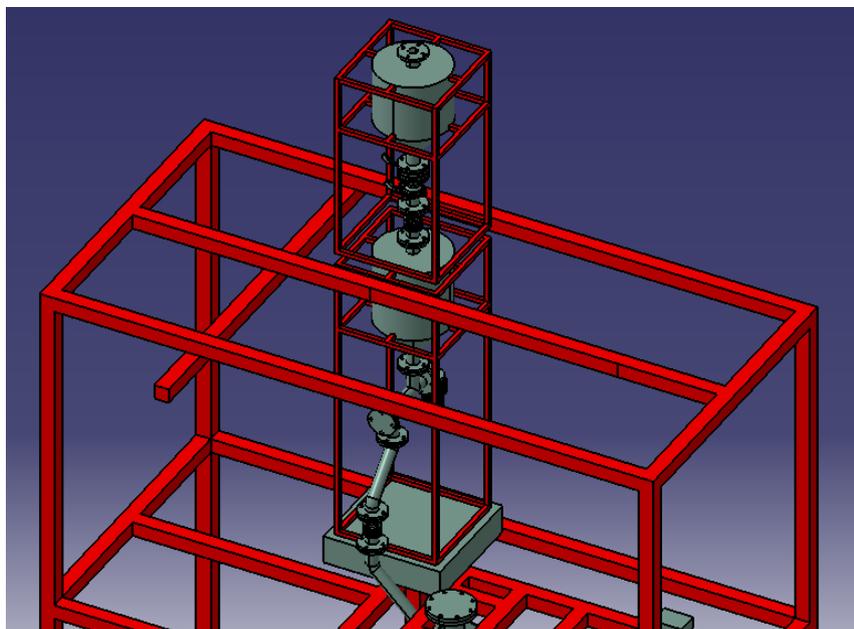


Figura 4.16. Implantación conjunto II

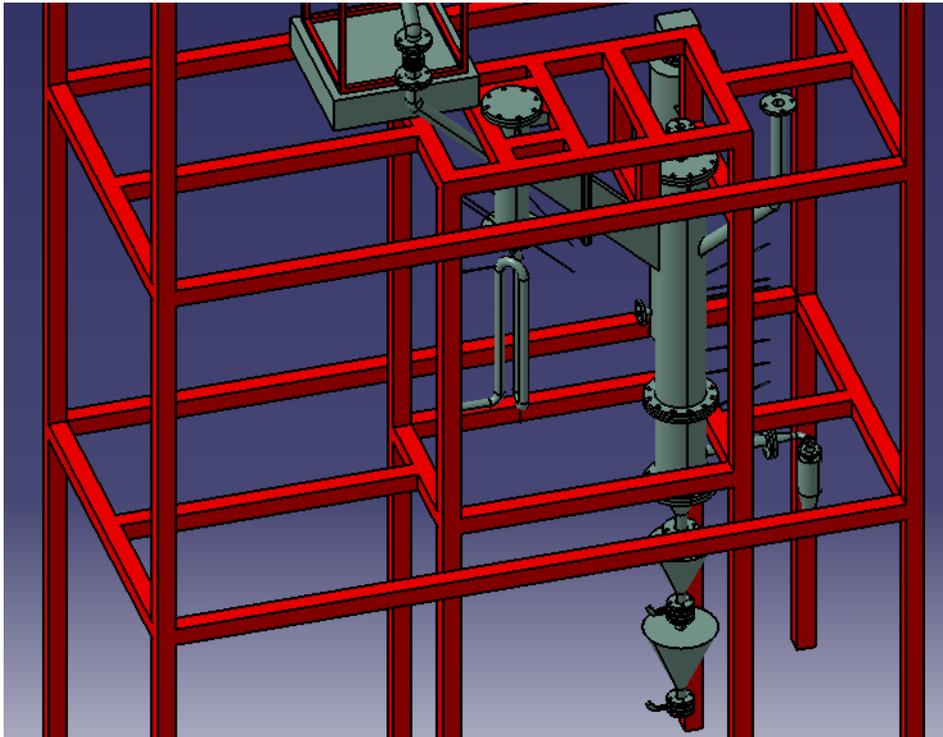


Figura 4.17. Implantación conjunto III

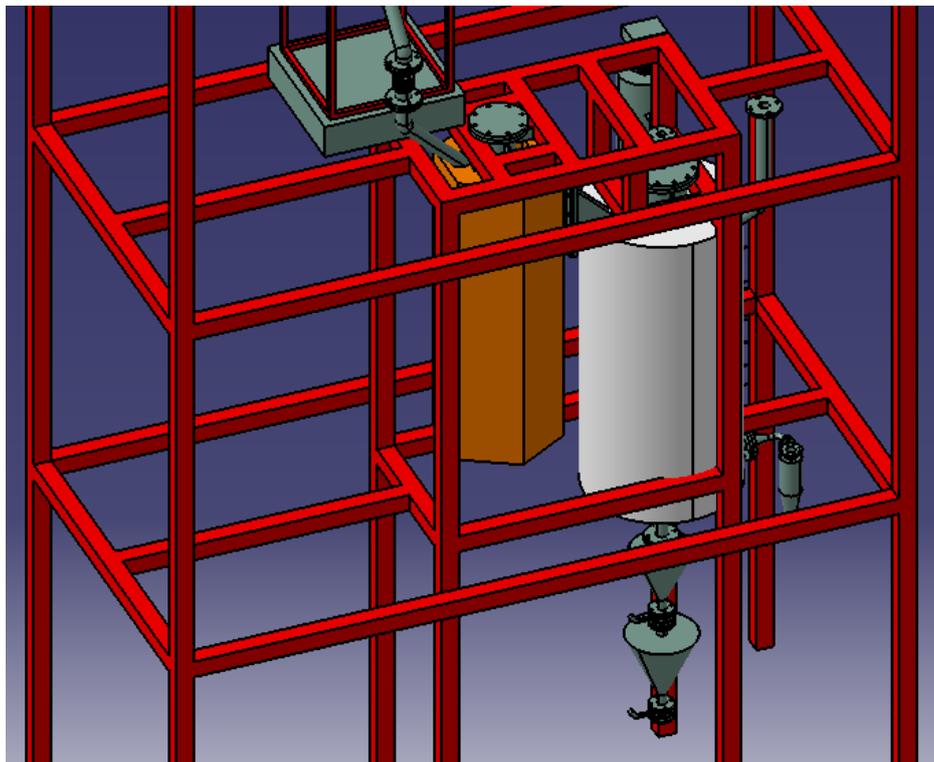


Figura 4.18. Implantación conjunto IV

CAPÍTULO V

MEMORIA ECONÓMICA

En el presente apartado se detalla, en diferentes partidas, los costes asociados a cada equipo, instrumento o accesorio que forma parte de la instalación.

1. FABRICACIÓN DE EQUIPOS

Para llevar a cabo el proceso de gasificación en tres etapas es necesario la construcción y fabricación de equipos especiales y a medida diseñados para tal fin. La tabla 5.1 resume los costes asociados a la fabricación de dichos equipos.

MÓDULO	EQUIPO	FABRICANTE	MODELO	PVP (€)
Reactor de lecho fluido	Tubo pre-calentador	Rosex	-	2.500
	Plato distribuidor			
	Reactor de lecho fluido			
	Tapa	Rosex	-	***
	Horno	Hobersal	Serie Flex	10.100
Reactor de lecho fijo/móvil	Reactor de lecho fijo	Rosex	-	1.200
	Rejilla descarga cenizas	Rosex	-	***
	Tapa			
Módulo de alimentación de sólidos	Tolva de carga	Rosex	-	2.119,28
	Tolva de dosificación			
	Sellado dosificador			
	Flexibles			
	Codo alimentación	Rosex	-	130
Módulo de salida de gases	Ciclón	Rosex	-	550
	Pieza adaptación ciclón	Rosex	-	150

Tabla 5.1. Costes asociados a la fabricación de equipos

2. EQUIPOS AUXILIARES

La tabla 5.2 recoge los costes asociados a cada equipo auxiliar que compone cada módulo del sistema.

MÓDULO	EQUIPO	FABRICANTE	MODELO	PVP (€)
Módulo de alimentación de sólidos	Báscula	Básculas Guadalquivir	GI308	1.090
	Rotámetro aire presurización	Omega	FL3840G	136
	Válvula de bola	Rosex	-	-
Módulo de alimentación de agente fluidizante	Manorreductor aire	Omega	B07202A1KA	65,93
	Mass-flow	Omega	1000 SLM	1.826,95
	Manorreductor N2	-	-	-
	Válvulas de bola	-	-	-
	Depósito de agua	Vidrafoc	1359-J/3	32,2
	Bomba peristáltica	Dinko	D25V	665
	Tubo dosificador	Dinko	D6,4	70
Módulo de alimentación de aire secundario	Manorreductor de aire	Omega	B07202A1KA	63,93
	Mass-flow	Omega	500 SLM	1.417,96
	Válvulas de bola	-	-	-
Módulo de salida de gases	Cable calefactor	CRN Tec	HSS	1.667
Módulo de adquisición	Sistema adquisición	Omega	iNET-555	795,96
	Tarjetas adquisición	Omega	iNET-420	578,88
	Cajas conexionado	Omega	iNET-510	136

Tabla 5.2. Costes asociados a equipos auxiliares

3. INSTRUMENTACIÓN

En la tabla 5.3, se puede observar los costes asociados a la instrumentación del sistema.

MÓDULO	EQUIPO	UNIDADES	FABRICANTE	MODELO	PVP (€)
Módulo de alimentación de aire secundario	Termopar	1	TC-Direct	300-2ID	38,5
Módulo de reacción	Termopar	1	TC-Direct	400-2ID	39
	Termopar	1		500-2ID	39,5
	Termopar	5		5002I	158
	Termopar	1		750-2I	32,65
	Medidor de presión	3	KIMO	CP115AO	849
Módulo de salida de gases	Termopar	1	TC-Direct	300-2ID	38,5
	Termopar	1		300-2I	30,8
	Medidor de presión	1	KIMO	CP115AO	283

Tabla 5.3. Costes asociados a la instrumentación del sistema

4. ACCESORIOS Y TRANSPORTE REACTOR

Para efectuar conexiones seguras entre canalizaciones, mejorar el sellado entre equipos o incluso suministrar la tensión necesaria a los equipos mediante la instalación de un cuadro eléctrico independiente son necesarios una serie de accesorios que se recogen en la tabla XX junto con su coste adicional. A su vez, se detalla el coste correspondiente al embalaje y transporte del reactor para su envío a Barcelona. La tabla 5.4 muestra dichos costes adicionales.

ACCESORIOS	UNIDADES	FABRICANTE	MODELO	PVP (€)
Tubo silicona	1	Cosela	SILT006005	10,75
Junta de mica plato distribuidor	10	Saidi	-	17,5
Junta de mica MI-MII	2	Saidi	-	90,1
Junta de mica MI-MII (2)	1	Saidi	-	60,76
Junta de mica tapa MI	5	Saidi	-	176,75
Junta de mica tapa MII	5	Saidi	-	194,35
Racores termopares	11	TC-Direct	ACF72S	82,5
Conectores termopares PID	15	Omega	HMPWKIM	25,32
Bridas etiquetado termopares	100	Omega	TEMP2232	4,8
Resistencias sistema adquisición (4-20 mA)	5	-	-	***
Cuadro eléctrico independiente	1	Metalocris	-	3.497,17
Puesta a punto armario analizador	1	Emerson	-	3.445
Tornillería reactor	-	Pobe	-	***
Caja embalaje	1	Plasacar	-	135
Planchas goma espuma	5	Calatayud	1cm/D20	19,48
Transporte Reactor SEV-BCN	-	Spain-TIR	-	141,02
Transporte Reactor BCN-SEV	-	Spain-TIR	-	180,77
Calorifugado MII	-	Caisur	-	925
Calorifugado cámara de combustión	-	Caisur	-	1.200

Tabla 5.4. Costes asociados a accesorios

5. MONTAJE

El coste correspondiente la instalación de los diferentes módulos del sistema se recoge en la tabla 5.5.

Módulo	Tarea	Responsable	PVP (€)
Módulo de alimentación de sólido	Recolocación polipasto	POBE	6.000
	Construcción e instalación estructura soporte tolvas		
Módulo de alimentación de agente fluidizante	Instalación línea de aire		
Módulo de alimentación de aire secundario	Instalación línea de aire		
Reactor de lecho fluido y reactor de lecho fijo/móvil	Construcción e instalación estructura soporte reactor		
	Construcción e instalación estructura soporte horno *		
Módulo de salida de gases	Instalación línea de salida		

Tabla 5.5. Costes asociados al montaje

*Nota: la construcción e instalación de la estructura soporte del horno no está incluida en el presupuesto.

6. RESUMEN ECONÓMICO ACTUAL

Para concluir se presenta un resumen de los costes asociados a cada actividad en la tabla 5.6, ascendiendo a un importe total de 43.011 €.

DESCRIPCIÓN	PVP (€)
Fabricación de equipos	16.749,28
Equipos auxiliares	8.546,49
Instrumentación	1.508,45
Accesorios	10.206,47
Montaje	6.000
Total	43.011

Tabla 5.6. Cuadro resumen costes Fletgas

REFERENCIAS

ASTM A53/A53M: especificación normalizada para tubos de acero, **2012**.

Aznar, M.; Gonzalez, A.E.; Sánchez, J.L.; Murillo, M.B; Understanding the Effect on the Transition Period during the Air Gasification of Dried Sewage Sludge in a Fluidized Bed Reactor. *Int. J. Chemical Reactor Engineering* **2007**, 5, A18.

Babu, S.P.; Work Shop No.1: Perspectives on Biomass Gasification. IEA Bioenergy Agreement. Task 33: Thermal Gasification of Biomass, **2006**.

Bartels, M.; Lin, W.; Nijenhuis, J.; Kapteijn, F.; van Ommen, J.R.; Agglomeration in Fluidized Beds at High Temperature: Mechanisms, Detection and Prevention. *Progress in Energy and Combustion Science* **2008**, 633-666.

Berndes, G.; Hoogwijk, M.; van der Borek, R.; The Contribution of Biomass son the Future Global Energy Supply: a Review of 17 Studies. *Biomass & Bioenergy* **2003**, 25, 1-28.

Blasiak, W.; Szewczyk, C.; Lucas, C.; Reforming of Biomass Wastes into Fuel Gas with High Temperature Air and Steam. *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*, UK: Blackwell Science Ltd. **2002**.

Bridgwater, A. V.; Toft, A. J.; Brammer, J.G.; A Techno-economic Comparison of Power Production by Biomass Fast Pyrolysis with Gasification and Combustion. *Renewable & Sustainable Energy Reviews* **2002**, 6, 181-248.

Ciemat; <http://www.ciemat.es/>, **2013**.

Devi, L.; Ptasinski, K.J.; Janssen, F. J. J.G.; A Review of the primary Measures for Tar Elimination in Biomass Gasification Processes. *Biomass & Bioenergy* **2003**, 24, 125-140.

El Bassam, N.; Energy Plant Species: Their Use and Impact on Environment and Development. James & James Science Publishers, **1998**.

E.S.I web; <http://www.etsi.us.es/>, **2013**.

Fuentes-Cano, D.J.; Studies on Tar Formation and Conversion for the Development of a Three-Stage Gasifier, **2013**.

Fytili, D.; Zabaniotou, A.; Utilization of Sewage Sludge in EU Applications of Old and New Methods - A Review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2008**, 12, 116-140.

García-Domínguez, E.; Planta Piloto de Gasificación de Biomasa. Proyecto fin de Carrera, **2003**.

Gil, J.; Corella, J.; Aznar, M.P.; Caballero, M.A.; Biomass Gasification in Atmospheric and Bubbling Fluidized Bed: Effect of the Type of Gasifying gent on the Product Distribution. *Biomass & Bioenergy* **1999**, 17, 389-403.

Grace, J.R.; Knowlton, T.M.; Avidan, A.A. (Editores); *Circulating Fluidized Beds*, 1st Edition; Chapman & Hall: London (UK), **1997**.

Grassi, G.; Bridgwater, A. V.; The European R&D Programme (Strategy for the Future). Research in Thermochemical Biomass Conversion. Elsevier Applied Science, **1988**, 16-30.

Gómez-Barea, A.; Vicente-Enamorado, J.M.; Cruz, J.L.; Rodríguez, P.; Campoy, M.; Ollero, P.; Commissioning of a 3 MWth Demonstration Unit for Biomass Gasification in Fluidized Bed. Proc. 16th European Biomass Conference, Valencia, **2008**; 2033.

Gómez-Barea, A.; Leckner, B.; Modelling of Biomass Gasification in Fluidized Beds. Enviado para su publicación en: Progress in Energy and Combustion Science **2009c**.

Gómez-Barea, A.; Nilsson, S.; Barrero, F.V.; Campoy, M.; Devolatilization of Wood and Wasters in Fluidized Bed. Fuel Proc. Tech., **2010a**; 91, 1624.

Gómez-Barea, A.; Fuentes-Cano, D.; Nilsson, S.; Tirado, J.; Ollero, P.; Fluid-dynamics of a Cold Model of a Fluidized Bed Gasification System with Reduced Tar Content. Proc 18th European Biomass Conference, Lyon (France); Paper VP2.1.13, **2010b**.

Gómez-Barea, A.; Leckner, B.; Villanueva-Perales, A.; Nilsson, S.; Fuentes-Cano, D.; Improving the Performance of Fluidized Bed Biomass/Waste Gasifiers for Distributed Electricity: A New Three-Stage Gasification System. Appl. Ther. ENg., **2012**; 50, 1453.

Gómez-Barea, A.; Ollero, P.; Leckner, B.; Optimization of Char and Tar Conversion in Fluidized Bed Biomass Gasifiers. Fuel, 42, **2013**, 103.

Haider, A.; Levenspiel, O.; Drag Coefficient and Terminal Velocity of Spherical and Nonspherical Particles, **1989**.

Harris, A.T.; Scott, S.A.; Dennis, J.S.; Hayhurst, A.N.; Davidson, J.F.; The Gasification of Sewage Sludge in Bubbling Fluidized Beds. 17th International Fluidized Bed Combustion Conference, Jacksonville (Florida), USA, May 8-21, **2003**; Paper 070.

Incropera, F.P.; DeWitt, D.P.; Fundamentos de Transferencia de Calor. Pearson Educación, **1999**.

Jand, N.; Foscolo, P. U.; Decomposition of Wood Particles in Fluidized Bed. Ind. Eng. Chem. Res. **2005**, 44, 5079-5089.

Kiel, J.H.A.; van Paasen, S.V.B.; Neeft, J.P.A.; Devi, L.; Ptasinski, K.J.; Janssen, F.J.J.G.; Meijer, R.; Berends, R.H.; Temmink, H.M.G.; Brem, G.; Padban, N.; Bramer, E.A.; Primary Measures to Reduce Tar Formation in Fluidized Bed Biomass Gasifiers. Report ECN-C-04-014; Energy and research Centre of the Netherlands (ECN): Petten, the Netherlands, **2004**.

Kleinhappl, M.; Roschitz, C.; Stutterecker, W.; Martini, S.; Huber, M.; Palatinus, A.; Giovanini, A.; Kepplinger, W.; Hofbauer, H.; Gasification of Sewage Sludge: Behaviour as a Low Calorific Fuel in a Modified Fluidized Bed Gasification. 15th European Conference & Exhibition, Berlin Germany, May 7-11, **2007**; Paper V2.1.I.45.

Kunii, D.; Levespiel, O.; Fluidization Engineering, 2nd Edition; Butterworth-Heinemann; London (UK), **1991**.

Kurkela, E.; Palonen, J.; Kivel, M.; Takala, H.; Solid Recovered Fuel Gasification for co-Combustion in Pulverised Coal-Fired Boilers – Lahti Case Study. En: Proceedings of Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste. CPL Press, Newbury, **2003**.

Kurkela, E.; Nieminen, M.; Simell, P.; Development and Commercialisation of Biomass and Waste Gasification Technologies from Reliable and Robust co-Firing Plants Towards Synthesis Gas Production and Advanced Power Cycles. 2nd World Biomass Conference, Rome, Italy, May 10-14, **2004**; Paper PA 1.4.

Levenspiel, O.; Flujo de Fluidos. Intercambio de Calor, 1993.

Li, X.T.; Grace, J.R.; Watkinson, A.P.; Lim, C.J.; Ergundernler, A.E.; Equilibrium Modellind of Gasification: a Free Energy Minimization Approach and Its Application to a Circulating Fluidized Bed Coal Gasifier. Fuel **2001**, 80, 195-207.

Lucas, A.; Casal, J.; Cálculo y diseño de lechos fluidizados. Parte 1. Ingeniería Química, **1984**.

Manya, J.J.; Sánchez, J.L.; Gonzalo, A.; Arauzo, J.; Air Gasification of Dried Sewage Sludge in a Fluidized Bed: Effect of Operating Conditions and In-Bed Use of Alumina. Energy & Fuels **2005**, 19, 629-636.

Manya, J.J.; Sánchez, J.L.; Gonzalo, A.; Arauzo, J.; Influence of Gas Residence Time and Air Ratio on the Air Gasification of Dried Sewage Sludge in a Bubbling Fluidized Bed. Fuels **2006**, 85, 2027-2033.

Mathieu, P.; Dubuisson, R.; Performance Analysis of a Biomass Gasifier. Energy Convers. Manage. **2002**, 43, 1291-1299.

McKendry, P.; Energy Production from Biomass (Part 1): Overview of Biomass. Bioresource Technology **2002**, 83, 37-46.

Morf, P.; Hasler, P.; Nussbaumer, T.; Mechanisms and Kinetics of Homogeneous Secondary Reactions of Tar from Continuous Pyrolysis of Wood Chips. Fuel, 81, **2002**, 843-853.

Narváez, I.; Orío, A.; Aznar, M.P.; Corella, J.; Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational Variables on the Quality of the Produced Raw Gas. Ind. Eng. Chem. Res. **1996**, 35, 2110-2120.

Narváez, I.; Orío, A.; Fresh Tar (from a Biomass Gasifier) Elimination over a Commercial Steam-Reforming Catalyst. Kinetics and Effect of Different Variables of Operation. Ind. Eng. Chem. Res. **1997**, 36, 317-327.

Neeft, J.P.A.; Knoef, H.A.M.; Zielke, U.; Sjöström, K.; Hasler, P.; Simell, P.A.; Dorrington, M.A.; Thomas, L.; Abatzoglou, N.; Deutch, S.; Greil, C.; Buffinga, G.J.; Brage, C.; Suomanalainen, M.; Guideline for Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases. Energy Project ERK6 – CT **1999-2002**.

Nilsson, S.; Modelling and Simulation of a Three-Stage Gasification Technology for Waste and Biomass, **2012**.

- Nilsson, S.;** Gómez-Barea, A.; Fuentes-Cano, D.J.; Ollero, P.; Gasification on Biomass and Waste in a Staged Fluidized Bed Gasifier: Modelling and Comparison with One-Stage Units. *Fuel*, 97, **2012a**, 730.
- Nilsson, S.;** Gómez-Barea, A.; Fuentes-Cano, D.J.; Gasification Reactivity of Char from Dried Sewage Sludge in a Fluidized Bed. *Fuel*, 92, **2012b**, 346.
- Pan, Y.G.;** Roca, X.; Velo, E; Puigjaner, L.; Removal of Tar by Secondary Air in a Fluidized Bed Gasification of Residual Biomass and Coal. *Fuel*, **1999**, 78, 1703-1709.
- Perry, R.H.;** Manual del Ingeniero Químico. McGraw-Hill, **1984**.
- Petersen, I.;** Werther, J.; Experimental Investigation and Modelling of Gasification of Sewage Sludge in the Circulation Fluidized Bed. *Chemical Engineering and Processing* **2005**, 44, 717-736.
- Rauch, R.;** Hofbauer, H.; Bosh, K.; Siefert, I.; Aicherning, C.; Tremmel, H.; Voigtlaender, K.; Koch, R.; Lehner, R. Steam Gasification of Biomass at CHP Plant in Güssing – Status of the Demonstration Plant. 2nd World Biomass Conference, Rome, Italy, May 10-14, **2004**; Paper OA8.4.
- Saiga, A.;** Ito, M.; Kataoka, S.; Takeya, R.; Amano, T.; The Development of CFB Gasification Systems for Sewage Sludge (Part 1: Experiment at the Pilot Scale AFB Gasifier). 2nd World Biomass Conference, Rome, Italy, May 10-14, **2004**; Paper V2A.79.
- Schuster, G.;** Löffler, G.; Wigl, K.; Hofbauer, H.; Biomass Steam Gasification: an Extensive Parametric Modelling Study. *Bioresourse Technology* 2001, 77, 71-79.
- Scott, S.A.;** Harris, A.T.; Dennis, J.S.; Hayhurst, A.N.; Davidson, J.F.; Gasification of Biomass: the Consequences of Equilibrium. 17th International Fluidized Bed Combustion Conference, Jacksonville (Florida), USA, My 18-21, **2003**; Paper 072.
- Stahleberg, P.;** Lappi, M.; Kurkela, E.; Simell, P.; Oesch, P.; Nieminen, M.; Sampling of Contaminants from Product Gases of Biomass Gasifiers. *Research Notes VTT 1903*; Technical Research Centre of Finland (VTT): Espoo, Finland, **1998**.
- Tastsumi, K.;** Hayashi, H.; Saiga, A.; Nogami, H.; Hondo, M.; Saito, H.; Haneda, T.; Anmano, T.; The Demonstration of CFB Gasification for Sewage Sludge – Report No. 2. 15th European Biomass Conference & Exhibition, Berlin, Germany, May 7-11, **2007**; Paper V2.1.I.20.
- van Paasen, S.V.B.;** Cieplik, M.K.; Phokawat, N.P.; Gasification of Non-Woody Biomass. Report ECN-C-06-032; Energy and Research Centre of the Netherlands (ECN): Petten, the Netherlands, **2006**.
- van der Drift, A.;** Olsen, A.; Conversion of Biomass, Prediction and Solution Methods for Ash Agglomeration and Related Problems. Report ECN-C-99-090; Energy and Research Centre of the Netherlands (ECN): Petten, the Netherlands, **1999**.

van der Drift, A.; Boerrigter, H.; Coda, B.; Cieplik, M.K.; Hemmes, K.; Entrained Flow Gasification of Biomass. Report ECN-C-04-039; Energy and Research Centre of the Netherlands (ECN): Petten, the Netherlands, **2004**.

van der Meijden, C.M.; van der Drift, A.; Vreugdenhil, B.J.; Veringa, H.J.; First Results from the 800 KW_{th} Allothermal Biomass Gasifier Milena. 16th European Biomass Conference & Exhibition, Valencia, Spain, June 2-6, **2008**; Paper OA7.4.

Wahlund, B.; Yan, J.; Westermark, M.; Increasing Biomass Utilisation in Energy Systems: a Comparative Study of CO₂ Reduction and Cost for Different Bioenergy Processing Options. Biomass & Bioenergy **2004**, 26, 531-544.

Wang, Y.; Kinoshita, C.M.; Experimental Analysis of Biomass Gasification with Steam and Oxygen. Solar Energy **1992**, 49, 153-158.

Watkinson, A.P.; Lucas, J.P.; Lim, C.J.; A Prediction of Performance of Commercial Coal Gasifiers. Fuel **1991**, 70, 519-527.

Wilén, C.; Salokoski, P.; Kurkela, E.; Sipilä, K.; Finnish Expert Report n Best Available Techniques in Energy Production from Solid Recovered Fuels. Report 688; Finnish Environment Institute: Helsinki, Finland, **2004**.

Yu, Q.; Brage, G.; Chen, K.; Sjöström, K.; Temperature Impact on the Formation of Tar from Biomass Pyrolysis in a Free-Fall Reactor. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 40-41, **1997**, 481-489.

Zuiderweng, F.J.; Int. Symp. On Fluidization, A.A.H. Drinkernburg, ed., p 739; Netherlands Univ. Press Amsterdam, **1967**.

ÍNDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN	4
Figura 1.1. Consumo energético en España 2013 [Minetur (SEE), 2013].....	6
Figura 1.2. Procesos termoquímicos para biomasa y residuos	10
Figura 1.2. Tipos de gasificadores principales para gasificación de bioma y residuos [http://www.ciemat.es/].....	14
Figura 1.4. Esquema del gasificador en tres etapas [Fuentes-Cano, 2013]	19
Figura 1.5. Diagrama conceptual de los procesos que tienen lugar en cada parte del sistema Fletgas [Fuentes-Cano, 2013].....	20
Figura 1.6. Comparación de una gasificación convencional y el sistema Fletgas [Nilsson, 2012]	21
CAPÍTULO II.- MEMORIA DESCRIPTIVA	23
Figura 2.1. Diagrama conceptual de la planta piloto	24
Figura 2.2. P&I general de la planta piloto	29
Figura 2.3. Módulo de alimentación de sólidos.....	31
Figura 2.4. Tolva de carga.....	33
Figura 2.6. Módulo de alimentación de aire/nitrógeno	35
Figura 2.7. Módulo de alimentación de vapor.....	38
Figura 2.10. Módulo de salida de gases.....	42
Figura 2.11. Módulo cámara de combustión.....	43
Figura 2.12. Ciclón.....	45
Figura 2.13. Tobera	46
Figura 2.14. Sujeción tobera-tubería	46
Figura 2.15. Cámara de combustión.....	47
Figura 2.16. Reactor (Módulo I y Módulo II).....	51
Figura 2.17. Tubo pre-calentador	55
Figura 2.18. Plato distribuidor	55
Figura 2.19. Reactor de lecho fluido.....	57
Figura 2.20. Piezas auxiliares reactor (espesor 1 cm)	57
Figura 2.21. Piezas auxiliares reactor (espesor 2 cm)	58
Figura 2.22. Tapa reactor lecho fluido.....	58
Figura 2.24. Horno abierto	59
Figura 2.25. Reactor de lecho fijo/móvil.....	60
Figura 2.26. Tapa reactor lecho fijo/móvil.....	61

Figura 2.27. Corona alimentación aire secundario	62
Figura 2.28. Conjunto tapa-corona.....	62
Figura 2.29. Rejilla fija y rascador	63
Figura 2.30. Soporte rascador y brida anclaje	63
CAPÍTULO III.- MEMORIA DE CÁLCULO.....	65
Figura 3.1. Mapa de fluidización [Kunii, 1991]	72
Figura 3.2. Sensibilidad velocidad de operación frente variaciones de T y P.....	76
Figura 3.3. Sensibilidad velocidad de operación frente variaciones de T y P (pieza 2 cm de espesor).....	76
Figura 3.4. Esquema de mecanismos de transferencia zona inferior del horno	86
Figura 3.5. Pérdidas de calor en el horno	90
Figura 3.6. Mecanismos de transferencia de calor en la pared lateral	91
Figura 3.7. Mecanismos de transferencia de calor en la cara superior e inferior	92
Figura 3.8. Mecanismos de transferencia de calor en la abertura superior e inferior.....	94
Figura 3.9. Curva de calentamiento para Q=20KW	95
Figura 3.10. Esquema reactores cálculo tiempo de calentamiento	99
Figura 3.11. Curvas de calentamiento reactor de lecho fluido	101
Figura 3.12. Temperatura de los sólidos en un regenerador de lecho relleno según los diferentes modelos [Levenspiel, 1993]	102
Figura 3.13. Curvas de calentamiento en función de la altura del lecho fijo	103
Figura 3.14. Dimensiones ciclón	104
CAPÍTULO IV.- IMPLANTACIÓN.....	110
Figura 4.1. Diagrama de Gantt	111
Figura 4.2. Plano Edificios de Laboratorio Planta Baja. [E.S.I web, 2013]	112
Figura 4.3. Croquis Planta Baja L-5	112
Figura 4.4. Placa atornillada a la estructura	113
Figura 4.5. Nervaduras primer reactor lecho fluido	113
Figura 4.6. Estructura auxiliar anclaje reactor lecho fluido	114
Figura 4.8. Estructura auxiliar anclaje reactor lecho fijo/móvil	115
Figura 4.11. Implantación reactor de lecho fluido y reactor de lecho fijo/móvil (horno y calorifugado)	117
Figura 4.12. Estructura tolva de carga.....	118
Figura 4.14. Implantación módulo de alimentación de sólidos	119
Figura 4.15. Implantación conjunto I.....	120
Figura 4.17. Implantación conjunto III.....	121

Figura 4.18. Implantación conjunto IV	121
CAPÍTULO V.- MEMORIA ECONÓMICA	122

ÍNDICE DE TABLAS

CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN	4
CAPÍTULO II.- MEMORIA DESCRIPTIVA	23
Tabla 2.1. Propiedades físicas del combustible	30
Tabla 2.2. Lista equipamiento módulo de alimentación de sólidos	32
Tabla 2.3. Lista equipamiento módulo de alimentación de aire/nitrógeno	36
Tabla 2.4. Lista equipamiento módulo de alimentación de vapor	38
Tabla 2.5. Lista de equipamiento módulo de alimentación de aire secundario.....	40
Tabla 2.6. Lista equipamiento módulo de salida de gases	44
Tabla 2.7. Señales registradas en el sistema de adquisición.....	49
Tabla 2.8. Lista equipamiento del reactor (Módulo I y Módulo II).....	53
Tabla 2.9. Disposición y rango de los medidores de presión diferencial	64
CAPÍTULO III.- MEMORIA DE CÁLCULO.....	65
Tabla 3.1. Nomenclatura diseño reactor de lecho fluido.....	67
Tabla 3.2. Análisis elemental e inmediato LDS [Fuentes-Cano, 2013]	69
Tabla 3.3. Datos de partida cálculo velocidad mínima fluidización.....	72
Tabla 3.4. Datos de partida cálculo velocidad terminal	74
Tabla 3.5. Cuadro resumen resultados reactor de lecho fluido	78
Tabla 3.6. Nomenclatura cálculo plato distribuidor.....	79
Tabla 3.7. Datos de partida cálculo distribuidor bauxita	80
Tabla 3.8. Factor CD_{or} en función del número de Reynolds	80
Tabla 3.9. Cuadro resumen resultados plato distribuidor	82
Tabla 3.10. Nomenclatura diseño tubo pre-calentador.....	83
Tabla 3.11. Datos de partida cálculo diámetro tubo pre-calentador	84
Tabla 3.12. Datos de partida cálculo potencia inferior del horno y longitud tubo pre- calentador	85
Tabla 3.13. Cuadro resumen resultados tubo pre-calentador	89
Tabla 3.14. Nomenclatura diseño zona superior del horno	90
Tabla 3.15. Cuadro resumen cálculo potencia superior del horno	95
Tabla 3.16. Nomenclatura cálculo espesor aislante reactor lecho fijo/móvil	96
Tabla 3.17. Datos de partida cálculo espesor aislamiento reactor lecho fijo/móvil	97
Tabla 3.18. Cuadro resumen resultados espesor aislante	98
Tabla 3.19. Nomenclatura evolución de la temperatura en los reactores.....	100
Tabla 3.20. Nomenclatura diseño ciclón.....	104

Tabla 3.21. Relaciones dimensiones ciclón	105
Tabla 3.22. Datos de partida cálculo ciclón	105
Tabla 3.23. Cuadro resumen resultados cálculo ciclón	107
Tabla 3.24. Nomenclatura diseño tolvas	108
Tabla 3.25. Datos de partida cálculo tolva	108
Tabla 3.26. Cuadro resumen resultados cálculo tolvas.....	109
CAPÍTULO IV.- IMPLANTACIÓN.....	110
CAPÍTULO V.- MEMORIA ECONÓMICA	122
Tabla 5.1. Costes asociados a la fabricación de equipos.....	123
Tabla 5.2. Costes asociados a equipos auxiliares	124
Tabla 5.3. Costes asociados a la instrumentación del sistema.....	125
Tabla 5.4. Costes asociados a accesorios	126
Tabla 5.5. Costes asociados al montaje	127
Tabla 5.6. Cuadro resumen costes Fletgas.....	127