



**UNIVERSIDAD DE ZARAGOZA**

**ESCUELA DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA**

**PROYECTO FIN DE CARRERA**

Ingeniería Industrial

---

**DISEÑO DE UN LABORATORIO DE  
OXICOMBUSTIÓN EN LECHO  
FLUIDO CIRCULANTE**

---

Autor

**CARLOS MANUEL JIMÉNEZ CAVERO**

Director

**CARLOS HERCE FUENTE**

Ponente

**LUIS IGNACIO DÍEZ PINILLA**



Escuela de  
Ingeniería y Arquitectura  
**Universidad Zaragoza**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**FUNDACIÓN CIRCE**

Junio 2012



# DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

## Resumen

Este proyecto se relaciona con la investigación de un mecanismo de reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> en centrales térmicas de generación de energía. Concretamente se estudia el proceso de la oxicomcombustión en un lecho fluido en régimen circulante. Se trata de diseñar una nueva planta piloto con las características citadas, que sustituya a la instalación existente en el CEEI, *Centro Europeo de Empresas e Innovación*, basada en un lecho fluido burbujeante. Concluido el diseño de un modelo de simulación del lecho, se procede a la aplicación del mismo para dimensionar los equipos de la nueva planta experimental. Con el objetivo de reducir los costes económicos, se trata de aprovechar al máximo los equipos existentes. Básicamente se trata de reutilizar los sistemas de alimentación de combustible y gases.

Para la realización del modelo de simulación, se han planteado las ecuaciones de la fluidodinámica, de la combustión y de los balances energéticos característicos de un lecho fluido circulante, basadas en una amplia bibliografía. Para ello, se ha empleado el software EES. Debido a la complejidad del estudio, se han realizado varias hipótesis simplificadoras que dan un resultado aproximado. Este modelo realiza una previsión del comportamiento del lecho bajo unos determinados parámetros impuestos. El análisis de los resultados obtenidos bajo distintas condiciones de funcionamiento de la planta permite obtener conclusiones previas a la realización de ensayos en la misma. A su vez, permite evaluar la influencia de diversos parámetros en el proceso de oxicomcombustión y obtener información para el pre-diseño de los distintos equipos de la instalación.

En la adaptación y transformación de la planta existente en un nuevo laboratorio de oxicomcombustión en lecho fluido circulante, se pretende aprovechar al máximo la instrumentación y los equipos existentes en el laboratorio. Por ello, en el pre-diseño de los nuevos equipos auxiliares de tiene en cuenta los límites técnicos de los existentes, para evaluar su viabilidad técnica y posibilidad de reutilización.

En último lugar, la selección del tamaño del nuevo reactor es una decisión técnico-económica, que cumple dos objetivos. Por un lado, el tamaño es suficientemente grande para que los resultados sean representativos y se pueda aprovechar al máximo los equipos existentes. Y por otro, el tamaño no es excesivamente grande para no incurrir en elevados gastos de consumo de combustible y botellas de gases.



## ÍNDICE

<b>1. ESTRUCTURA Y OBJETIVOS</b>	<b>7</b>
1.1. Introducción	7
1.2. Contexto	8
1.3. Objetivos y alcance	9
1.4. Estructura del proyecto	10
<b>2. MODELO DE SIMULACIÓN CFB</b>	<b>11</b>
2.1. Introducción	11
2.2. Hipótesis generales	13
2.3. Criterios de diseño	15
2.4. Descripción del modelo	17
2.4.1. Fluidodinámica	17
2.4.2. Combustión	23
2.4.3. Balance de Energía	25
<b>3. DISEÑO DE LA PLANTA EXPERIMENTAL</b>	<b>29</b>
3.1. Diseño del reactor de lecho fluido	29
3.1.1. Diseño de las dimensiones del lecho	29
3.1.2. Estimación de la potencia de bombeo	30
3.1.3. Diseño del distribuidor	32
3.1.4. Sistema de precalentamiento del lecho	34
3.2. Diseño del sistema de alimentación de combustible	34
3.2.1. Descripción general	35
3.2.2. Solución óptima	36
3.3. Diseño del sistema de alimentación de comburente	38
3.4. Diseño del sistema de extracción de cenizas	40
3.5. Diseño del sistema de refrigeración	43
3.6. Diseño del sistema de limpieza de gases	47
3.7. Selección del sistema de precalentamiento de gases	50
3.8. Instrumentación y control	50
3.9. Selección de la bomba de agua	51
<b>4. CONCLUSIONES</b>	<b>52</b>
4.1. Perspectivas y continuidad	54



<b>ANEXO I DESCRIPCIÓN DEL MODELO</b>	<b>56</b>
FLUIDODINÁMICA	56
BALANCE DE PRESIÓN	58
COMBUSTIÓN	63
BALANCE DE ENERGÍA	64
EQUIPOS AUXILIARES	68
Modelo del ciclón	68
Modelo de la <i>standpipe</i> .	69
Modelo de la <i>loopseal</i>	70
<b>ANEXO II ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD</b>	<b>73</b>
INTRODUCCIÓN	73
ANÁLISIS GENERAL	73
ANÁLISIS PARTICULAR	77
<b>ANEXO III DISEÑO DEL SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE COMBUSTIBLE</b>	<b>88</b>
DISEÑO DE LAS TOLVAS DE ALMACENAMIENTO	88
DISEÑO DE LOS TORNILLOS SÍNFÍN DE DESCARGA	91
DISEÑO DEL TORNILLO SÍNFÍN DE ALIMENTACIÓN	95
<b>ANEXO IV DISEÑO DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN</b>	<b>99</b>
REFRIGERACIÓN POR BAYONETAS DE AGUA	99
REFRIGERACIÓN POR CAMISAS DE AGUA	104
<b>ANEXO V DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE OXICOMBUSTIÓN EXISTENTE</b>	<b>111</b>
INTRODUCCIÓN	111
EMPLAZAMIENTO	111
DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN	112
<b>ANEXO VI DISEÑO DE CICLONES</b>	<b>123</b>
DESCRIPCIÓN	123
FUNCIONAMIENTO	123
TIPOS	125
DIMENSIONADO DE CICLONES	126
CÁLCULO DE LA EFICACIA DE CICLONES	128
ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE PRESIÓN	130



<b>ANEXO VII DESCRIPCIÓN GENERAL DE UN LECHO FLUIDO CIRCULANTE</b>	<b>132</b>
DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN	135
<b>ANEXO VIII ANTECEDENTES Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>139</b>
<b>ANEXO IX CORRELACIONES Y NÚMEROS ADIMENSIONALES</b>	<b>149</b>
CORRELACIÓN DE ZABRODSKY [14]	149
CORRELACIÓN DE BASKAKOV [15]	150
CORRELACIÓN DE DITTUS-BOELTER	150
NÚMEROS ADIMENSIONALES	151
<b>ANEXO X PROGRAMAS DE CÁLCULO</b>	<b>153</b>
VARIABLES PRINCIPALES DE SIMULACIÓN	153
PROGRAMA 1. MODELO DE SIMULACIÓN	158
PROGRAMA 2. DISEÑO DE EQUIPOS DEL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN DE PARTÍCULAS	165
PROGRAMA 3. DISEÑO DEL DISTRIBUIDOR	167
PROGRAMA 4. CÁLCULO DE LA RESISTENCIA DE PRECALENTAMIENTO DE GASES	167
PROGRAMA 5. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR BAYONETAS	168
PROGRAMA 6. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR CAMISAS DE AGUA	169
PROGRAMA 7. DISEÑO DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE CENIZAS	171
<b>ANEXO XI PLANOS</b>	<b>174</b>
ESQUEMA DE LA INSTALACIÓN	174
CICLÓN	175
LOOPSEAL	176
BAYONETA DE REFRIGERACIÓN	177
TORNILLO SIN FÍN DE ALIMENTACIÓN	178
TORNILLOS SIN FÍN DE DESCARGA	179
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>180</b>



## NDICE DE FIGURAS

Figura 1 Esquema de la instalación	12
Figura 2 Modelo de diseño de un CFB. [3]	17
Figura 3 Velocidad del gas frente al diámetro de partícula. Parámetros adimensionales. [4]	19
Figura 4 Diagrama de Geldart. Tipos de partículas. [5]	20
Figura 5. Mapa de presiones	23
Figura 6. Detalle del riser [6]	27
Figura 7. Coeficiente global de transferencia de calor frente a densidad del lecho. [6]	28
Figura 8. Cálculo del coeficiente de descarga. [2]	32
Figura 9. Detalle de una bayoneta de refrigeración	44
Figura 10. Ciclón Stairmand	49
Figura 11. Pérdida de carga en el lecho frente a velocidad de fluidización. [2]	56
Figura 12. Concentración de sólidos en un CFB [2]	59
Figura 13 Comportamiento de las partículas frente a la fluidización, según su densidad y tamaño [5]	61
Figura 14. Coeficientes de transferencia de calor en función del diámetro de partícula. [5]	66
Figura 15. Diagrama de la válvula loopseal, indicando los parámetros de diseño principales	71
Figura 16. Potencia frente a diámetro de reactor	74
Figura 17. Potencia frente a composición de comburente	75
Figura 18. Potencia frente a velocidad de transporte	77
Figura 19. Calor a extraer frente a temperatura	79
Figura 20. Coef. de transf. de calor frente a temperatura	80
Figura 21. Concentración de CO <sub>2</sub> frente a temperatura	81
Figura 22. Inventario de sólidos frente a temperatura	82
Figura 23. Coef. de transf. de calor frente a diámetro de partícula	82
Figura 24. Detalle de tamaño de partículas [6]	83
Figura 25. Calor a extraer frente a velocidad de transporte	84
Figura 26. Velocidad de transporte para anular el calor a extraer	85
Figura 27. Coef. de transf. de calor frente a velocidad de transporte	86
Figura 28. Diseño de tolvas	88
Figura 29. Esquema del sistema de alimentación de combustible	97
Figura 30. Detalle de resistencias térmicas	100
Figura 31. Plano de planta del laboratorio	111
Figura 32. Plano de la instalación BFB existente	112
Figura 33. Diseño de ciclones	127
Figura 34. Tipos de lechos fluidos	133
Figura 35 Esquema general de un lecho fluido circulante	134
Figura 36 Representación del flujo en el interior de un ciclón	136
Figura 37 Diagrama de la loopseal	137
Figura 38. Lecho CFB en Canmet, Canadá	139
Figura 39. Nueva planta de CFB de Canmet, Canadá	140
Figura 40. Planta CFB del CSIC, España	141
Figura 41. Planta CFB de Southeast University, China	142
Figura 42. Planta BFB Alstom, EEUU	143
Figura 43. CFB Universidad de Czestochowa, Polonia	146



## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Condiciones nominales de funcionamiento en el sistema CFB diseñado	15
Tabla 2 Valores de potencia analizados	17
Tabla 3 Parámetros de entrada para el modelo fluidodinámico	18
Tabla 4 Velocidades de funcionamiento	18
Tabla 5. Parámetros de diseño del balance de presión	20
Tabla 6. Resultados del balance de presión	21
Tabla 7. Parámetros del ciclón	22
Tabla 8. Composición del combustible	24
Tabla 9. Coeficientes de transferencia de calor del lecho	26
Tabla 10. Parámetros para el cálculo de la potencia de bombeo	31
Tabla 11. Parámetros de los orificios del distribuidor	33
Tabla 12. Propiedades de las tolvas	37
Tabla 13. Dimensiones del tornillo sinfín de descarga	37
Tabla 14. Dimensiones del tornillo sinfín de alimentación	37
Tabla 15. Parámetros del sistema de alimentación de comburente	40
Tabla 16. Diseño del sistema de extracción de cenizas	42
Tabla 17. Capacidad de refrigeración de una bayoneta en función e la temperatura del agua de salida	45
Tabla 18. Calor a extraer en función de la temperatura de las partículas recirculadas	46
Tabla 19. Parámetros de funcionamiento del encamisado de agua	47
Tabla 20. Características de ciclón diseñado	48
Tabla 21. Dimensiones del ciclón diseñado	48
Tabla 22. Características del ciclón existente	49
Tabla 23. Dimensiones del ciclón existente	49
Tabla 24. Análisis de sensibilidad. Casos analizados	76
Tabla 25. Análisis paramétrico en función de la temperatura del lecho	79
Tabla 26. Análisis de sensibilidad en función de la velocidad del gas	84
Tabla 27. Necesidades de almacenamiento de combustible	90
Tabla 28. Características del motor de los tornillos de descarga	95
Tabla 29. Características del variador de frecuencia	95
Tabla 30. Parámetros fijos de las bayonetas	102
Tabla 31. Características de las bayonetas	103
Tabla 32. Altura de las camisas de refrigeración	105
Tabla 33. Refrigeración en función de la temperatura de los gases	106
Tabla 34. Refrigeración frente a la temperatura de las partículas de recirculación	107
Tabla 35. Alturas de refrigeración	108
Tabla 36. Características del encamisado de agua	109
Tabla 37. Características del reactor existente	117
Tabla 38. Características del distribuidor existente	118
Tabla 39. Medidas de ciclones	127
Tabla 40. Características del CFB de Canmet, Canadá	139
Tabla 41. Características de la nueva planta de CFB de Canmet, Canadá	140
Tabla 42. Variables de las simulación empleadas en EES	158



## 1. ESTRUCTURA Y OBJETIVOS

### 1.1. Introducción

El presente proyecto se desarrolla dentro de la línea de investigación de nuevos mecanismos de reducción de las emisiones de  $\text{CO}_2$  en centrales térmicas de generación de energía.

El dióxido de carbono es uno de los gases de efecto invernadero que más contribuye al calentamiento global del planeta. Han existido acuerdos internacionales, como el protocolo de Kyoto, que han fijado los objetivos para mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero por parte de los países industrializados. En el contexto de la Unión Europea, en lo que se conoce como el 20/20/20, se plantea un triple objetivo a nueve años vista: un 20% de la energía procedente de fuentes renovables, un aumento del 20% de la eficiencia energética y una reducción del 20% de las emisiones de gases de efecto invernadero.

La alternativa más viable para reducir las emisiones de dióxido de carbono procedente de fuentes estacionarias consiste en su captura y almacenamiento geológico permanente. Entre las tecnologías de captura que se encuentran en fase de desarrollo tecnológico se encuentra la oxidación, que trata de vencer la barrera técnica y económica que supone capturar  $\text{CO}_2$  en una corriente de gases de escape en concentraciones en torno al 14-15% (combustión convencional de carbones de alto rango con aire). Para que su captura se considere económicamente rentable, lo que se hace es aumentar la concentración de  $\text{CO}_2$  en la corriente de gases de combustión sustituyendo la combustión convencional por una oxidación (combustión realizada con una mezcla de oxígeno y dióxido de carbono como comburente en lugar de aire).

Para proceder a realizar oxidación, el oxígeno es separado del aire y mezclado con una corriente de recirculación de los gases de combustión que se generan en el reactor (con el fin de controlar la temperatura en la caldera). El combustible alimentado es quemado en esta atmósfera oxidante, y la corriente de gases resultante parcialmente recirculada. El vapor de agua de los gases de combustión es condensado, produciendo una corriente rica en  $\text{CO}_2$ , libre de nitrógeno. En el proceso, tanto las cenizas como el contenido de azufre deben ser retirados de la corriente de salida, para que el  $\text{CO}_2$  pueda ser comprimido, transportado y almacenado.

En el caso del presente proyecto, se pretende investigar el proceso de oxidación cuando se lleva a cabo en un lecho fluido circulante. La combustión en lecho fluido permite una mayor flexibilidad en el uso del combustible (carbón, biomasa, residuos...), una mayor eficiencia, un incremento de los ratios de transferencia de calor y un control de las emisiones de  $\text{SO}_2$  y  $\text{NO}_x$ . La combustión se desarrolla en el seno de una masa en suspensión de partículas de combustible, cenizas y un inerte, los cuales son fluidizados por una corriente oxidante ascensional. La combinación oxidación más lecho fluido conduciría a un uso limpio del carbón, eficiente y bajo en emisiones.



Hasta ahora el proceso de oxidación se ha estado investigando principalmente para su uso en calderas de carbón pulverizado. Pero existen muy pocas experiencias de ensayos en calderas de lecho fluido. Las líneas de investigación que se abren son numerosas: desde el punto de vista de la gestión de combustibles, la fluidodinámica de la instalación, la caracterización de la combustión y el control de las emisiones. La puesta en marcha de un laboratorio a pequeña escala permitirá ensayar y caracterizar todos estos procesos.

Actualmente, se dispone comercialmente de diferentes configuraciones de calderas CFB (*Circulating Fluidized Bed Combustor*), siendo el tamaño máximo de una planta eléctrica en operación de 450 MWe. Desde una perspectiva mundial, el futuro de los lechos fluidos circulantes atmosféricos parece realmente prometedor, puesto que se estima en 150 GWe la potencia a instalar hasta 2020 basada en esta tecnología (fundamentalmente utilizando carbón como combustible). Las perspectivas de mercado señalan a China (125 GWe), Estados Unidos de América (17 GWe) e India (6 GWe) como los países con más importantes planes de implantación. En realidad, existen diferentes factores que confluyen hacia la mejora de la competitividad industrial y económica de esta tecnología: la necesidad de mejorar la eficiencia de los ciclos, de minimizar el impacto ambiental, de reducir los costes de inversión, de flexibilizar el uso de combustibles y de escalar el tamaño de las plantas con el fin de suplir las actuales plantas de combustible pulverizado o de reaprovechar las mismas (lo que se conoce como “*retrofitting*”).

## 1.2. Contexto

El proyecto se enmarca dentro de la línea de investigación de captura de CO<sub>2</sub> dirigida por los profesores Luis M. Romero y Luis I. Díez, del área de máquinas y motores térmicos del departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Zaragoza. Esta línea de investigación comprende las siguientes actividades:

- Oxidación en lecho fluido.
- Ciclos de carbonatación-calcinación.
- Absorción química por aminas.
- Integración energética de plantas de captura en centrales térmicas y cementeras.
- Análisis termoeconómico de sistemas de captura.

Más concretamente, el proyecto que describe esta memoria se desarrolla dentro de la línea de investigación térmica de la Fundación CIRCE, *Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos*, y viene a diseñar una nueva instalación experimental de oxidación en lecho fluido circulante, para su posterior puesta en funcionamiento. Se pretende modificar y adaptar la planta piloto existente de oxidación en lecho fluido burbujeante [1], de 90 kW de potencia térmica, localizada en las instalaciones del CEEI, *Centro Europeo de Empresas e Innovación*. Esta instalación fue pionera en España.



Con este proyecto se abre una doble perspectiva:

- Investigar procesos en condiciones de mayores velocidades de fluidización, resultantes de los lechos fluidos circulantes. Con el objetivo de caracterizar los procesos anteriormente descritos y obtener reglas de escalado y experiencias previas a la construcción de plantas de generación.
- Disponer de una planta de laboratorio, más económica y fácilmente operable, que abra las posibilidades de investigar diferentes condiciones de operación (combustibles, velocidades, temperaturas, sorbentes, ratios de recirculación, etc.) con obtención de resultados más precisos.

### 1.3. Objetivos y alcance

El objetivo principal del proyecto consiste en llevar a cabo una adaptación óptima, en términos técnicos y económicos, de la planta piloto de oxidación en lecho fluido burbujeante existente en las instalaciones del CEEI, transformándola para poder investigar el proceso de oxidación en lecho fluido circulante.

Para ello, se debe realizar un modelo de simulación del reactor (incluyendo la fluidodinámica, el proceso de combustión y el balance de energía), a partir del cual poder obtener resultados en distintas condiciones de operación, llevando a cabo un análisis de sensibilidad. Se procederá a variar parámetros de diseño en amplios rangos de funcionamiento con el objeto de obtener resultados del comportamiento de la nueva planta en distintas situaciones.

Lo descrito en el párrafo anterior consiste en el primer gran objetivo: realizar un modelo de simulación del lecho fluido circulante a partir del cual poder obtener conclusiones para diferentes condiciones de operación. A partir de dicho modelo se obtendrán experiencias previas a la construcción de la nueva planta.

La segunda gran parte del proyecto engloba el objetivo final, la adaptación de la planta existente de oxidación en lecho fluido burbujeante, para su transformación en un lecho circulante. Para ello, se pretende aprovechar al máximo los equipos y la instrumentación existentes en el laboratorio. Básicamente consiste en diseñar un nuevo reactor, de menor diámetro al existente, para así poder aprovechar al máximo los equipos auxiliares. La razón radica en que, para un mismo diámetro de reactor, se necesita un mayor caudal de gases para operar con un lecho fluido circulante que con un burbujeante, pues la velocidad de fluidización pasa de ser de 1-3 m/s a 4-10 m/s. Para realizar todo este análisis previo, se empleará el modelo de lecho fluido circulante diseñado en la primera parte del proyecto.

Por tanto, en última instancia, se realiza un pre-diseño de los principales equipos que formarán parte de la planta de oxidación en lecho fluido circulante, dimensionándolos a partir de modelos realizados en EES. Tomando siempre como base la planta actual, se analizarán las características de los equipos existentes y se estudiará su viabilidad técnica de reutilización.



#### **1.4. Estructura del proyecto**

El presente proyecto está dividido en cinco partes. La primera parte comprende una pequeña introducción al proyecto y la definición de los objetivos del mismo. En la segunda parte, se lleva a cabo el modelo de simulación de la planta experimental de oxidación en lecho fluido circulante, mediante el programa EES. Posteriormente, se realiza un análisis de sensibilidad de la planta, incluido en los anexos, donde se estudia el comportamiento a priori de la misma en amplios rangos de funcionamiento, lo que constituye la tercera parte.

Una vez definido un modelo válido de comportamiento y llevado a cabo un análisis exhaustivo para un amplio rango de valores de distintos parámetros de diseño, en la cuarta parte se procede a la diseñar los principales equipos del nuevo laboratorio de oxidación en lecho fluido circulante, tomando de base los existentes en la planta actual. Para poder adaptarla de la forma más práctica y económica posible y ajustara a los requerimientos del nuevo laboratorio se analizará la posibilidad de reutilización de los equipos existentes.

Finalmente, se incluirá la última parte, con conclusiones y anexos.



## 2. MODELO DE SIMULACIÓN CFB

En este primer apartado se explican los criterios básicos de diseño empleados para la realización del modelo de simulación de un lecho fluido circulante, CFB (*Circulating Fluidized Bed*). Por motivos de extensión de este documento, se ha decidido adjuntar en un anexo aparte una descripción detallada del funcionamiento de un lecho fluido circulante (Anexo VII)

### 2.1. Introducción

En primer lugar, se trata de desarrollar un modelo semiempírico para la descripción y simulación del reactor de carbón en lecho fluido circulante. El objetivo es disponer de una herramienta de diseño y simulación de la nueva instalación con capacidad para predecir su comportamiento e investigar el funcionamiento de la planta bajo diferentes condiciones de operación.

El modelo que se plantea se basa en una revisión bibliográfica extensa sobre el diseño y modelado de lechos fluidos circulantes, cuyas referencias se encuentran al final del proyecto. Para la realización del diseño del modelo de simulación se empleará como software de apoyo el EES (*Engineering Equation Solver*)

El diseño de los CFB debe combinar las consideraciones habituales de otros sistemas de combustión, tal como cinética de la combustión, relación entre aire y combustible, transferencia de calor en el reactor..., con los fenómenos asociados al régimen de fluidización circulante: gestión del sistema de entrada de aire, balances de presión en todos los componentes del sistema, captura eficiente de las partículas en el gas de salida, extracción de cenizas, control del inventario y distribución de sólidos en todo el sistema, así como posible control de la temperatura en el circuito externo de retorno de sólidos. Todos estos elementos introducen dificultades de diversa naturaleza tanto en diseño como en operación, que deben ser consideradas individualmente sin perder de vista las particularidades del combustible que se va a tratar en el proyecto (en especial, su elevado contenido en cenizas y en azufre).

Por tanto, el dimensionado de los distintos equipos que forman parte del combustor es intrínseco al diseño global del propio combustor. Se debe diseñar cada una de las partes por separado, enlazándose entre sí mediante las variables correspondientes. El primer equipo, y más importante, es el reactor, donde se tiene un régimen de fluidización rápido, característico de los lechos fluidos circulantes. Se llevará a cabo un dimensionado del mismo, partiendo de unos parámetros de diseño iniciales.

Posteriormente se dimensionará el sistema de recuperación de partículas sólidas, que en un lecho fluido circulante juega un papel fundamental en el correcto funcionamiento de toda la planta, puesto que permite aumentar el tiempo de residencia de las partículas en el hogar y conseguir con ello una alta eficiencia de combustión. Dicho sistema de recuperación está formado, en primer lugar por el ciclón, necesario para separar los sólidos del gas y retornarlos al lecho. A continuación, los sólidos separados de la corriente gaseosa se recirculan por un conducto de retorno o *standpipe* que los dirige hacia la válvula de retorno o *loopseal* donde se produce una adaptación de la presión a la propia de funcionamiento del lecho. Más adelante se explica de manera más detallada el diseño y funcionamiento de cada una de las partes de la



planta.

Con objeto de ilustrar de manera global los distintos equipos que forman parte de la instalación diseñada se muestra el siguiente diagrama:

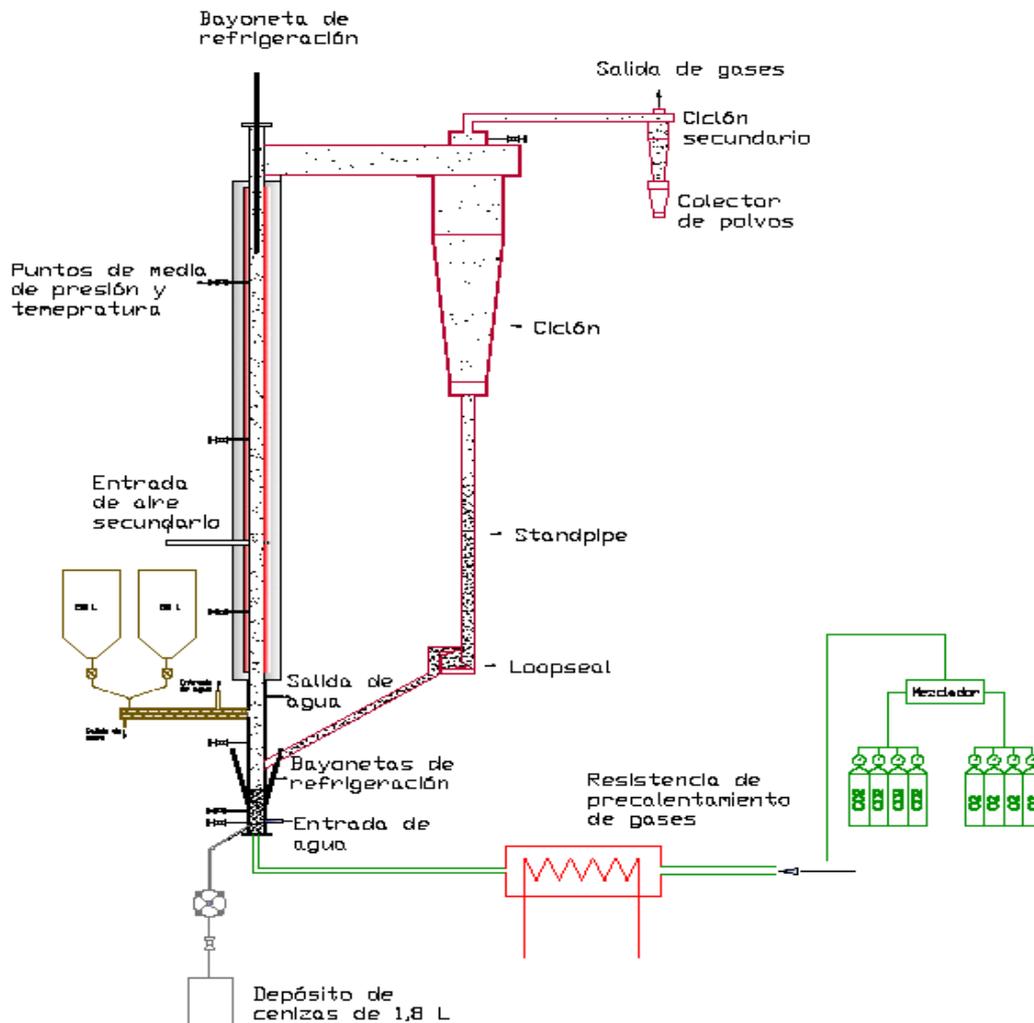


Figura 1 Esquema de la instalación



## 2.2. Hipótesis generales

Antes de llevar a cabo una descripción detallada del modelo de simulación, se deben realizar varias consideraciones preliminares sobre las que se basa dicho modelo, y que son el punto de partida del mismo.

A priori, se han tenido en cuenta las siguientes hipótesis generales:

- El proceso de combustión es independiente del tiempo de residencia y de la temperatura. Se considera que la combustión es completa, ya que la porción de combustible que no se quema es inmediatamente recirculada al lecho. El tiempo de residencia global de la partícula será aquel necesario para que la partícula se queme por completo, considerando que recirculará tantas veces como sea necesario hasta que el ciclón no sea capaz de retenerla y salga como volante con los gases de escape.

He aquí la afirmación de una de las principales ventajas inherentes a los lechos fluidos: el aumento del tiempo de residencia de los sólidos en una amplia zona de combustión. Lo que provoca un incremento en la cantidad total de calor transferido y de la eficiencia del ciclo de potencia, y con ello de la planta en su conjunto.

Hay que destacar que para la realización del modelo principal de simulación del lecho se asume que no existen inquemados sólidos. Sin embargo, posteriormente se realiza un programa aparte para calcular las cenizas generadas, con el objeto de pre-diseñar el sistema de extracción de cenizas.

- El modelo de combustión está muy simplificado. Al asumir una combustión instantánea y completa, la concentración de  $\text{CO}_2$  a la salida es independiente de la proporción de  $\text{O}_2/\text{CO}_2$  a la entrada, fijándose una concentración de  $\text{O}_2$  nula a la salida para calcular la potencia teórica máxima del reactor. Por lo tanto, la proporción de comburente a la entrada no afecta al inventario de sólidos, no se tiene en cuenta la combustión del residuo sólido ni de los volátiles.
- Se acepta el modelo de gas ideal. Tanto el comburente de entrada (distintas proporciones de  $\text{O}_2/\text{CO}_2$  en oxicomustión, ó aire en combustión convencional) como los gases de combustión (vapor de agua,  $\text{CO}_2$  y  $\text{N}_2$ , en caso de no oxicomustión) se consideran mezclas de gases ideales.
- Debido a que se trata de una primera aproximación al diseño, se ha considerado un diámetro de partícula homogéneo, y no la distribución de tamaños de partícula que se tendría en la operación real. Además, la geometría de las partículas del lecho se asume circular, con un valor de esfericidad predominantes de 0,86. [2]



- Se supone una caída de presión en el cuerpo principal del lecho de 8000 Pa. Se acepta este valor tras revisar la bibliografía y ver que es un dato acorde al tipo de lecho objeto de diseño. [3]
- En el modelo de simulación, no se considera el aporte de aire secundario en el lecho. Es decir, a la hora de describir el proceso de combustión se ha considerado que el caudal total de comburente se introduce por la placa distribuidora de la base del lecho. Sin embargo, en el balance de presiones, se hace una distinción de fase densa y fase diluida [2], tanto más acusada cuanto mayor aporte de aire secundario se realiza.
- Inicialmente, para la realización del modelo en EES no se considera la introducción de caliza en el lecho. Por tanto, a priori, no se captura  $\text{SO}_2$ . La influencia de la cantidad de sorbente aportado es muy pequeña y no modifica los cálculos prácticamente en nada. Es preciso comentar que no es objetivo del presente proyecto caracterizar la captación de dióxido de azufre. Sin embargo, cuando se proceda a construir la planta, se deberá incluir un agente sorbente para evitar las emisiones de  $\text{SO}_2$  a la atmósfera.
- Se asume un tiempo de residencia de las partículas en el cuerpo del reactor de 1,2 segundos, tras comprobar en la bibliografía empleada que es un valor acorde. [3] [4] Es el tiempo considerado que tarda una partícula en recorrer la altura del reactor, desde que entra por su parte inferior hasta que es expulsada por la parte superior. Hay que destacar que, según se comentaba en el primer punto, el aumento del tiempo de residencia de los sólidos en una amplia zona de combustión se refiere a que las partículas que no son quemadas son recirculadas al lecho, donde se vuelve a iniciar el proceso de combustión de las mismas. Siendo este tiempo, por tanto muy superior a 1,2 segundos.
- Inicialmente para el pre-diseño de la planta, objeto del presente proyecto, no se dimensionará el sistema de recirculación de gases de escape. Por tanto, se asume que todo el comburente a introducir en el lecho se encuentra, a priori, a la misma temperatura. En un diseño final de la planta, y pensando en su funcionamiento definitivo, se debe tener en cuenta la recirculación de parte de los gases de escape ( $\text{CO}_2$ ) para evitar el coste económico de adquirir  $\text{CO}_2$  a nivel industrial. En dicho diseño definitivo de la planta, los gases de escape recirculados no haría falta precalentarlos a la hora de volver a introducirlos al lecho, es más, se debería proceder a su enfriamiento.
- Para el modelado de la fluidodinámica del lecho, no se tiene en cuenta la zona de transición *splash* [3]. Se considera que el lecho está formado por dos zonas diferenciadas, fases densa y diluida.



- Se asume que la velocidad del gas ascendente en el lecho es la misma que la velocidad de las partículas, por lo que éstas son arrastradas al mismo ritmo que el gas recorre el lecho.
- Se acepta que la transferencia de calor no es uniforme a lo largo del lecho. Se diferencian dos zonas, correspondientes con las fases densa y diluida. Por lo que se han calculado de manera independiente.
- No se tienen en cuenta las pérdidas por rozamiento de las partículas, ya que no se considera la existencia de fricción ni erosión de las mismas.

### 2.3. Criterios de diseño

A continuación se muestran los principales parámetros de diseño tomados para realizar un primer modelo aproximado de la planta. Posteriormente, se pasará a analizar el funcionamiento de la misma en distintas condiciones de operación, variando parámetros de diseño como pueden ser la temperatura de funcionamiento, caída de presión, diámetro de partícula, velocidad de arrastre, etc.8 (Anexo II Análisis de sensibilidad)

#### CONDICIONES NOMINALES

Temperatura del lecho	900 °C
Temperatura del <i>riser</i>	900 °C
Presión del lecho	~ 1 bar
Tamaño de partícula	200 µm
Densidad de las partículas del lecho (del inerte)	2700 kg/m <sup>3</sup>
Caída de presión total del lecho	8000 Pa
Esfericidad de las partículas	0,86
Porosidad de mínima fluidización	0,55
Temperatura de las partículas recirculadas	500 °C
Temperatura del aire de alimentación	400 °C

Tabla 1 Condiciones nominales de funcionamiento en el sistema CFB diseñado

El diseño básico se realiza en función de los parámetros fundamentales mostrados en la tabla. Adicionalmente, se fijan otros parámetros que serán objeto de variación para simular el proceso que tendrá lugar en la planta en distintos rangos de funcionamiento. De esta manera, se conocerán los valores más extremos en las diferentes pruebas. Dichos parámetros serán los siguientes:



- Velocidad de transporte: será superior a la velocidad terminal de las partículas, dentro de los rangos correspondientes para que lecho diseñado sea de tipo circulante (entre 4 y 6 m/s normalmente).
- Diámetro del reactor: es un parámetro crítico e influye de una manera crucial en la potencia del reactor. Para una velocidad de arrastre fija, un mayor diámetro tiene como consecuencia un mayor caudal de comburente y partículas, lo que conlleva mayores caudales de combustible. En suma, una mayor potencia. Se analizará el funcionamiento para diámetros entre 5 y 20 cm.
- Composición del comburente: se pretende diseñar una planta de oxidación, por tanto se introducirán distintos ratios de  $O_2/CO_2$ , libres de nitrógeno. Se estudiará el comportamiento de la planta para ratios de 20/80, 30/70 y 40/60. Además, como complemento al análisis, también se considerará el caso combustión convencional con aire.
- Potencia de la planta: dependiendo del caso analizado (función del diámetro del reactor, proporción de  $O_2/CO_2$  y velocidad de transporte) se fijará aquella potencia que anule la proporción de  $O_2$  en los gases de escape (combustión estequiométrica). Será la máxima potencia teórica del reactor para las condiciones especificadas. Para un diámetro de 10 cm, por ejemplo, se tienen potencias de entre 100 y 300 kW, dependiendo de la composición del comburente y de la velocidad de arrastre fijadas.

A continuación se muestra una tabla resumen con todos los casos mencionados:

POTENCIA [kW]					
Proporción comburente [ $O_2/CO_2$ ]	Velocidad de transporte [m/s]	Diámetro reactor [m]			
		0,05	0,1	0,15	0,2
Aire	4	29,4	117,6	264,6	470,4
	4,5	33,08	132,3	297,7	529,2
	5	36,75	147	330,8	588
	5,5	40,43	161,7	363,9	646,8
20/80	4	28	112	252	448
	4,5	31,5	126	283,5	504
	5	35	140	315	560
	5,5	38,5	154	346,5	616
30/70	4	42	168	378	672
	4,5	47,25	189	425,3	756
	5	52,5	210	472,5	840
	5,5	57,75	231	519,8	924
40/60	4	56	224	504	896
	4,5	63	252	567	1008
	5	70	280	630	1120
	5,5	77	308	693	1232



Tabla 2 Valores de potencia analizados

## 2.4. Descripción del modelo

El diseño del modelo se divide en tres principales partes: la fluidodinámica, la química de la combustión y el balance de energía. Las relaciones entre estas tres partes se muestran en la figura 2, donde el grosor de las flechas se corresponde con la mayor o menor influencia del campo origen de la flecha sobre el destino. Como se puede ver, las tres partes del modelo necesitan parámetros de entrada que son de salida para los otros campos. El modelado de la química de combustión y del balance de energía depende en gran medida de valores obtenidos en el diseño de la fluidodinámica. Por otro lado, en lo que se refiere a la fluidodinámica, la mayoría de los inputs son parámetros de operación externos (parámetros de diseño conocidos), mientras que sólo unos pocos vienen de las otras partes del modelo.

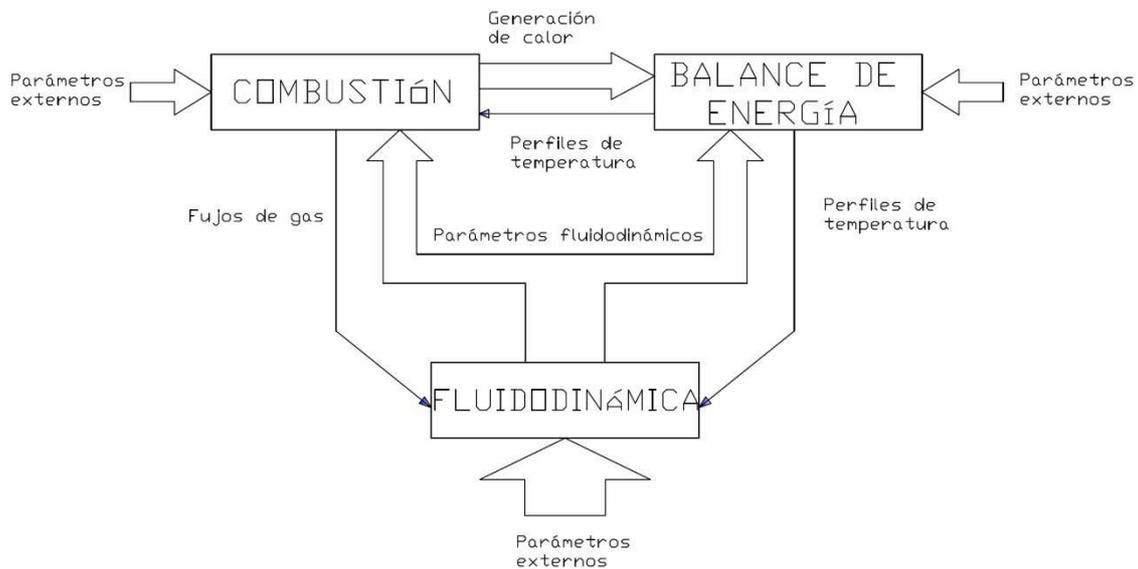


Figura 2 Modelo de diseño de un CFB. [3]

### 2.4.1. Fluidodinámica

La fluidización es el fenómeno por el cual un lecho de partículas sólidas se suspende en el seno de un gas o un líquido, adquiriendo un comportamiento semejante al de un fluido. En primer lugar se alcanzará la velocidad de mínima en el momento en que la fuerza de arrastre provocada por el flujo de gases iguala al peso de las partículas. Si se continúa aumentando la velocidad del flujo de gases, parte de las partículas sólidas serán arrastradas, habiéndose alcanzado la velocidad terminal.

Para el cálculo de las velocidades de mínima fluidización y terminal, que caracterizan el comportamiento hidrodinámico de las partículas del lecho, se han programado una serie de ecuaciones en EES, detalladas en el Anexo I Descripción del Modelo, utilizando los siguientes datos de partida:



### PARÁMETROS DE ENTRADA

Densidad de partículas [kg/m <sup>3</sup> ]	2700
Diámetro [ $\mu\text{m}$ ]	200
Esfericidad	0,86
Porosidad de mínima fluidización	0,55

Tabla 3 Parámetros de entrada para el modelo fluidodinámico

En un lecho fluido circulante, la velocidad del gas que circula en sentido ascendente por el interior del combustor es superior a la terminal de las partículas, que a su vez es función de las propiedades de los sólidos inertes. Éstas se ven arrastradas hacia la parte superior del reactor en un movimiento turbulento en el cual la intensa mezcla y la recirculación interna de los sólidos da lugar a un elevado contacto entre gas y sólidos, que permite una temperatura muy homogénea en todo el reactor y una combustión muy eficiente. En la práctica, el ascenso del lecho no se lleva a cabo de forma homogénea sino que las partículas se segregan en fases dentro del reactor, formando fases más densas en la base del reactor y en una fina capa en las paredes del reactor cuyo grosor disminuye con la altura. Unido a las propias cinéticas de desvolatilización y combustión de las partículas de combustible, esto da lugar a un perfil axial de distribución de sólidos y otro de composición de gas cuya caracterización sigue siendo objeto de extensa investigación.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

### VELOCIDADES DE FUNCIONAMIENTO

Velocidad de mínima fluidización [m/s]	0,042
Velocidad terminal [m/s]	1,82

Tabla 4 Velocidades de funcionamiento

La velocidad de transporte de diseño escogida es de 4,5 m/s. Se encuentra muy por encima de la velocidad terminal, lo que asegura un régimen de fluidización rápido, característico de los lechos fluidos circulantes. Para comprobar que realmente se trata de un lecho circulante se emplean una serie de números adimensionales a partir de los cuales se puede determinar el tipo de régimen de fluidización, mediante la utilización de una serie de gráficas que a continuación se muestran. [4] [5]

- Número adimensional del diámetro de partícula:  $d_p^* = d_p \left[ \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g}{\mu_g^2} \right]^{1/3} = Ar^{1/3}$
- Número adimensional de la velocidad de transporte:  $U_{transp}^* = \frac{U_{transp} - U_{mf}}{U_t - U_{mf}}$



También se puede utilizar la misma expresión empleada en el cálculo del número adimensional de la velocidad terminal aplicada a la velocidad de transporte. El resultado es similar a la correlación anterior.

$$U_{transp}^* = U_{transp} \left[ \frac{\mu_g^2}{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g} \right]^{1/3}$$

Los resultados obtenidos son los siguientes:

- $d_p^* = 3,54$
- $U_{transp}^* = 2,51$

En la siguiente gráfica aparece la velocidad adimensional del gas frente al diámetro de partícula adimensional, y se muestran las diferentes regiones de funcionamiento en las que un reactor de lecho fluido puede operar. Se puede comprobar que el régimen de funcionamiento para los datos valores calculados corresponde con un régimen de fluidización rápida, característico de los lechos fluidos circulantes.

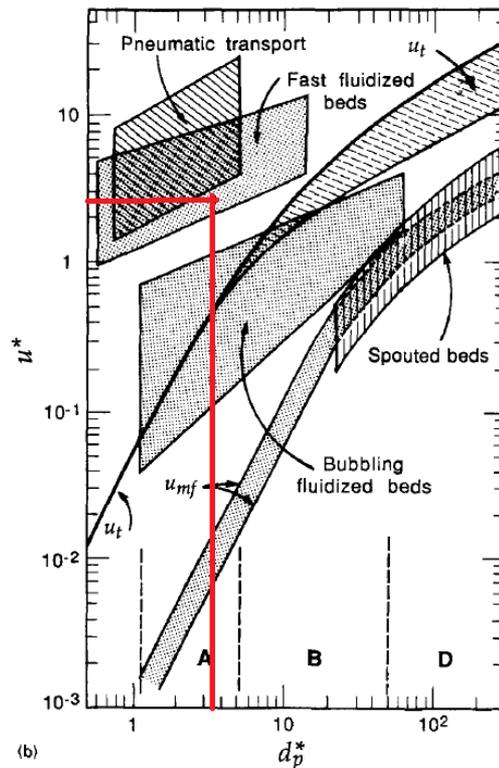


Figura 3 Velocidad del gas frente al diámetro de partícula. Parámetros adimensionales. [4]



En la siguiente gráfica se muestra el tipo de partícula empleado, según la clasificación realizada por Geldart [5]. Para un lecho fluido circulante se suelen emplear partículas tipo B.

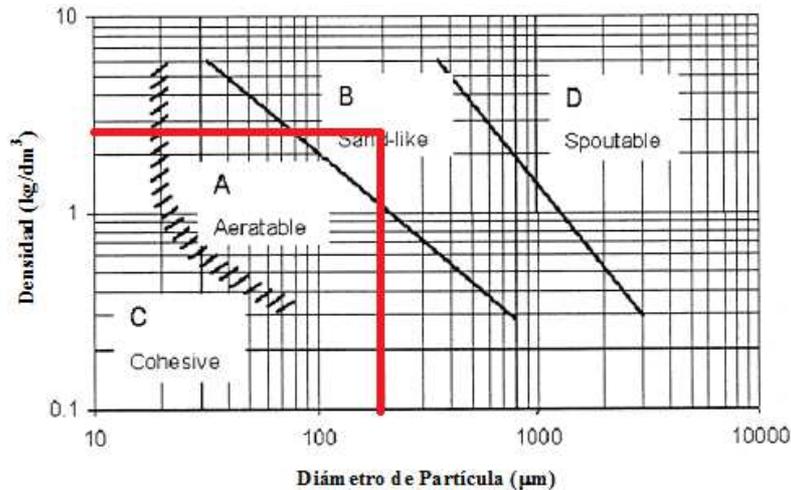


Figura 4 Diagrama de Geldart. Tipos de partículas. [5]

#### 2.1.4.1. Balance de Presión

Los lechos fluidos basan su funcionamiento en el equilibrio de presiones garantizado por el sistema de retorno. El balance de caídas de presión de los elementos principales de combustor se estructura como sigue:

$$\Delta P_{reactor} + \Delta P_{ciclón} + \Delta P_{loopseal} = \Delta P_{standpipe}$$

Se han empleado los siguientes datos de partida:

PARÁMETROS DE DISEÑO DEL BALANCE DE PRESIÓN	
Densidad de partículas [kg/m <sup>3</sup> ]	2700
Caída de presión en el reactor [Pa]	8000
Tiempo de residencia de las partículas en el reactor [s]	1,2
Velocidad de transporte [m/s]	4,5

Tabla 5. Parámetros de diseño del balance de presión

Para calcular la altura del reactor se debe multiplicar la velocidad de transporte por el tiempo de residencia de las partículas en el reactor. Se obtiene una altura total de 5,4 m. Para conocer proceso de cálculo del resto de parámetros ver el Anexo I de Descripción del modelo

Los resultados obtenidos, para 40/60 de proporción de O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> a la entrada, son los siguientes:



### RESULTADOS DEL BALANCE DE PRESIÓN

Concentración de partículas de la fase densa	$f_{densa}$	0,26
Porosidad de la fase densa	$\epsilon_{densa}$	0,74
Densidad aparente de la fase densa	$\rho_{densa} [kg/m^3]$	713
Concentración de partículas a la salida del reactor	$f_{ex}$	0,01009
Concentración media de partículas en la fase diluida	$\bar{f}_{diluida}$	0,05
Densidad aparente de la fase diluida	$\rho_{diluida} [kg/m^3]$	119
Altura de la fase diluida	$H_{diluida} [m]$	5,07
Altura de la fase densa	$H_{densa} [m]$	0,33
Altura total del reactor	$H_{total} [m]$	5,4
Inventario de sólidos	Gs [kg/m <sup>2</sup> s]	72,66
Caída de presión en la fase densa	$\Delta p_{densa} [Pa]$	2335
Caída de presión en la fase diluida	$\Delta p_{diluida} [Pa]$	5665

Tabla 6. Resultados del balance de presión

A la vista de los resultados, se comprueba que en la parte inferior del reactor se tiene un lecho de 33 cm de altura, más compacto, que constituye la fase densa. La concentración de partículas es considerablemente superior en la parte inferior, decreciendo con la altura. Las densidades aparentes de cada fase se calculan multiplicando la densidad de las partículas (2700 kg/m<sup>3</sup>) por la concentración de las mismas.

Atendiendo a los resultados de las caídas de presión, se observa que un 30% del total de la caída de presión del cuerpo del reactor se produce en la fase densa, que constituye sólo el 5% de la altura del mismo. La razón radica en la mayor densidad aparente de la fase densa, que opone una gran resistencia al paso de la corriente del comburente, produciéndose una mayor pérdida de carga.

En suma, se ha comprobado que la caída de presión en el reactor se compone de las contribuciones de la fase densa y la fase diluida [2], y en ambos casos depende de sus concentraciones de partículas y alturas respectivas. En el caso de la zona diluida, la concentración se refiere a la integral a lo largo de la altura de dicha fase. En el Anexo I se explica de manera detallada el cálculo de ambas fases, programados en EES, tanto de sus alturas como de sus concentraciones respectivas.

Para cerrar el balance de presión en la planta, se deben calcular las caídas de presión en los distintos elementos que forman el sistema de recirculación de sólidos. El gas de combustión que alcanza la parte superior arrastra consigo una proporción considerable de sólidos, que comprende material inerte, combustible y cenizas de diversos tamaños. Un ciclón de alta eficiencia captura gran parte de ellos y los conduce hacia la *standpipe* o conducto de retorno, mientras que el gas resultante (todavía con una proporción considerable de cenizas) sale del sistema hacia los dispositivos de análisis, de purificación secundaria o de expulsión. Por su parte, las partículas recuperadas viajan hacia la *loopseal* o válvula de recirculación de sólidos,



donde gracias a un mecanismo de sifón, se van devolviendo al combustor a la tasa de circulación de sólidos deseada para mantener las condiciones de operación deseadas.

Se ha diseñado un ciclón de tipo Sairmand de alta eficiencia [6], en el que la caída de presión introducida por el ciclón viene dada fundamentalmente por el acceso al mismo por la sección de entrada. Primeramente, para calcular la caída de presión en el ciclón, se escogen 25 m/s como velocidad de operación, siendo un dato bastante común en la bibliografía empleada. La sección de entrada del ciclón queda definida por dicha velocidad y el caudal de partículas arrastradas fuera del lecho, que son datos de partida. Para calcular el caudal de partículas se multiplica el parámetro  $G_s$  [ $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$ ] por la sección del reactor.

DATOS DE PARTIDA	
Velocidad de operación del ciclón [m/s]	25
Caudal de partículas arrastradas [kg/s]	0,57
RESULTADOS	
Caída de presión en el ciclón [Pa]	980

Tabla 7. Parámetros del ciclón

Las dimensiones del ciclón influyen determinadamente en el cálculo de la caída de presión. Para una descripción más detallada del cálculo de las dimensiones y parámetros más importantes de un ciclón ver el Anexo VI Diseño de Ciclones.

Tras el ciclón, se tiene la *standpipe* con un lecho empaquetado y ligeramente aireado de partículas descendentes que transporta los sólidos recogidos hacia la válvula de retorno (*loopseal*). El cálculo de la caída de presión en la *standpipe* se realiza teniendo en cuenta la columna de sólidos empaquetada y la velocidad de deslizamiento entre las partículas provenientes del ciclón y el aire ascendente. Para un análisis detallado ver el Anexo I Descripción del Modelo. La caída de presión obtenida para las condiciones nominales de diseño (40/60 de  $\text{O}_2/\text{CO}_2$  a la entrada) es de -12374 Pa. La altura alcanzada por los sólidos en la *standpipe* se configura espontáneamente tal que la presión del sistema global de la planta se equilibra, de acuerdo con el balance general expuesto más arriba. Por ello, el valor de la caída de presión es negativo.

Finalmente, los sólidos atraviesan la *loopseal*, que es la válvula no mecánica encargada de adaptar la presión del conducto de retorno a la presión existente en el lecho. Debido a la diferencia de presiones entre el ciclón y el lecho en el hogar, es necesario contar con una válvula que retenga los sólidos en el conducto de alimentación hasta que haya una altura adecuada y puedan ser incorporados al lecho sin que se produzcan fugas del mismo.

Las ecuaciones implementadas en el Modelo EES también se detallan en el Anexo I. La caída de presión, para las condiciones nominales, es de 3394 Pa.

A continuación se muestra un mapa de presiones en el que se indican los puntos más representativos de la planta.

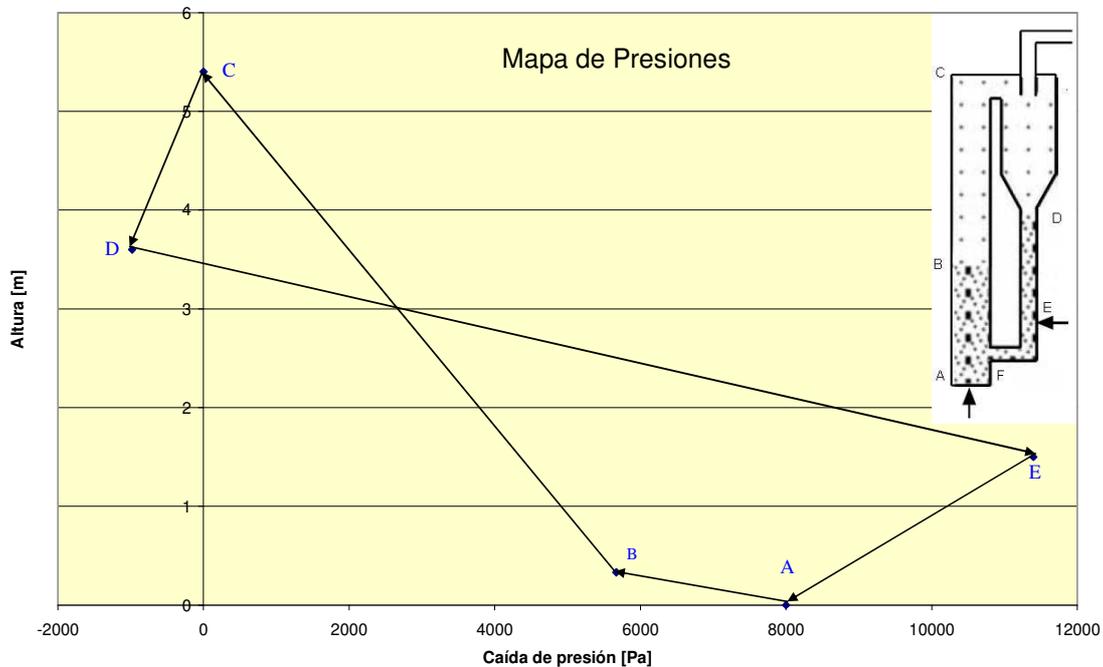


Figura 5. Mapa de presiones

#### 2.4.2. Combustión

La descripción del proceso de combustión consiste en exponer cualitativamente y cuantitativamente la composición de los gases a la salida del lecho. Se lleva a cabo un análisis de la estequiometría de la reacción en función de la composición del combustible, en este caso carbón (hulla), y de la composición del comburente empleado (oxicombustión o aire).

El modelo implementado en EES para describir el proceso de combustión que tiene lugar en el lecho fluido circulante es el siguiente. En primer lugar se fija la composición del comburente empleado, siendo un input del sistema. Se ensayan cuatro casos, que son la base de los posteriores análisis realizados en las simulaciones en EES. Los tres primeros corresponden a oxicombustión, se diferencian en la proporción  $O_2/CO_2$  empleada: 20/80, 30/70 y 40/60. El último ensayo se realiza con aire.

Conociendo la composición del comburente, se calculan sus propiedades características de la dinámica de fluidos, como son densidad, calor específico, conductividad y viscosidad del gas.

Una vez determinado el régimen de fluidización de funcionamiento y la velocidad de los gases en el interior del lecho (expuesto en el apartado anterior), se conoce cuál es el caudal de comburente necesario para que el lecho se comporte como un circulante. Y, en consecuencia,



se conoce el caudal de oxígeno que tendrá la capacidad de oxidar una determinada cantidad de combustible por segundo.  $Q_{comburente} = U_{transp} \rho_{comburente} A_{reactor} \left[ \frac{kg}{s} \right]$

A partir de aquí, la reacción se ajustará de tal manera que se tenga una combustión estequiométrica, produciendo una concentración de oxígeno [O<sub>2</sub>] en los gases de salida nula. Lo que conlleva un caudal de combustible determinado, que será aquél necesario para oxidarse con el oxígeno fijado por el lecho circulante. Estas son las condiciones de diseño para calcular la potencia del reactor.

El caudal de combustible necesario para anular la proporción de O<sub>2</sub> en los gases de salida nos fijará la **potencia nominal** del sistema, lo que constituye un parámetro fundamental de la instalación.

La composición del comburente es un input del sistema, y en función de la misma se obtendrá una potencia u otra. Como ya se ha comentado, se realizarán ensayos de oxicomustión, con distintas proporciones de O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> y ensayos de combustión convencional con aire. En un primer análisis, es de esperar que la potencia del sistema sea mayor para aquellos casos en los que la proporción de O<sub>2</sub> también sea mayor. Ya que al fijarse el valor de caudal de comburente necesario para que el lecho sea circulante, el caudal de O<sub>2</sub> aumentará. En consecuencia, será necesario un mayor caudal de combustible para ser oxidado, y así obtener una proporción de O<sub>2</sub> nula en los gases de salida. Más adelante, en el Anexo II de Análisis de sensibilidad, se estudiará de forma más detallada la influencia de la composición del comburente.



Fijado por la fluidodinámica del lecho circulante. Necesario para obtener los 4,5 m/s de velocidad de diseño.

La composición en masa del combustible empleado es la siguiente:

COMBUSTIBLE	
	Hulla
Carbono	65.81%
Humedad	2.05%
Cenizas	26.54%
Hidrógeno	2.13%
Oxígeno	1.18%
Nitrógeno	1.23%
Azufre	1.06%
PCI (kJ/kg)	24009

Tabla 8. Composición del combustible



Como ya se ha comentado en el apartado de hipótesis generales de la memoria, se considera que la combustión es completa, ya que la porción de combustible que no se quema es inmediatamente recirculada al lecho. El tiempo de residencia global de la partícula será aquel necesario para que la partícula se quemara por completo, considerando que recirculará tantas veces como sea necesario. Por tanto, en el modelo se asume que no existen inquemados.

### 2.4.3. Balance de Energía

A continuación se describe la parte modelo de simulación correspondiente al balance energía del lecho [7]. Los cálculos se han realizado teniendo en cuenta las siguientes hipótesis particulares:

- Se considera que el aire de entrada del sistema, que sirve de comburente y mantiene la fluidización, se encuentra a 400 °C. Por lo tanto, debe haber un sistema de precalentamiento del aire. El sistema diseñado está basado en una resistencia eléctrica.
- Se considera que los sólidos recirculados vuelven a entrar al lecho por la parte inferior a una temperatura de 500 °C.
- No se ha realizado un análisis diferencial por capas de la transferencia de calor del lecho hacia las paredes, sino que se ha integrado en dos contornos. En un primer diseño del reactor, objeto del presente proyecto, se ha considerado que la transferencia de calor se realiza en dos zonas diferenciadas: fase densa y fase diluida.

El balance de energía global del lecho es el siguiente:

$$Q_{aire\_in} + Q_{reacción} + Q_{part\_recirc} = Q_{gas\_out} + Q_{part\_out} + Q_{pared} + Q_{pared\_riser} + Q_{extraer}$$

Donde cada uno de los términos se define como:

- $Q_{aire\_in}$  calor sensible del comburente a la entrada (aire o una proporción fija de  $O_2/CO_2$ ), con respecto al ambiente.
- $Q_{reacción}$  energía generada por el proceso de combustión.
- $Q_{part\_recirc}$  calor sensible de las partículas recirculadas al lecho.
- $Q_{gas\_out}$  calor sensible de los gases de escape a la salida del lecho.
- $Q_{part\_out}$  calor sensible de las partículas arrastradas a la salida del lecho.
- $Q_{pared}$  calor transferido desde el lecho hacia las paredes, en la fase densa (zona inferior)
- $Q_{pared\_riser}$  calor transferido desde el lecho hacia las paredes del *riser* (zona superior, corresponde con la fase diluida del lecho)
- $Q_{extraer}$  calor que se debe evacuar del reactor.



Se asume que el calor generado por la combustión se reparte por igual, y que la transferencia de calor hacia las paredes se subdivide en dos zonas claramente diferenciadas, correspondientes con las dos fases hidrodinámicas del lecho, fase densa y fase diluida.

Asumiendo que el reactor de lecho fluido está construido con acero de 5 mm de espesor más un refractario de 10 cm y que el encamisado de agua de refrigeración contará con un espesor también de 15 mm se ha incluido un apartado de balance energético en el modelo EES, Anexo X, en el que se integran todas las variables. En dicho modelo se ha incluido la ecuación del balance anteriormente expuesta, las ecuaciones termodinámicas para el cálculo de cada uno de los términos y el cálculo de las resistencias térmicas desde el interior del lecho fluido hasta el encamisado de agua, incluyendo las correlaciones necesarias para el cálculo de los distintos coeficientes de transferencia de calor. En el Anexo I se detallan los cálculos y correlaciones empleadas en el balance de energía.

El objetivo final del modelo del balance energético es obtener el valor de  $Q_{\text{extraer}}$  correspondiente al calor que debe ser extraído por el sistema de refrigeración para mantener la temperatura dentro del lecho estable a 900 °C de diseño. Se ha simulado el funcionamiento del reactor bajo distintas condiciones de operación a partir de las cuales se deducen los valores extremos del calor a extraer del lecho, con el fin de diseñar el sistema de refrigeración y/o calefacción correspondiente. En los Anexos de Análisis de Sensibilidad y Diseño del Sistema de Refrigeración se realiza este estudio de forma más detallada.

A continuación se muestran los resultados más relevantes del balance de energía. Corresponden a las condiciones nominales de diseño del reactor de 10 cm de diámetro, operando con un ratio de comburente de 40/60 de  $O_2/CO_2$ . Se trata de los coeficientes de transferencia de calor, tanto de la fase densa como de la fase diluida, que caracterizan el proceso de transferencia de calor del lecho al exterior. En suma, determinan cómo debe ser el sistema de refrigeración o calefacción del lecho para mantener su operación a temperatura constante.

#### COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL LECHO CFB

$h_{\text{conducción\_densa}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	582,5
$h_{\text{convección\_densa}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	22,3
$h_{\text{radiación\_densa}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	24,4
$h_{\text{convección\_gas\_riser}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	145,8
$h_{\text{conducción\_part\_riser}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	17,6
$h_{\text{radiación\_diluida}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	24,4
$h_{\text{total\_densa}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	628,7
$h_{\text{total\_riser}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	185,8
$h_{\text{total\_lecho}}$	[w/m <sup>2</sup> K]	216,1

Tabla 9. Coeficientes de transferencia de calor del lecho

A la vista de los resultados de la tabla, se observa como en la fase densa predomina el mecanismo de transferencia de calor por conducción, ya que se trata de un lecho con un gran



contacto entre partículas. Sin embargo, en la fase diluida, correspondiente con el *riser* del lecho, el mecanismo predominante se trata de la convección, debido a la velocidad del gas, que asciende a través del *riser* a 4,5 m/s arrastrando partículas hacia el exterior.

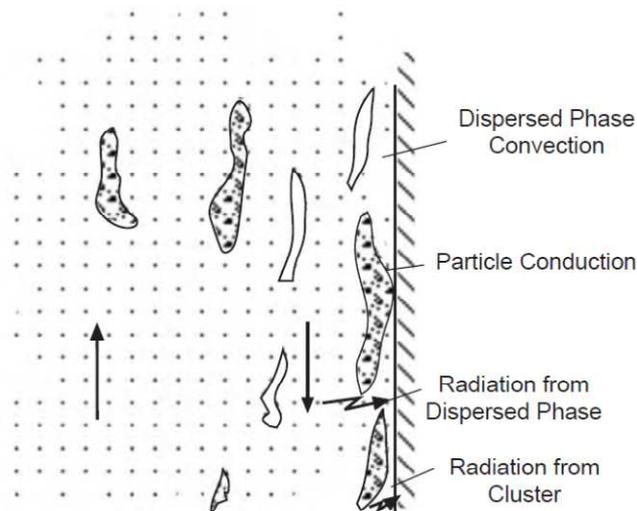


Figura 6. Detalle del *riser* [6]

Para calcular el coeficiente de transferencia global del lecho se realiza un promedio según las alturas de cada una de las fases, definido como:

$$h_{total\_lecho} = \frac{h_{total\_densa}H_{densa} + h_{total\_riser}H_{diluida}}{H_{reactor}}$$

Tras comprobar con la bibliografía empleada [6] [7], se puede afirmar que los resultados obtenidos son coherentes y característicos de los lechos fluidos circulantes. A continuación se muestra una gráfica, en la que a partir de la densidad aparente de la fase diluida se puede obtener un valor aproximado para el coeficiente total de transferencia de calor del lecho. En el lecho diseñado, se tiene una densidad aparente de aproximadamente 110 kg/m<sup>3</sup> y un coeficiente de transferencia de calor global de 216 [w/m<sup>2</sup>K], para partículas de 200 μm de diámetro. Observando la gráfica, se debería tener un valor para dicho coeficiente de aproximadamente 250 [w/m<sup>2</sup>K].

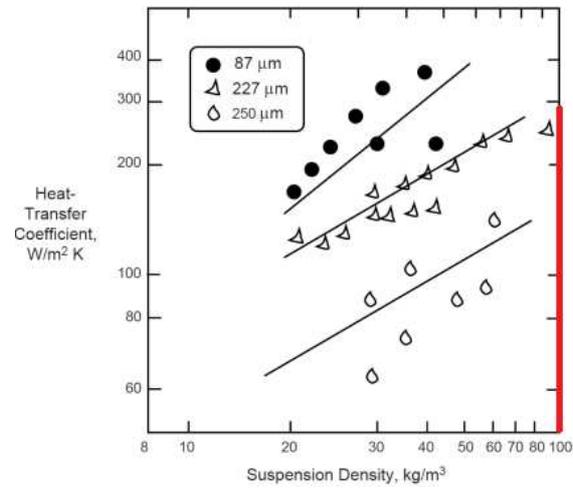


Figura 7. Coeficiente global de transferencia de calor frente a densidad del lecho. [6]



### 3. DISEÑO DE LA PLANTA EXPERIMENTAL

Una vez descrito el modelo de simulación realizado en EES se procede a su aplicación para el diseño de la nueva planta de oxidación en lecho fluido circulante. Este apartado constituye la segunda gran parte del proyecto. Se trata de diseñar el nuevo reactor, tratando de aprovechar al máximo todos los equipos existentes en la planta de lecho fluido burbujeante existente en las instalaciones del CEEI.

Para cada uno de los equipos que formarán la planta de lecho fluido circulante se realizará un diseño a priori. Y, a continuación, se compararán las nuevas necesidades con las características de los equipos existentes, con el objetivo de aprovechar aquellos que sean técnicamente viables.

Sin embargo, antes de la descripción de los equipos involucrados en la instalación del nuevo laboratorio de oxidación en lecho fluido circulante, es necesario simular el proceso que tendrá lugar en ella, con el fin de obtener una orientación del comportamiento del sistema y, de esta manera, conocer los valores más extremos de los parámetros en las diferentes pruebas. A partir de ahí, se procederá al dimensionado de los principales equipos del laboratorio. En el Anexo de Análisis de Sensibilidad se realiza un estudio paramétrico detallado del proceso.

#### 3.1. Diseño del reactor de lecho fluido

##### 3.1.1. Diseño de las dimensiones del lecho

La potencia de una planta de combustión influye decisivamente en sus dimensiones, pero éstas se ven condicionadas también por muchos otros parámetros: las propiedades físico-químicas del combustible, el tipo de partículas inertes a emplear, el área de transferencia de calor precisa, la composición del comburente... [2]

De la bibliografía consultada sobre distintas plantas CFB se infiere que no existe una relación inmediata entre la altura o área y potencia del combustor, aunque sí cierta correlación. En el diseño de la geometría de éste es preciso calcular el comportamiento de la química y la fluidodinámica del sistema, ya que el caudal de aire y su velocidad superficial en el interior del *riser* deben ser adecuadas tanto para llevar a cabo una combustión eficiente como para mantener el régimen fluidodinámico del sistema. En ello influyen parámetros como la temperatura, la composición y el contenido en volátiles y carbón fijo del combustible, el diámetro de partícula de inertes y de combustible, la caída de presión admisible en el sistema... En lo que se refiere al presente proyecto, se realizan muchas hipótesis iniciales que simplifican el diseño, ya que como objetivo se ha planteado realizar un pre-diseño de la planta

Una vez estimado el comportamiento de todos estos parámetros, es posible dimensionar el cuerpo principal del reactor, que se construirá con base circular. No se ha considerado aporte de aire secundario, pero en un diseño definitivo debería tenerse en cuenta, para asegurar la combustión de los productos en el interior del reactor, mejorar la mezcla y el arrastre de las partículas.



El diámetro del nuevo reactor será de **10 cm**, con una potencia nominal de **252 kW**. En el Análisis de Sensibilidad se ha analizado el funcionamiento de un reactor de 5 cm. Pero se debe comentar que no sería práctico llevarlo a la realidad, puesto que al emplear un reactor de dimensiones tan reducidas se tendrían problemas, por ejemplo, de tipo fluidodinámico debido a que la instrumentación afectaría en gran medida, dificultando el arrastre de las partículas. También se ha estudiado el comportamiento para diámetros de 15 y 20 cm. En ellos se obtienen potencias demasiado grandes, lo que propicia un gasto excesivo en combustible y comburente, ya que sendos caudales a suministrar aumentarían. Además, en principio no se podrían aprovechar los sistemas de alimentación de comburente y combustible de la planta existente.

Por tanto, la selección del tamaño del combustor es finalmente una decisión técnico-económica, para cumplir los siguientes objetivos:

- Tamaño suficientemente grande para que los resultados sean representativos, tratando de aprovechar al máximo los sistemas ya existentes.
- Tamaño no excesivamente grande para que no implique consumos de botellas muy elevados o duraciones de pruebas desmesuradas.

En cuanto a la altura del reactor, se ha calculado en función de la velocidad del gas y del tiempo de residencia de las partículas en el cuerpo del reactor. Tras consultar la bibliografía existente, se han tomado como datos de partida 4,5 m/s y 1,2 segundos. Por tanto, en un primer pre-diseño del reactor, objeto del presente proyecto, se establece una altura de **5,4 m**.

### 3.1.2. Estimación de la potencia de bombeo

Para flujo incompresible, la potencia necesaria para bombear el gas de fluidización a través del sistema es el producto de la caída de presión a través del sistema por el caudal volumétrico

$$P = \frac{\Delta P_{lecho+distrib} \dot{m}_g}{\rho_g}$$

Despreciando otras caídas de presión,  $\Delta P_{lecho+distrib}$  se puede asumir como la suma de las caídas de presión en el lecho y en el distribuidor.  $\dot{m}_g$  y  $\rho_g$  serán el caudal másico y la densidad del gas respectivamente. Siendo  $\dot{m}_g$  de 51,80 kg/h y  $\rho_g$  de 0,4072 kg/m<sup>3</sup>.

Cuando esté fluidizado, la caída de presión en el lecho debe ser suficiente para soportar el peso del lecho:

$$\Delta P_{lecho} = \frac{M_p g (\rho_p - \rho_g)}{\frac{\pi}{4} D_r^2 \rho_p}$$



Siendo  $M_p$  la masa de partículas en el lecho, calculada como la suma del producto de la densidad aparente por el volumen de cada una de las fases (densa y diluida).

Se obtiene una masa de partículas en el lecho de 6,432 kg. Aplicando la ecuación expuesta se obtiene una caída de presión de 8031 Pa, muy parecida a la caída de presión de diseño (8000 Pa)

Datos de partida	
$\rho_{aparente\_fase\_densa}$ [kg/m <sup>3</sup> ]	713
$\rho_{aparente\_fase\_diluida}$ [kg/m <sup>3</sup> ]	114
$H_{fase\_densa}$ [m]	5,11
$H_{fase\_diluida}$ [m]	0,33
Resultados	
$M_{p\_fase\_densa}$ [kg]	1,866
$M_{p\_fase\_diluida}$ [kg]	4,566
$M_p$ [kg]	6,432
$\Delta P_{lecho}$ [Pa]	8031

Tabla 10. Parámetros para el cálculo de la potencia de bombeo

La caída de presión a través del distribuidor debe ser lo suficientemente grande como para proporcionar un flujo de gas uniformemente distribuido en el interior del lecho. La caída de presión teórica en la placa distribuidora suele expresarse como un porcentaje de la pérdida de carga en el propio lecho. Para la configuración seleccionada, se estima que la pérdida de carga en la placa será aproximadamente el 40% del valor estimado para el lecho de sólidos. Con ello, la pérdida de carga total entre placa y lecho ascenderá a 11200 Pa, aproximadamente. Sin embargo, según Pallarés [3] [31], en un lecho a escala de laboratorio la caída de presión en el distribuidor aumenta en mayor proporción, pudiéndose asimilar a la caída total del lecho. Sin embargo, como ya se ha comentado, se asume una pérdida de carga en el distribuidor del 40% del total del lecho.

Por lo tanto, siendo la caída total de presión en la instalación de 11,2 kPa, la potencia de bombeo necesaria para impulsar el gas de fluidización a través del reactor será de 400 W.

La potencia de bombeo calculada es la que se necesita aportar a la corriente de gases de fluidización para poder vencer la pérdida de carga que se da en el plato distribuidor y en el lecho fluidizado. A esta potencia se deberá añadir la necesaria para vencer las pérdidas de carga presentes en los restantes equipos auxiliares del sistema, tales como ciclones, filtros, tuberías, etc.



### 3.1.3. Diseño del distribuidor

De la mecánica de fluidos, la relación que existe entre el caudal volumétrico  $V$  y la caída de presión  $\Delta P$  para un flujo incompresible que atraviesa un orificio viene dada por:

$$V = \frac{C_d A_0 \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho}}}{\sqrt{1 - (A_0/A_1)^2}}$$

Donde  $A_0$  es el área de paso dejada por los orificios;  $A_1$  el área de flujo por encima del orificio y  $C_d$  es el coeficiente de descarga del orificio y depende del número de Reynolds

El valor de  $C_d$  es función del número de Reynolds basado en el diámetro del reactor. Para los 10 cm de diámetro de reactor escogidos, el número de Reynolds está en torno a 10000, por lo que, según la siguiente gráfica se puede asumir un coeficiente de descarga de 0,6.

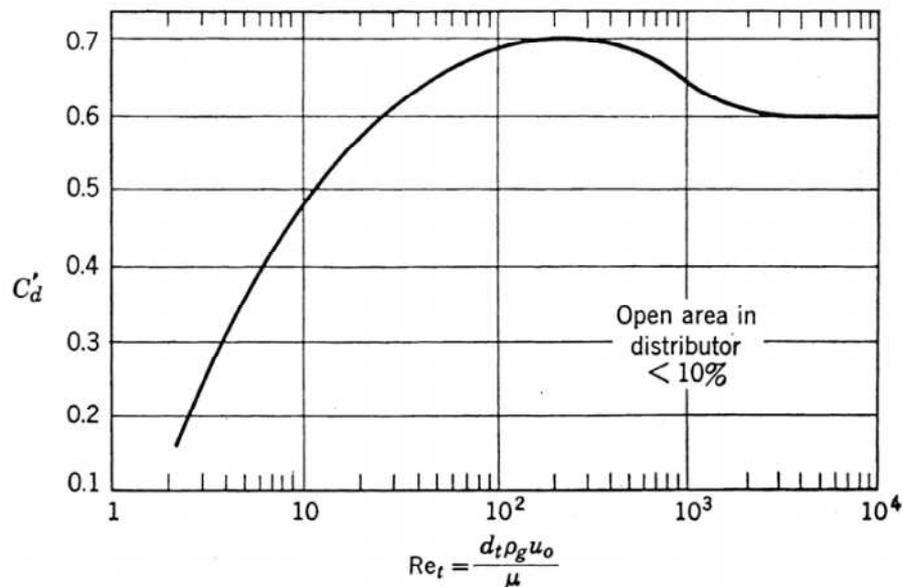


Figura 8. Cálculo del coeficiente de descarga. [2]

La ecuación anterior se puede redistribuir para despejar la relación entre la superficie libre dejada por los orificios y la superficie total del flujo.

$$\frac{A_0}{A_1} = \sqrt{\frac{Q}{1+Q}} \quad \text{donde} \quad Q = \frac{\rho V^2}{2A_1^2 \Delta P C_d^2}$$

Se puede calcular el caudal volumétrico  $V$  como el cociente entre el caudal de gas que se inyecta en el lecho y la densidad del gas.

Con estas expresiones se ha diseñado un modelo en el programa EES, Anexo X, que permite calcular estas variables. En este modelo, son datos de entrada la caída de presión en la instalación y el diámetro del distribuidor, que son 800 Pa y 10 cm respectivamente. Con estos datos disponibles, se ha calculado el área del distribuidor y el porcentaje de superficie libre que tiene que tener, que resulta un 3,78% de la superficie del mismo.



Ahora bien, el área libre del distribuidor será la suma de las áreas de los orificios. Si se supone que  $N$  es el número de orificios de diámetro  $d_0$  en el distribuidor y  $D$  es el diámetro del lecho, entonces ambos diámetros se relacionan según la ecuación siguiente:

$$Nd_0^2 = \frac{A_0}{A_1} D^2$$

donde  $A_0/A_1$  representa el porcentaje de superficie libre del distribuidor.

El diámetro del orificio está condicionado por dos factores principales: si el tamaño del agujero es demasiado pequeño puede bloquearse por el polvo, mientras que si es demasiado grande, el menor número de orificios y, por lo tanto, la mayor distancia entre ellos, puede conducir a una distribución no uniforme del gas y, bajo algunas circunstancias, algún reflujos de partículas finas cuando el lecho no se encuentre fluidizado. En el siguiente proceso de funcionamiento estas partículas se acumulan en la parte inferior del distribuidor y pueden causar erosión mientras se está inyectando el gas de fluidización.

El modelo anterior también permite calcular el número de orificios que será necesario realizar en la placa perforada en función del diámetro de los mismos, así como el número de orificios por centímetro cuadrado. Los datos más representativos se han recogido en la siguiente tabla:

Diámetro de orificio (mm)	Número de orificios	Número de orificios por cm <sup>2</sup>
0,5	1512	19,26
1	378	4,81
1,5	168	2,14
2	95	1,20

Tabla 11. Parámetros de los orificios del distribuidor

El distribuidor se debe sellar adecuadamente alrededor de su periferia para evitar las fugas de gas y debe ser de una construcción que soporte las cargas en las condiciones de funcionamiento, ya sean térmicas o de otro tipo.

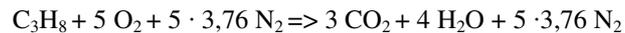
Finalmente, se ha escogido un diámetro de orificio de 1 milímetro, por lo que la placa perforada tendrá en total 378 agujeros y habrá un promedio de 4,8 orificios por centímetro cuadrado. Con este tamaño de agujero se considera que se conseguirá una fluidización lo suficientemente homogénea del lecho como para que no se presenten problemas.



#### 3.1.4. Sistema de precalentamiento del lecho

Para el sistema de precalentamiento del lecho se reutilizará el existente en la planta del lecho burbujeante, formado por una pequeña cámara de combustión donde el gas propano es quemado para obtener gases calientes a 900°C y precalentar el lecho fluido burbujeante. El consumo de gas propano estimado es de 0,8 m<sup>3</sup>/h, lo que es equivalente a una potencia térmica de entrada de 15 kW.

La reacción de combustión que tiene lugar en la cámara de combustión es la siguiente:



El ventilador del quemador introduce un 12 m<sup>3</sup> de aire por cada 1 m<sup>3</sup> de combustible para la reacción de combustión. Con este exceso se consigue completar la combustión, pero resultaría en una elevada temperatura de los gases salientes. Para atemperar esta corriente de gases, un ventilador de aire secundario se encarga de introducir un caudal adicional de aire aproximadamente de 32,5 m<sup>3</sup>N/h.

La cámara de combustión propiamente dicha está constituida por un tubo aislante refractario de espesor 10 cm, con el fin de reducir al máximo la pérdida de calor, de tal manera que sea aproximadamente adiabática, alojada a su vez en tubo exterior de acero de 6 mm de espesor. Su longitud es de 80 cm y un diámetro interior de 338 mm.

El quemador tiene un diámetro de 80 mm, y la entrada de aire secundario que rodea la anterior de 150 mm. La longitud de la lanza del quemador es de 140 mm. La llama alcanza una longitud de 40 mm.

#### 3.2. Diseño del sistema de alimentación de combustible

El dimensionado del sistema de alimentación de combustible es un punto muy importante en el diseño global de la instalación. En primer lugar se va a realizar una descripción cualitativa de cómo es un sistema de alimentación adecuado para un lecho fluido circulante. A continuación, se mostrarán los parámetros más importantes de los equipos que se instalarán en la nueva planta.

Se partirá de un modelo de sistema de alimentación ampliamente utilizado en la bibliografía revisada, en el que se tienen dos tolvas de almacenaje, con sus dos respectivos tornillos sinfín de descarga y un tornillo sin fin adicional, de transporte y alimentación del lecho.

Hay que destacar que el objetivo es tratar de aprovechar al máximo el sistema de alimentación existente en el actual laboratorio de lecho fluido burbujeante. Para ello, se analizarán las características técnicas y límites teóricos de los diferentes equipos existentes, y se evaluará la posibilidad de su reutilización en la nueva planta. En el Anexo III Diseño del sistema de alimentación de combustible se describen los cálculos realizados que justifican la solución final adoptada, descrita en la presente memoria.



### 3.2.1. Descripción general

Para el diseño del sistema de alimentación de combustible se deben dimensionar los tres equipos principales que lo componen: las tolvas, los tornillos sinfín de descarga de las mismas y el tornillo sinfín de transporte, mediante el que se realiza la alimentación de combustible al lecho. A la hora de seleccionar unas dimensiones o unos parámetros de funcionamiento, hay que tener en cuenta que se necesita un sistema lo más flexible posible para poder realizar las pruebas que se deseen.

Existen dos tipos de flujos de sólidos cuando un sólido se descarga de una tolva: flujo en masa y flujo en conducto. En el primero, todo el material contenido en la tolva está en movimiento hacia la boca de salida, mientras que en el segundo, se genera un conducto formado por material contenido en la tolva que permanece en su interior hasta que el resto del material ha sido descargado por completo. Este último sistema de descarga puede ser peligroso en el caso de que el material contenido en la tolva sea carbón, ya que cuanto más tiempo permanece estático el carbón en el interior de la tolva, mayor es la probabilidad de combustión espontánea de éste.

En el presente proyecto no se realizará un nuevo diseño de las tolvas, sino que se tomarán de partida las tolvas existentes. Se llevará a cabo un estudio de las mismas y se comprobará que su reutilización en la nueva planta sea viable técnicamente.

La descarga del material contenido en una tolva se suele hacer mediante cintas transportadoras, tornillo sinfín, válvula rotativa y equipos de transporte neumático. En este caso se ha elegido el tornillo sinfín debido a que es un elemento cerrado que va a evitar la formación de atmósferas explosivas. El caudal de material que transporta un tornillo sinfín se calcula como se indica a continuación:

$$Q \left[ \frac{m^3}{s} \right] = \frac{\phi \cdot S \cdot n \cdot \pi \cdot (D^2 - d^2)}{60 \cdot 4}$$

$\Phi$ : coeficiente de llenado del tornillo sinfín

$S$ : paso del tornillo, distancia entre dos hélices consecutivas

$n$ : número de r.p.m.

$D$ : diámetro exterior de la hélice

$d$ : diámetro del eje del tornillo

En este caso, dado que es un tornillo de descarga de una tolva, se debe de tener un coeficiente de llenado ( $\Phi$ ) lo más cercano a 1. La artesa del tornillo debe de tener forma de U o forma cilíndrica y debe de operar a una velocidad entre 2 y 40 r.p.m.



Los tornillos se suelen diseñar de paso constante, siendo el paso igual al diámetro del tornillo. Esto implica que la capacidad de transporte del sistema permanece constante a lo largo de todo el equipo. Para equipos que vayan a descargar una tolva, como el que se está diseñando, se recomienda que se incremente la capacidad de transporte en la dirección del tornillo. De este modo se asegura que el material se descarga en toda apertura de la tolva y no se genera ningún tipo de acumulación o estancamiento. Esto se consigue incrementando el diámetro de la hélice, disminuyendo el diámetro del eje o incrementando el paso del tornillo.

En un tornillo de paso variable la dimensión mínima del paso debe ser un tercio del diámetro del tornillo, si el paso fuera más pequeño podría producirse la compactación del material, y el paso máximo debe de ser igual al diámetro del tornillo para evitar el material rote con la hélice y el tornillo pierda eficacia.

El sistema de alimentación de sólidos tiene la función de transportar los sólidos suministrados por los tornillos sinfín, homogeneizarlos y llevarlos hasta el reactor, particularmente descargándoles dentro del lecho. Para la realización de este proceso se emplea un tornillo sinfín de transporte, perpendicular a la dirección de los tornillos sinfín de descarga.

Se contempla la posibilidad de inyectar una corriente de inerte, como por ejemplo CO<sub>2</sub>, que permita arrastrar la corriente de sólido hacia el interior del reactor y evite el ascenso de partículas de lecho hacia dentro del sistema de alimentación. Además, hay que tener en cuenta las elevadas temperaturas que va a tener que soportar el tornillo a medida que se acerca al lecho, por lo que habrá que colocar un sistema de refrigeración. También es recomendable colocar algún dispositivo de corte entre este tornillo y las tolvas para evitar que, en caso de incendio en este equipo, el fuego alcance las tolvas.

### 3.2.2. Solución óptima

A continuación se muestran los valores más importantes de los tres elementos principales del sistema de alimentación de combustible. Su justificación técnica y así como los cálculos realizados se muestra en el Anexo III.

Se reutilizan las dos tolvas de almacenamiento existentes, con las siguientes características:

#### PROPIEDADES DE LAS TOLVAS

Capacidad máxima		200 L.
Cuerpo superior	Dimensiones	500x500 mm.
	Altura	475 mm.
Cuerpo inferior	Altura	585 mm.
	Inclinación (sobre la vertical)	12°



---

Espesor	3 mm.
Presión máxima	2 bar.
Descolmatador (palas accionadas por el mismo motor que hace girar el tornillo sinfín de descarga)	4 palas 262 mm.de diámetro

Entrada superior para introducir gases con el fin de presurizar la tolva.  
Presión máxima: 2 bar.

---

**Tabla 12. Propiedades de las tolvas**

Se diseñan nuevos tornillos de descarga así como de alimentación al lecho. El caudal máximo de diseño para ambos tornillos ha sido de 70 L/h, mientras que se prevé un caudal a plena potencia de 63 L/h. La dosificación del caudal se realiza mediante los dos tornillos de descarga situados en la parte inferior de las tolvas. Se accionan mediante un motor acoplado a un variador de frecuencia, que a su vez se encuentra conectado al autómatas de la planta. De esta forma se realiza el control de la misma. En principio, tanto los motores como el variador de frecuencia son equipos existentes que satisfacen las necesidades de los nuevos tornillos, con lo que serán reutilizados. En el Anexo III se realiza un análisis de éstos equipos. Los valores de los parámetros principales de los tornillos son los siguientes:

<b>TORNILLO SINFÍN DE DESCARGA</b>	
Diámetro de la artesa, mm	80
Diámetro del tornillo, mm	70
Diámetro del eje, mm	35
Paso (S), mm	30
Coefficiente de llenado, as	1
Longitud, mm	780

**Tabla 13. Dimensiones del tornillo sinfín de descarga**

<b>TORNILLO SINFÍN DE ALIMENTACIÓN</b>	
Diámetro de la artesa, mm	80
Diámetro del tornillo, mm	70
Diámetro del eje, mm	35
Paso (S), mm	50
Coefficiente de llenado, as	0,3
Longitud, mm	1880

**Tabla 14. Dimensiones del tornillo sinfín de alimentación**



### 3.3. Diseño del sistema de alimentación de comburente

El proceso que se va a desarrollar en el interior del reactor de lecho fluido no es una combustión convencional de carbón, sino que dicho carbón se quemará en una atmósfera de oxígeno, donde el nitrógeno del aire se habrá sustituido por dióxido de carbono. De esta forma, la corriente de escape estará compuesta en un alto porcentaje por CO<sub>2</sub>, con lo que se podrán aplicar técnicas de almacenaje de CO<sub>2</sub> y conseguir así una combustión de carbón sin emisiones a la atmósfera.

Para crear la atmósfera de oxígeno y dióxido de carbono en la que se produzca la combustión del carbón, es necesario un sistema de suministro de gases industriales, así como un sistema de mezclado que garantice una mezcla homogénea de ambos gases y un sistema que permita calentar esta corriente de gases mezclados hasta la temperatura a la que tienen que introducirse en el reactor.

Gracias al modelo creado en el programa EES que simula las condiciones de combustión en el interior del reactor, Anexo X programa 1, se han podido calcular los caudales necesarios de oxígeno y dióxido de carbono que debe proporcionar el sistema de suministro de gases y, a partir de ellos, determinar las condiciones bajo las que deberá operar dicho sistema de suministro de gases.

Los consumos de oxígeno y dióxido de carbono varían en función de los parámetros de operación de la instalación completa (porcentaje de recirculación, temperatura...), pero para el caso más crítico, se consumen 73 kilogramos de oxígeno y 200 kilogramos de dióxido de carbono por hora de prueba. Considerando que se van a realizar pruebas de unas dos horas de duración, el consumo medio de oxígeno y dióxido de carbono por prueba serán de unos 146 y 400 kilogramos respectivamente.

Debido a los altos costes de una planta de separación de O<sub>2</sub> del aire, para llevar a cabo las pruebas de oxicomcombustión se va a utilizar oxígeno procedente de botellas. El CO<sub>2</sub> necesario para realizar la fluidización también se tomará de botellas.

En primera instancia, se va a tratar de reutilizar el sistema de alimentación de comburente de la planta de oxicomcombustión existente, formado principalmente por las botellas y un mezclador situado a la salida de las mismas. Para ello, hay que realizar un cálculo de cuál es el caudal máximo que será necesario suministrar al lecho y compararlo con los límites técnicos de los equipos existentes.

Para mantener la velocidad del de diseño de 4,5 m/s, según el modelo EES diseñado, se necesita un caudal volumétrico máximo de comburente de 127 m<sup>3</sup>/h, el cual se considera precalentado a 400 °C. Se debe comentar que para condiciones normales, dicho caudal volumétrico será inferior, ya que a menor temperatura la densidad aumenta y consecuencia, el volumen disminuye. Además, teniendo en cuenta que el caudal máximo permitido por el mezclador existente es de 136 m<sup>3</sup>N/h, en principio, no existe limitación técnica para su reutilización, para mantener la velocidad de diseño de 4,5 m/s.



Hay que destacar que, para velocidades de transporte menores, el sistema de alimentación de comburente trabajaría de manera más holgada. Por tanto, desde este punto de vista, sería beneficioso trabajar con velocidades máximas de unos 4 m/s, lo que implica un caudal de alimentación de comburente de 110 m<sup>3</sup>/h.

En el sistema de alimentación existente, los gases se acumulan en dos baterías dobles de 12 botellas cada una, 48 botellas en total. Cada una de ellas tiene una capacidad de 10,6 m<sup>3</sup>N y se encuentran a una presión de 200 bar.

El funcionamiento del sistema de alimentación de gases existente es el siguiente: desde los manorreductores, los gases llegan hasta el mezclador. Éste es un equipo con el que se regulan las proporciones de las mezclas de dióxido de carbono y oxígeno, desde un 0% hasta un 100%. La presión mínima de entrada de los gases es de 6 bar y la máxima es de 20 bar. A la salida del depósito, las presiones que se tienen oscilan entre 2.5 bar y 3 bar, siendo el caudal máximo permitido de 136 m<sup>3</sup>N/h. El equipo cuenta con un sistema de análisis para la medición de CO<sub>2</sub>. Cuando se produce un fallo o se sobrepasan los límites indicados, este dispositivo activa una alarma y actúa sobre las válvulas para intentar corregir los caudales de los gases. La mezcla se acumula en un tanque de 500 litros de capacidad que soporta una presión máxima de 11 bar.

Para conseguir las proporciones deseadas de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> se tiene el comentado mezclador a la salida de las botellas de gases. Una vez juntas ambas corrientes, se van a precalentar para obtener una temperatura y velocidad de los gases adecuada para fluidizar el lecho. Debido a que dicho equipo debe tener siempre dos corrientes para mezclar, cuando se opere con CO<sub>2</sub> de recirculación, el equipo estará apagado y el oxígeno llegará hasta la corriente de alimentación de O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> a través de un by-pass. Sin embargo, para un primer pre-diseño, no se dimensionará dicho sistema de recirculación. Por tanto, pensando en un funcionamiento de la planta definitivo, habrá pruebas en las que el CO<sub>2</sub> de las botellas sólo se vaya a consumir durante el arranque, ya que se recircularía una parte de los gases de combustión.

En todas las pruebas de oxicomustión que se van a realizar se tomará el oxígeno de las botellas. Teniendo en cuenta que la duración de cada prueba es de unas 2 horas, el consumo total de oxígeno es de 101,28 m<sup>3</sup>O<sub>2</sub>, con lo que el número de botellas que se tienen da para dos pruebas y media, de 2 horas de duración.

Debido a que la proporción de CO<sub>2</sub> en los gases de alimentación es mayor que la de oxígeno, el consumo que hay del primero es mayor, siendo de 203,55 m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> por prueba, por lo que las 24 botellas que se tienen de CO<sub>2</sub> van a dar para una prueba y cuarto. En este punto, hay que destacar que para el diseño definitivo se debe tener en cuenta la recirculación de parte de los gases de combustión.

La temperatura a la que entran los gases de alimentación en el lecho (400°C) es un parámetro de diseño, y se ha seleccionado de tal manera que la velocidad de fluidización del lecho sea de 4,5 m/s. Cuando los gases salgan de las botellas estarán a temperatura ambiente, por lo que habrá que calentarlos hasta la temperatura que se haya considerado adecuada para la



fluidización del lecho. Para calentar los gases de alimentación hasta 400°C se instalará un sistema de precalentamiento por resistencias eléctricas.

A modo de resumen, en la siguiente tabla se muestran los parámetros más importantes del diseño del sistema de alimentación de gases. Hay que tener en cuenta que los valores mostrados corresponden al caso más crítico. A la hora de analizar el suministro de oxígeno, el caso más desfavorable se da para una proporción de 40/60 de O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> mientras que para el suministro de CO<sub>2</sub> la situación más crítica se tiene para 20/80. Se debe comentar también que los consumos de gases mostrados corresponden a una temperatura de 400°C, para obtener una velocidad de arrastre de 4,5 m/s, que siendo ambos los valores de diseño.

#### SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE COMBUSTIBLE

Capacidad máxima por botella (a 200 bar)	10,6 m <sup>3</sup> N/botella
Capacidad máxima del mezclador (condiciones normales de P y T <sup>a</sup> )	136 m <sup>3</sup> N/h
Número de botellas de O <sub>2</sub>	24 botellas
Número de botellas de CO <sub>2</sub>	24 botellas
Consumo total máximo de comburente (precalentado a 400°C)	127 m <sup>3</sup> /h
Consumo máximo de O <sub>2</sub> se tiene para 40/60 de O <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	50,9 m <sup>3</sup> /h
Consumo máximo de CO <sub>2</sub> se tiene para 20/80 de O <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	101,6 m <sup>3</sup> /h
Duración aproximada de las pruebas	2 horas
Consumo total de O <sub>2</sub> por prueba	101,8 m <sup>3</sup> /h
Consumo total de CO <sub>2</sub> por prueba	203,2 m <sup>3</sup> /h
Consumo total de botellas de O <sub>2</sub> por prueba	9,6 botellas/prueba
Consumo total de botellas de CO <sub>2</sub> por prueba	19,2 botellas/prueba
Número de pruebas que se pueden realizar con 24 botellas de O <sub>2</sub>	2,5 pruebas
Número de pruebas que se pueden realizar con 24 botellas de CO <sub>2</sub>	1,25 pruebas

Tabla 15. Parámetros del sistema de alimentación de comburente

### 3.4. Diseño del sistema de extracción de cenizas

Uno de los aspectos de los lechos fluidos es que la producción de cenizas es mayor que en una caldera convencional, ya que además de la parte de cenizas que se produce por la combustión del carbón, hay una parte de cenizas producidas por la reacción del dióxido de azufre con el carbonato cálcico, que producen sulfato cálcico (CaSO<sub>4</sub>, yeso) y otra parte compuesta por todo el caudal de carbonato cálcico en exceso que se introduce en el reactor con el fin de asegurar la reducción del SO<sub>2</sub>.



Para el diseño del modelo de simulación y para el pre-diseño del resto de la instalación no se ha modelado el aporte de sorbente. Sin embargo, para dimensionar el sistema de extracción de cenizas, debe ser tenido en cuenta.

Debido a que los sistemas de combustión de carbón en lecho fluido están generalmente diseñados para carbones con moderado o alto contenido en cenizas (10% de cenizas o más), la mayoría de las instalaciones tienen un sistema de eliminación de material del lecho. Cuando se quiere eliminar el dióxido de azufre de la corriente de gases, el material del lecho incluye grandes cantidades de caliza.

Sin embargo, en este punto existe una diferencia notable entre un lecho fluido burbujeante y un circulante. Debido al propio funcionamiento de un lecho fluido circulante, gran parte de los inquemados son arrastrados por el *riser* y recirculados de nuevo. Se tiene, por tanto, un inventario de sólidos en continuo movimiento formado por inquemados y cenizas. Por ello, las necesidades de extracción de cenizas y los volúmenes de los depósitos para un lecho circulante son mucho menores que para un burbujeante. Como dato de diseño, se asume que un 20% de las cenizas formadas deben ser extraídas, mientras que el 80% restante son recirculadas.

Se ha realizado un modelo en EES en el que se llevan a cabo todos los cálculos del sistema de extracción de cenizas. El diseño se realiza en base a la potencia nominal, que corresponde con el caso más crítico. El caudal de cenizas que se produce en ese caso es de 10 kg/h. A este valor, se le debe añadir un 50% que se estima de arena y caliza. Finalmente, el caudal de diseño para el sistema de extracción será el 20 % del total, ya que, como se ha comentado, el resto será recirculado. Se acepta por tanto un caudal de diseño de 3 kg/h de cenizas a extraer. Sin embargo, como se comenta a continuación, en un funcionamiento normal del lecho las cenizas se irán extrayendo de tal forma que se mantenga la caída de presión de diseño en el reactor constante, a 8000 Pa

El sistema completo de eliminación de cenizas del lecho está formado por un tubo de acero de 2,5 cm de diámetro, conectado a la parte inferior del reactor (fase densa), a unos 10 cm de la base, una válvula rotativa y un depósito en el que se irán descargando las cenizas.

Para mantener el nivel del lecho y la caída de presión de diseño (8000 Pa) constantes es necesario ir eliminando las cenizas de forma continua. Una vez que la instalación esté en funcionamiento y el material del lecho se encuentre fluidizado, se comenzarán a producir cenizas. Gracias a la válvula rotativa, se irá extrayendo la cantidad de cenizas adecuada. A medida que se vayan produciendo variaciones en la caída de presión, la apertura de la válvula rotativa será tal que permita descargar el caudal de cenizas necesario para mantener la caída de presión constante en el reactor.

El depósito tendrá forma cilíndrica, con un diámetro de 15 centímetros. Dado que las cenizas entran en el tubo de descarga a la temperatura del reactor, es decir, unos 900°C, el tubo contará con un encamisado de agua de refrigeración, para reducir la temperatura de estas cenizas.



Gracias al modelo de EES, Anexo X programa 7, se conoce el calor que el caudal de cenizas a extraer se lleva del reactor, siendo alrededor de 0,9 kW. Parte de este calor deberá extraerse de las cenizas por el agua de refrigeración que circule por el encamisado. El valor estimado del coeficiente global de transferencia de calor del sistema es  $20 \text{ W/m}^2\text{K}$ .

Para conseguir que las cenizas que pasen por la válvula rotativa lo hagan a una temperatura inferior a los  $350^\circ\text{C}$  (que se considera una temperatura adecuada para la operación de la válvula), se debe jugar con la longitud y diámetro del tubo de descarga. El modelo de EES utilizado permite conocer la temperatura de salida de las cenizas del tubo de descarga en función de la longitud del mismo. En la siguiente tabla se representa la evolución de la temperatura de salida de las cenizas del tubo en función de la altura del mismo:

Temperatura de salida de las cenizas [ $^\circ\text{C}$ ]	Longitud del tubo [m]
150	1,549
180	1,415
210	1,312
240	1,23
270	1,162
300	1,105
330	1,055
360	1,011
390	0,9722
420	0,9374
450	0,906

Tabla 16. Diseño del sistema de extracción de cenizas

Según la tabla 16, para conseguir que las cenizas salgan entren a la válvula rotativa a una temperatura inferior a los  $350^\circ\text{C}$  (que se considera una temperatura adecuada para la operación de la válvula rotativa), la longitud recomendable del tubo de descarga de cenizas es de aproximadamente 1 m.

El depósito se encontrará vacío al comenzar cada prueba, e irá recogiendo las cenizas que la válvula rotativa extraerá del tubo de descarga. Este depósito no tienen porqué estar refrigerado. En él se almacenarán las cenizas producidas durante las dos horas de duración de cada prueba con un caudal máximo de diseño de 50 gramos/minuto y, posteriormente, se enfriarán hasta temperatura ambiente.



La única especificación del depósito es que sea capaz de almacenar el volumen de cenizas producido durante el transcurso completo de cada prueba, aunque por seguridad, se hará de un tamaño un poco mayor. Se fija una de las dos dimensiones, siendo la altura de 20 cm. Por tanto, la otra queda determinada en función del volumen total de cenizas a evacuar. Se obtiene un diámetro del depósito de 15 cm. El volumen total del depósito será de aproximadamente 3,5 L.

### 3.5. Diseño del sistema de refrigeración

En el balance de energía se tiene en cuenta la transferencia de calor desde las paredes del lecho al exterior. En el presente proyecto se plantea el diseño de una planta experimental a escala de laboratorio, que por principio presenta algunas diferencias con respecto a las de tamaño comercial. Una diferencia clave radica en la transferencia de calor, que pasa de un complejo circuito de extracción de calor que constituye el objetivo fundamental de las plantas comerciales, a sistemas flexibles y versátiles de calefacción o disipación de calor por zonas, que permiten un control total de las condiciones de la planta bajo distintos modos de operación. Por tanto, la obtención de calor en las paredes no es el objetivo principal, dado el carácter experimental de la planta. Lo que interesa es simular un comportamiento real del reactor.

Las paredes del reactor diseñado serán de acero de 5 mm más un refractario de 10 cm de espesor. A continuación se tendrá un sistema de refrigeración en la parte inferior del lecho, con la misión de mantener la temperatura del lecho constante, simulando el funcionamiento de una planta de potencia a gran escala. En la parte superior del reactor, el *riser*, se dispondrá de una serie de resistencias calefactoras adosadas a la pared para mantener la temperatura uniforme a 900 °C a lo largo de los 5,4 metros de reactor. Permitirá analizar el comportamiento de la instalación en distintos regímenes de funcionamiento, lo cual constituye la característica esencial en el diseño de una planta para realizar ensayos de investigación.

Para el control de la temperatura, y como primera opción, se ha estudiado la posibilidad de introducir bayonetas en la parte inferior del lecho. Por ellas circularía agua a gran velocidad, con el fin de extraer una parte del calor producido en la combustión y mantener así la temperatura uniforme a 900 °C. En el Anexo IV, Diseño del sistema de refrigeración, se realiza un estudio detallado del diseño de este sistema de refrigeración.

Cada bayoneta consiste en un tubo cilíndrico dentro del que se introduce otro nuevo tubo de manera concéntrica y de menor diámetro. Por el conducto más interior se impulsa agua a gran velocidad, de forma que en el momento que el caudal alcanza el extremo de la bayoneta, adquiere un régimen muy turbulento. El agua se introduce a gran velocidad con el objetivo de que no varíe su temperatura en el recorrido de entrada a la bayoneta.

Una vez que se alcanza el fondo de la bayoneta, el agua retorna mediante el hueco existente entre ambos tubos concéntricos. Es en este momento cuando el agua se va calentado progresivamente, debido a la transferencia de calor desde el lecho. Para este primer pre-diseño no se han considerado bayonetas de agua con vaporización, es decir, el agua retorna en estado líquido.

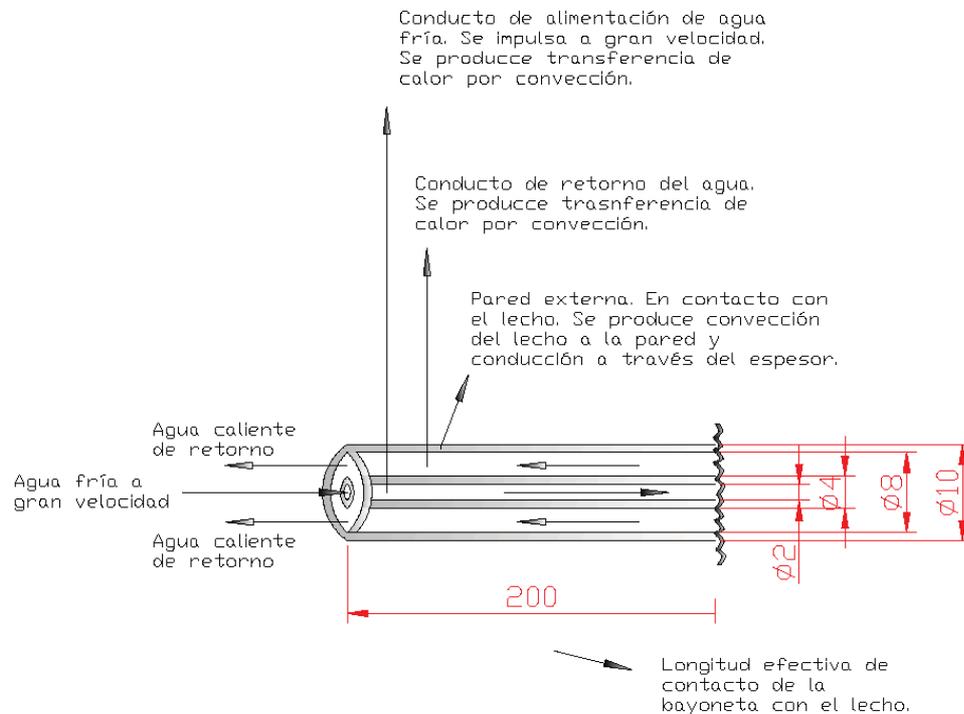


Figura 9. Detalle de una bayoneta de refrigeración

Se ha realizado un modelo en EES, Anexo X programa 5 y la conclusión principal que se extrae consiste en que un sistema de refrigeración por bayonetas sin vaporización de agua es capaz de extraer poca energía. Cada bayoneta diseñada puede evacuar tan solo 2 kW térmicos. En este punto hay que comentar que para la situación más desfavorable, potencia nominal del reactor de 252 kW, se tiene una necesidad de extracción de calor máxima de 50 kW. Por lo que un sistema de refrigeración formado únicamente por bayonetas sin vaporización de agua sería inviable.

A continuación se muestra una tabla con los resultados obtenidos para la refrigeración con una sola bayoneta de agua. Se ha simulado su comportamiento para un caudal fijo de agua de 36 L/h. La tendencia que se observa es que a medida que aumenta la potencia a extraer, la temperatura de salida del agua también se ve incrementada, debido a que el caudal se mantiene constante. Como se puede apreciar, se tiene una temperatura de agua de salida de casi 70 °C, para refrigerar tan solo 2 kW. Lo que induce a pensar que si se sigue aumentando la necesidad de refrigeración, la temperatura del agua de salida será tan elevada que se tendrán problemas de evaporación de la misma.



Calor a extraer [kW]	Temperatura de salida del agua [°C]
0,00	20,00
0,22	25,31
0,44	30,63
0,67	35,94
0,89	41,25
1,11	46,56
1,33	51,88
1,56	57,19
1,78	62,50
2,00	67,82

Tabla 17. Capacidad de refrigeración de una bayoneta en función e la temperatura del agua de salida

Por ello, se concluye que un sistema de refrigeración por bayonetas de agua no tiene la capacidad de satisfacer las necesidades de refrigeración de la planta, siendo su utilización útil sólo de manera complementaria. Por tanto, debe emplearse otro sistema con mayor capacidad de extracción de calor.

La refrigeración principal del lecho se realizará mediante un encamisado de agua alrededor de la parte inferior del reactor. Se asume que el reactor de lecho fluido está construido con acero refractario de 15 mm de espesor y que el encamisado de agua contará con un espesor similar, 15 mm. Se ha diseñado un modelo en EES, Anexo X programa 6, para la simulación de la transferencia de calor por camisas de agua. En este modelo se han integrado las ecuaciones para el cálculo de las resistencias térmicas desde el interior del lecho fluido hasta el encamisado de agua, incluyendo las correlaciones necesarias para calcular los coeficientes de transferencia de calor, el cálculo del calor que se puede evacuar y algunas hipótesis para simplificar los cálculos.

El encamisado de refrigeración se situará en la parte inferior del lecho, concretamente cubriendo toda la fase densa. Ya que es en esa zona donde se produce la combustión y, por tanto, donde más necesidades de refrigeración habrá. A medida que ascendemos por el *riser* del lecho la temperatura disminuirá progresivamente. Por ello, en un primer pre-diseño se decide colocar una serie de resistencias calefactoras alrededor del *riser*, para conseguir que no disminuya la temperatura excesivamente. De esta manera, se trata de simular correctamente una temperatura homogénea a lo largo de todo el cuerpo del reactor.

Para dimensionar el encamisado, inicialmente se ha tomado como dato de diseño una necesidad de refrigeración máxima de 50 kW. Según el Análisis de Sensibilidad realizado, se puede comprobar que corresponde con el funcionamiento del reactor a una potencia de 252 kW, relacionada con una proporción del comburente de entrada de 40/60 de O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>. Utilizando el modelo EES del encamisado diseñado, se determina una altura de refrigeración óptima de 70 cm y un espesor de las camisas de agua de 15 mm.



Posteriormente, se ha analizado la influencia de dos parámetros de diseño muy importantes en el balance energético, fijos a lo largo de todo el proyecto, como son la temperatura de entrada de los gases y la temperatura de recirculación de las partículas. Se ha asumido que dichas temperaturas son de 400 y 500 °C respectivamente, tras revisar la bibliografía empleada. Sin embargo, se ha considerado necesario realizar un sencillo análisis de sensibilidad para determinar la influencia de ambos parámetros en la potencia a refrigerar.

Se ha comprobado que la temperatura del comburente de entrada no influye excesivamente en el balance energético. Con un encamisado como el diseñado anteriormente se pueden satisfacer las necesidades de refrigeración en un amplio rango de temperatura de los gases. Sin embargo, la temperatura de entrada en el lecho de las partículas recirculadas tiene una influencia determinante. A medida que aumenta dicha temperatura, el calor a extraer para mantener la temperatura uniforme y constante en la fase densa del lecho, aumenta apreciablemente.

Como se puede ver en la siguiente tabla, la influencia es tal que si la temperatura de las partículas aumenta 100 °C, pasando a ser de 600 °C a la entrada del lecho, la potencia a extraer es más del doble de los 50 kW de diseño.

Temperatura de las	Calor a extraer
400	-15,36
440	10,67
480	36,71
520	62,75
560	88,79
600	114,8

Tabla 18. Calor a extraer en función de la temperatura de las partículas recirculadas

Por tanto, a la vista de estos resultados, las dimensiones del encamisado deben ser rediseñadas, para trabajar dentro de un margen de seguridad.

De manera definitiva se escoge un sistema de refrigeración por camisas de agua, de un espesor idéntico al anterior, **15 mm**, pero la altura del encamisado pasa a ser de **120 cm**. En el Anexo de Diseño del Sistema de Refrigeración se explica el diseño de manera más detallada y se exponen los cálculos justificativos. Los resultados más importantes se muestran en la siguiente tabla:



Calor a extraer [kW]	Temperatura de salida del agua [°C]	Caudal de agua [kg/s]
10	81,42	0,1037
15	75,05	0,1776
20	70,36	0,2645
25	66,56	0,365
30	63,32	0,4808
35	60,46	0,6136
40	57,88	0,7662
45	55,52	0,9418
50	53,34	1,145
55	51,3	1,38
60	49,38	1,655
65	47,56	1,978
70	45,84	2,362
75	44,21	2,822

Tabla 19. Parámetros de funcionamiento del encamisado de agua

Como se puede observar, a medida que aumenta el calor a evacuar del lecho la temperatura de salida del agua disminuye progresivamente. Éste comportamiento puede parecer paradójico, pero la razón radica en que un aumento del calor a extraer también va acompañado de un incremento del caudal de refrigeración, por lo que elevar su temperatura de salida es más complicado.

A modo de complemento del sistema de refrigeración por camisas de agua se propone la inclusión de un par de bayonetas como las diseñadas en la base del *riser*, mediante las que se puede refrigerar el lecho para potencias de funcionamiento mucho menores, en las que las necesidades de refrigeración son muy bajas.

### 3.6. Diseño del sistema de limpieza de gases

La corriente de gases de escape que sale del reactor de lecho fluido arrastra consigo una parte de las cenizas producidas en la combustión del carbón, así como partículas más pequeñas del material del lecho (caliza, yeso producido por la reducción de los óxidos de azufre, etc.) e incluso partículas pequeñas de carbón que deben ser recirculadas para aumentar la eficiencia del ciclo. Para proceder a la limpieza de los gases y separar las partículas de recirculación se coloca un ciclón a la salida del reactor de lecho fluido, ya que puede operar con temperaturas elevadas.



Los gases de escape obtenidos (básicamente  $\text{CO}_2$ , agua, y pequeñas proporciones de  $\text{O}_2$ , sin nitrógeno, en caso de oxicomustión) serán analizados y expulsados a la atmósfera. He aquí uno de los principales aspectos innovadores del proyecto. Siempre que se produzca la combustión con distintas proporciones de  $\text{O}_2$  puro y  $\text{CO}_2$  como comburentes, los gases de escape estarán formados en su mayor parte por  $\text{CO}_2$  y agua, libres de  $\text{N}_2$ , lo que permite una fácil captura del dióxido de carbono por condensación. En el apartado del análisis de sensibilidad de la planta se estudia, entre otros muchos aspectos, la composición de los gases a la salida en función de las proporciones de  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{CO}_2$  empleados como comburentes.

El ciclón es un equipo muy conocido, sencillo y de bajo coste de mantenimiento. Los ciclones se clasifican, según su eficacia, en ciclones de alta, media y baja eficacia. Para las condiciones de operación que se van a tener en la instalación se ha decidido elegir un ciclón de alta eficacia. El modelo de ciclón de alta eficacia más común y que se ha diseñado en este proyecto es el de Stairmand. [6]

Para su dimensionado se ha realizado un modelo de cálculo en EES, Anexo X programa 2. Como parámetros de entrada se tiene la velocidad de entrada del gas al ciclón (fijada en 25 m/s), el caudal de gases que se desea limpiar y una distribución de partículas dada (distribución normal, con tamaño medio de partícula de 20  $\mu\text{m}$ ). Se han calculado el diámetro de corte, las dimensiones del ciclón, la caída de presión y la eficacia de colección para un tamaño de partículas de 5  $\mu\text{m}$ .

Los resultados obtenidos por el modelo de cálculo se muestran en la siguiente tabla:

Modelo	Velocidad del gas [m/s]	Diámetro del cuerpo [m]	Altura total [m]	Caída de presión [Pa]	Diámetro de corte [ $\mu\text{m}$ ]	Eficacia [%]
Stairmand	25	0,456	1,82	980,3	3,6	75

Tabla 20. Características de ciclón diseñado

Las dimensiones del ciclón, para la velocidad del gas a la entrada fijada en 25 m/s se recogen en la siguiente tabla.

Vg [m/s]	Dc [m]	a	b	De	hc	Ht	Bd	Dsp
25	0,456	0,228	0,10	0,228	0,683	1,82	0,228	0,085

Tabla 21. Dimensiones del ciclón diseñado

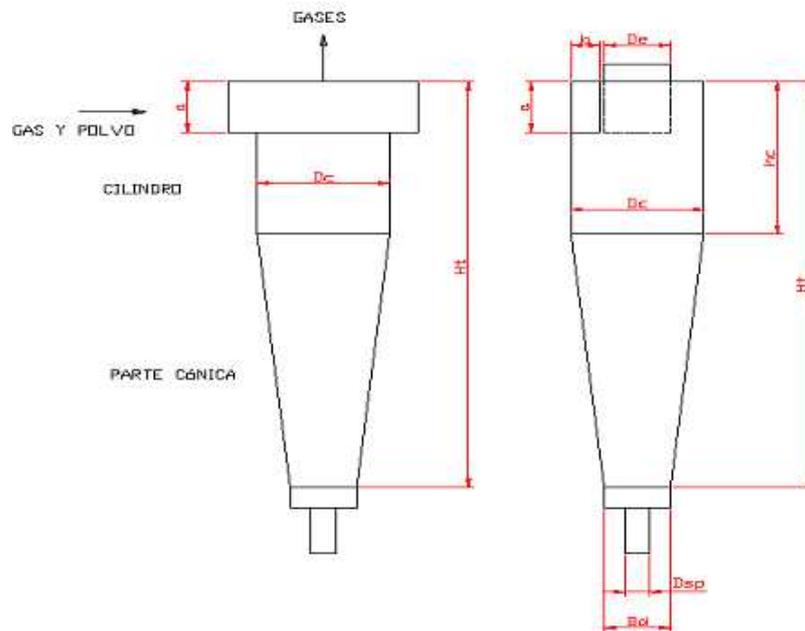


Figura 10. Ciclón Stairmand

Posteriormente, y a modo de pre-diseño, se sugiere la posibilidad de reutilización del ciclón existente en la planta de oxidación en lecho fluido burbujeante, como ciclón secundario.

Se trata de un ciclón de menores dimensiones al diseñado, con un diámetro de corte menor y una eficiencia más elevada. Por ello, las partículas más pequeñas que no se consiguen separar con el ciclón de diseño, podrán ser retenidas con este equipo secundario y así evitar su expulsión a la atmósfera.

Las características y dimensiones de ciclón existente se muestran a continuación.

Modelo	Velocidad del gas [m/s]	Diámetro del cuerpo [m]	Altura total [m]	Caída de presión [Pa]	Diámetro de corte [ $\mu\text{m}$ ]	Eficiencia [%]
Stairmand	25	0,137	0,55	935,8	1,89	87

Tabla 22. Características del ciclón existente

$V_g$ [m/s]	$D_c$ [m]	a	b	$D_e$	hc	Ht	Bd
Stairmand	0,137	0,069	0,02	0,06	0,206	0,55	0,05

Tabla 23. Dimensiones del ciclón existente



Además, el ciclón existente consta de un colector de polvos para almacenar las partículas retenidas. Otro hecho a tener en cuenta es que el ciclón principal debe ir refrigerado por un encamisado de agua, ya que las partículas recirculadas entrarán al ciclón a una temperatura de 900 °C.

### 3.7. Selección del sistema de precalentamiento de gases

El sistema de precalentamiento del comburente de entrada consiste en una resistencia eléctrica situada aguas abajo del mezclador de gases. En la planta existente dicha resistencia tiene una potencia de 5 kW.

Para el diseño de la nueva resistencia a instalar se ha realizado un pequeño modelo en EES. Los parámetros principales de diseño son el caudal total de gases a precalentar y la temperatura de precalentamiento requerida.

La temperatura de diseño es un parámetro fijo a lo largo de todo el proyecto, y toma un valor de 400 °C. En cambio, el caudal de gases es aquel que proporciona la velocidad de fluidización de diseño dentro del reactor, 4,5 m/s. El cálculo del caudal de gases, se obtiene del modelo principal diseñado, descrito anteriormente y tiene un valor de 127 m<sup>3</sup>/h.

Con ambos parámetros, se calcula la entalpía de la mezcla de gases a temperatura del mezclador y a temperatura de precalentamiento (400 °C). En el Anexo X programa 4 se describen las ecuaciones utilizadas.

El valor de la resistencia obtenida, necesaria para precalentar el caudal de gases máximo a 400 °C es de 5,1 kW. Teniendo en cuenta que se trata de un caudal teórico máximo, que corresponde con un funcionamiento concreto del reactor a potencia nominal máxima de 252 kW y que en la mayor parte de los ensayos los requerimientos de caudal serán menores, se decide reutilizar la resistencia existente en el actual laboratorio. Su valor es de 5 kW, con la que dicho caudal máximo puede ser precalentado hasta 390 °C.

### 3.8. Instrumentación y control

Una parte muy importante de la instalación es el control de la misma. Para comprobar y controlar el correcto funcionamiento de la planta es necesario tomar diversas medidas en diferentes puntos de la misma. En este apartado se enumera la instrumentación necesaria para desarrollar esta tarea.

Principalmente se van a emplear medidores de presión, de temperatura, de caudal y analizadores de gases. En este proyecto no se va a determinar la configuración de los distintos puntos de medida ni el sistema de control empleado, pues quedan fuera del alcance del mismo. Por tanto, en este planteamiento no se pretende determinar el instrumento en cuestión que se debería emplear, sino definir qué variables es interesante conocer. Es importante destacar que todas las medidas de los sensores deberán ir a un sistema de adquisición de datos.



Para controlar el nivel del lecho, es necesario tener la medida de presión en varios puntos del reactor. Asimismo, es muy interesante controlar la temperatura que se alcanza en el interior del reactor, por lo que se realizarán medidas de temperatura a diferentes alturas del lecho.

Para controlar la eficiencia del ciclón, se realizarán medidas de presión y temperatura a la salida del mismo, que permitirán, a su vez, realizar el balance de energía en el intercambiador de calor.

En los encamisados del reactor de lecho fluido, del ciclón y del tornillo sinfín, se realizarán varias medidas: de presión, temperatura y caudal del agua en la entrada y de temperatura del agua en la salida. Asimismo, se realizará una medida de presión antes del mezclador que proporciona los gases al distribuidor, y medida de temperatura y caudal de la corriente de gases que va al distribuidor.

### **3.9. Selección de la bomba de agua**

A continuación se describe la bomba de agua de impulsión existente en el laboratorio de oxidación en lecho fluido circulante y se verifica su viabilidad técnica para la reutilización en la nueva planta

La bomba instalada para impulsar el agua a través del circuito de refrigeración es una bomba centrífuga monocelular, modelo CDXM 120/07 0.75 C.V. con un cierre mecánico que permite hacer funcionar la bomba con fluidos entre  $-20^{\circ}\text{C}$  y  $120^{\circ}\text{C}$ . La carcasa de bomba es de aluminio, el eje de AISI 303 y el cuerpo de la bomba, el impulsor, difusor y la base portacierre son de AISI 304. La bomba está diseñada para que trabaje en un rango de temperaturas entre  $-20^{\circ}\text{C}$  y  $120^{\circ}\text{C}$ .

El caudal mínimo al que puede funcionar la bomba es de 80 L/min, venciendo una pérdida de carga de 20 m, mientras que el caudal máximo que da es de 180 L/min venciendo una caída de presión de 12.5 m. Éste es el parámetro crítico mediante el que se decide si es posible su reutilización para el nuevo laboratorio, el caudal de agua de refrigeración máximo. Del Anexo IV de Diseño del sistema de refrigeración se obtiene el valor del comentado parámetro, siendo de aproximadamente 3 kg/s. Haciendo el correspondiente cambio de unidades vemos que se trata justamente del caudal máximo que proporciona la bomba existente, 180 L/min. Por lo tanto, se puede asegurar su correcto funcionamiento en la nueva planta.

La bomba es movida por un motor asíncrono de dos polos con ventilación forzada conectado a una tensión de 240 V. El motor tiene un aislamiento de clase F lo que le permite funcionar a una temperatura máxima de  $155^{\circ}\text{C}$  y una protección IP 55 que lo protege de la entrada de polvo y contra los chorros de agua. La bomba carece de variador de frecuencia, por lo que el caudal que va a impulsar va a venir determinado por las pérdidas que se generen en el circuito. El accionamiento de la bomba se conecta al autómatas, el cual permite el paso de la electricidad hasta el motor.



#### 4. CONCLUSIONES

Respecto a los dos objetivos generales marcados al inicio del proyecto, realizar un modelo semiempírico de un lecho fluido circulante y diseñar los principales equipos que componen la nueva planta de oxidación, se puede concluir que se han alcanzado de manera satisfactoria; habiendo, además, facilitado la transformación de la planta existente de oxidación en lecho fluido burbujeante en una nueva planta en lecho fluido circulante.

En primer lugar se ha realizado un modelo de simulación genérico de un lecho con características de fluidización rápida. Para particularizar el modelo a las características de la nueva planta a diseñar se han fijado distintos parámetros de entrada, como son la temperatura del lecho, caída de presión, diámetro de partículas, densidad de partículas, composición del combustible, velocidad de arrastre... Se han asumido varias hipótesis simplificadoras del modelo, cuyo carácter es semiempírico y está basado en una amplia bibliografía.

El modelo de simulación, realizado en EES, integra las principales ecuaciones de la fluidodinámica, combustión y balance de energía que rigen el funcionamiento de un lecho fluido circulante [2] [3] [6]. Se han utilizado varias reglas de experto, como son la caída de presión o el tiempo de residencia de las partículas a lo largo del reactor, que junto con las hipótesis realizadas constituyen un modelo aproximado.

A continuación se ha realizado un análisis de sensibilidad de la planta, utilizando el modelo diseñado anteriormente. En primer lugar, se han analizado reactores de distintas dimensiones, operando en régimen de oxidación (mediante distintos ratios de  $O_2/CO_2$  de entrada) y en régimen de combustión convencional con aire, con el objetivo de determinar el diámetro óptimo del reactor. Se ha concluido que el nuevo reactor será de 10 cm de diámetro con una potencia nominal de aproximadamente 252 kW, que corresponde con una velocidad de régimen de 4,5 m/s y una proporción de comburente de  $O_2/CO_2$  de 40/60. Posteriormente, se ha procedido a realizar un análisis paramétrico, particularizado al reactor escogido, llevando a cabo una variación de distintos parámetros como son la temperatura o el diámetro de partícula. Mediante la aplicación del modelo EES se ha observado su influencia en el comportamiento de la planta. Se ha prestado especial énfasis en el efecto en parámetros como son el coeficiente de transferencia de calor del lecho, o el calor a extraer del reactor para mantener los 900 °C constantes, que constituye la base del diseño del sistema de refrigeración del lecho.

Una vez estudiado el comportamiento a priori del lecho, el siguiente paso ha consistido en diseñar los principales equipos que forman parte de la planta. El reactor es el equipo esencial, que como ya se ha comentado, es un cilindro de 10 cm de diámetro interior y 5,4 m de altura total, incluyendo el *riser*. Será un equipo totalmente nuevo, pues mantener el existente para un régimen circulante resulta totalmente inviable. La potencia nominal aumentaría considerablemente y se incurriría en grandes gastos de inversión tanto de combustible como de gases presurizados ( $O_2$  y  $CO_2$ ).

El nuevo reactor estará construido con acero de 5 mm más un refractario de 10 cm de espesor. El distribuidor, situado en la base, consiste en un plato perforado de 8 cm de diámetro con 378 orificios de 1 mm de diámetro cada uno, resultando unos 4,8 orificios por centímetro cuadrado.



El sistema de extracción de cenizas también es nuevo y está compuesto por un tubo refrigerado situado en la parte inferior del lecho, una válvula rotativa y un depósito inferior. El tubo por el que se extraen las cenizas cuenta con un encamisado de agua de refrigeración que permite que las cenizas lleguen a la válvula rotativa a unos 350 °C. El depósito inferior posee unas dimensiones de 15 cm de diámetro y 20 cm de altura.

Ya que el cuerpo principal del reactor es totalmente nuevo, el sistema de refrigeración que le acompaña también lo es. Se han analizado dos opciones, un sistema de refrigeración por bayonetas de agua y un encamisado de agua. Se ha decidido la utilización de un sistema de refrigeración principal por camisas de agua de 15 mm de espesor y 1,20 m de altura, por el que circulará un caudal de agua entre 0,1 y 3 kg/s. Este encamisado permitirá evacuar del reactor de lecho fluido hasta aproximadamente 100 kW, así como mantener la temperatura en el interior del mismo en torno a los 900 °C. De forma complementaria, también se sugiere la posibilidad de introducir dos bayonetas de un centímetro de diámetro exterior y 20 cm de longitud efectiva en la parte inferior del lecho, así como una adicional de mayores dimensiones desde la parte superior. Cada una de las bayonetas diseñadas tiene una capacidad de refrigerar de tan solo 2 kW como máximo, por las que circula un caudal de 36 kg/h. Por ello, es un sistema apto para aquellas situaciones en las que el calor sea muy pequeño.

Para la separación de las partículas arrastradas de los gases de combustión se diseña un nuevo ciclón de alta eficiencia Stairmand, con diámetro de cuerpo de 45,6 cm y altura total de 1,82 m. Este ciclón tiene una eficiencia de colección de partículas de 5  $\mu\text{m}$  del 75%. La pérdida de carga que sufren los gases al atravesar el ciclón son 980 Pa. Así mismo, el ciclón cuenta con un encamisado de agua, para reducir la temperatura de los gases de combustión de forma gradual.

Además, se empleará como ciclón secundario el existente en la planta. Con el objetivo de aumentar la efectividad de colección de partículas y evitar así su emisión a la atmósfera.

El conjunto de suministro de gases industriales será básicamente el existente en la planta, formado por dos baterías dobles de 12 botellas cada una. Cada una de ellas con una capacidad de 10,6 m<sup>3</sup>N, a una presión de 200 bar. Así mismo, se mantiene el mezclador existente con un caudal máximo permitido de 136 m<sup>3</sup>N/h. Reutilizar el sistema de suministro de gases industriales conlleva un gran ahorro económico. Pero también limita el funcionamiento de la planta a pruebas de unas 2 horas de duración máxima con una velocidad de transporte dentro del reactor de casi 5 m/s como máximo.

Para la alimentación de combustible del reactor se ha podido reutilizar parte de los equipos existentes. La nueva planta posee una potencia nominal de 252 kW, mientras que el reactor de lecho burbujeante existente es de 90 kW. Por ello los requerimientos de almacenaje y transporte de combustible son mayores.



En este punto, se ha concluido que las dos tolvas de almacenamiento poseen una capacidad de 200 L cada una, suficientes para llevar a cabo pruebas de varias horas (el límite de duración lo marca el sistema de almacenamiento de gases industriales). En cuanto a los dos tornillos de descarga de las tolvas como al tornillo de alimentación del reactor han tenido que ser rediseños, puesto que era inviable técnicamente reutilizarlos con las nuevas necesidades de caudal de combustible.

En cuanto a la instrumentación necesaria para el control de la instalación, básicamente se requiere realizar medidas de presión, de temperatura, de cauda y un análisis de gases.

#### 4.1. Perspectivas y continuidad

El proyecto diseñado hasta este punto es un pre-diseño de una nueva instalación de oxicomcombustión, en este caso en lecho fluido circulante, para captura de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, antes de que la instalación se lleve a cabo, es necesario desarrollar un estudio con mayor profundidad, con el objetivo de determinar diversos aspectos que no se recogen en este proyecto.

El modelo de comportamiento del lecho se ha diseñado asumiendo una gran cantidad de hipótesis que introducen errores y dan un resultado aproximado. La simplificación del diseño se basa en que se ha considerado un sistema formado por una sola fase, mientras que para un análisis más exacto se debería haber realizado el estudio de un sistema gas-sólido, formado por dos fases (burbujas y emulsión) [4]. Además, el modelo de combustión se ha considerado instantáneo y no se tiene en cuenta la combustión del residuo sólido ni de los volátiles. En suma, es un modelo muy simplificado.

Asimismo, se puede profundizar en el estudio de la cinemática y del comportamiento de las partículas en el interior del reactor de lecho fluido; desarrollar una simulación de la instalación completa empleando algún programa de dinámica de fluidos computacional; realizar un análisis de la posible extrapolación o escalado de los resultados obtenidos con este proyecto a instalaciones de tamaño industrial; efectuar un estudio de viabilidad económica para la instalación de esta tecnología y comparar con los costes de otros sistemas de captura de CO<sub>2</sub>.

En cuanto a los equipos de la instalación diseñada, están todos prácticamente definidos, aunque se pueden realizar mejoras en los diseños planteados, como realizar un cálculo del encamisado del ciclón principal, calcular las resistencias calefactoras del *riser* del reactor, llevar a cabo un estudio de tuberías de la instalación y de los ventiladores emplear. También hay que destacar que el control de la planta es un aspecto muy importante para el correcto funcionamiento de la misma, que debido a su complejidad y extensión, no se ha incluido en el presente proyecto.