



Universidad de León



Escuela Superior y Técnica
de Ingenieros de Minas

GRADO EN INGENIERÍA DE LA ENERGÍA

TRABAJO FIN DE GRADO

ESTUDIO DE VIABILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA PARA OBTENER GAS DE SÍNTESIS.

León, Julio de 2016

Autor: Helena Rivera Cueva

Tutor: Jorge Cara Jiménez.

El presente proyecto ha sido realizado por D./Dña. **Helena Rivera Cueva**, alumno/a de la **Escuela Superior y Técnica de Ingenieros de Minas** de la **Universidad de León** para la obtención del título de **Grado en Ingeniería de la Energía**.

La tutoría de este proyecto ha sido llevada a cabo por D./Dña. **Jorge Cara Jiménez**, profesor/a del **Grado en Ingeniería de la Energía**.

Visto Bueno

Fdo.: D./Dña. **Helena Rivera Cueva**
El autor del Trabajo Fin de Grado

Fdo.: D./Dña. **Jorge Cara Jiménez**
El Tutor del Trabajo Fin de Grado

RESUMEN

El presente proyecto se centra en producción de gas de síntesis mediante la tecnología de tratamiento térmico de gasificación desde un punto sostenible y controlado. A mayores se establecen las características técnicas del reactor de gasificación así como de la tecnología empleada para el acondicionamiento del gas.

En este trabajo se plantea el empleo de un residuo de la industria vinícola, generando así un producto con mayor valor añadido, consiguiendo reducir la huella de carbono .

Uno de los puntos críticos de este proyecto es la logística, siendo primordial emplear los menores pre-tratamientos posibles en la fase de acondicionamiento de la biomasa tales como, procesos de secado, triturado o lavado, para disminuir el gasto asociado a esta fase y no incurrir en un gasto excesivo en las labores de operación de la planta.

Para conseguir tales objetivos propuestos, se comienza este proyecto realizando un estudio sobre la caracterización de la biomasa masa disponible, en cuantía y caracterización de la biomasa disponible para satisfacer la demanda, mediante los análisis que se especifican en el estudio. Se continuó con un análisis de las condiciones de transporte así como de los diferentes sistemas de acondicionamiento para alcanzar las condiciones óptimas de la biomasa para ser empleada mediante esta tecnología.

Tras la etapa de caracterización se seleccionaron los diversos sistemas que integran la planta, primando en la selección el acoplamiento de los sistemas de manera simplificada, de cara a un óptimo y eficiente funcionamiento de la planta, planteando así un diseño mediante el que se trata de gestionar todos los residuos generados a lo largo del proceso, a la vez que se mejora las características del gas producido según su destino final.

Tras analizar la tecnología óptima a emplear se realiza un estudio de viabilidad económica mediante el cual se establecerán los parámetros para determinar la rentabilidad del proyecto en cuestión, así mismo se determina la magnitud de la inversión inicial a realizar así como de los costes de operación, relacionados con los beneficios esperados por este proceso.

Para finalizar se establecen los puntos clave de este tipo de tecnología en el mercado y si como las posibles alternativas a realizar para mejorar el proceso.

ABSTRACT

The present document focuses on the production of syngas by means of the thermal decomposition pre-treatment technology of gasification, from the sustainable and safety point of view. In addition in the project we can establish the technical features of the gasification reactor, as well as the technology employed in the clean-gas and conditioning process.

This document considers the use of vine yard waste from the vintage with the objective of obtain a profitable value-added product and achieve to reduce the atmospheric polluting emissions with a neutral carbon footprint .

One of the critical points of the project is the logistics phase, in which we have to optimize the stages involved on it, such as, drying, sieving or chipping, aiding to the reduce of the financial expenses.

To reach this objectives , the study start with the characterization of the available biomass of the surroundings to satisfies the product demand throughout the average analysis that are shown all over the document.

To continue with the evaluation process, the next step was studying the conditions of transport specifications , besides the sundry kinds of pre-treatments to get the optimum characterization of biomass to be employ in this process.

Otherwise it has been selected the systems that belong to the plant, looking for the system integration of all of them, in due to raise a efficient and optimal functioning. In the design it has been take into consideration the arrangements of the wastes during the operation of the plant and develop the attribute of the gas at once.

To sum up the study include the evaluation of the economical features as well as the viability of the project, which expose the cost, inversion and profits expected from the process.

ÍNDICE

ÍNDICE :

RESUMEN	3
ABSTRACT.....	4
ÍNDICE	I
ÍNDICE DE FIGURAS.....	V
ÍNDICE DE TABLAS.....	VII
1 introducción:.....	1
2 Objeto del proyecto.....	3
2.1 Factores socio-económicos.....	4
2.2 Aspectos medioambientales.....	5
3 La biomasa.....	7
3.1 Marco normativo y situación de la biomasa.....	9
3.2 Situación de la biomasa.....	11
3.3 Clasificación y caracterización de la biomasa de la zona	12
3.3.1 Vid.....	16
3.3.2 Paja de cereal:.....	17
3.4 Logística.....	19
3.5 Elección de la biomasa a utilizar y justificación.....	21
3.6 Cálculo del consumo de biomasa demandado por la planta.....	23
3.7 Procesos de acondicionamiento de la biomasa.....	24
4 Tecnología de gasificación de la biomasa.....	29
4.1 Elección de la tecnología de gasificación y justificación.....	29
4.2 Reacciones que tienen lugar en el proceso:	33
4.2.1 Elección del catalizador a emplear.....	35
4.2.2 Cuerpo gasificador.....	38
4.2.3 Gasificador lecho fijo updraft.....	38
4.2.4 Gasificador de lecho fijo downdraft.....	39
4.2.5 Gasificador de lecho móvil.....	39
4.2.6 Gasificador de lecho fluidizado.....	40
4.2.7 Características del gasificador:	43

4.2.8	Materiales que constituyen el lecho.	46
4.3	Descripción de las características de la planta y del proceso de de producción..	47
4.3.1	Circuito de agua de refrigeración.	47
4.3.2	Transporte a la central.....	47
4.3.3	Modo de operación:	48
5	Planta de gasificación de biomasa.....	50
5.1	Situación estratégica de la planta.	50
5.1.1	Criterios logísticos.....	50
5.1.2	Criterios de superficie.	52
5.1.3	Criterios económicos.	54
5.2	Climatología:	54
5.3	Salidas comerciales del gas producido:.....	55
5.3.1	El hidrógeno para refinerías:	56
5.3.2	El hidrógeno para pilas combustibles.	57
5.3.3	Fertilizantes y químicos:	57
5.3.4	Obtención de metano en la industria química.	57
5.3.5	Obtención de diesel o gasolina a través de FST.....	57
5.3.6	Agente reductor en metalurgia.	58
5.3.7	Proceso Fischer Tropsch:	59
5.3.8	Producción de meta-carbonilos.....	59
5.4	Sistemas de la planta.	59
5.4.1	Parque de almacenamiento del combustible.....	59
5.4.2	Suministro del combustible.	67
5.4.3	Caldera de recuperación de calor:.....	73
5.4.4	Sistema de limpieza del gas.	74
5.5	Tecnología desarrollada, en el proceso de limpieza.	78
5.5.1	Sistema de baja temperatura:	78
5.5.2	Limpieza de gas a alta temperatura:	79
5.6	Ajuste de la composición del gas y síntesis química:.....	83
5.7	Separación de las fracciones obtenidas:.....	84
5.8	<i>Balance global del proceso:</i>	85
5.8.1	<i>Cálculo de la producción de gas de síntesis.</i>	85
5.8.2	Cálculo de el caudal y composición del gas producto.	87
5.9	Eficiencia del proceso:.....	88

5.9.1	Cold-Gas Efficiency.....	88
5.9.2	Hot-Gas Efficiency.....	88
5.10	Conversión de carbono:	88
6	ALMACENAMIENTO DE LOS GASES Y TRANSPORTE:	89
6.1.1	Transporte:.....	89
6.1.2	Transporte mediante gaseoducto.	91
7	Análisis de viabilidad económica de la planta.	92
7.1	Método empleado.	92
7.1.1	Cálculo del valor actual neto	92
7.1.2	Cálculo del tanto de retorno interno.....	93
7.2	Descripción de los costes de operación, inversión y mantenimiento.	93
7.2.1	Inversión inicial.	93
7.2.2	Costes de explotación.....	96
7.2.3	Costes fijos.	98
7.2.4	Costes directos.....	98
7.2.5	Costes indirectos.....	100
7.2.6	Gastos	102
7.3	Ingresos:	104
7.4	Amortizaciones.....	105
7.5	Resultados análisis económico de la planta.....	106
7.5.1	Periodicidad:	106
7.5.2	Resultados obtenidos para el proyecto considerando que se venden tanto el CH ₄ generado como el CO.....	107
7.5.3	Resultados obtenidos para el proyecto considerando que se emplean el CH ₄ y el CO generado para suplir la demanda de GN tras la fase de arranque.	107
7.5.4	Resultados finales:	108
8	Análisis del mercado	109
8.1	Perfil de operación de la planta.	109
8.2	Análisis DAFO.	109
9	CONCLUSIONES.....	111
10	Anexo de cálculos.	113
10.1	cálculo de la superficie de almacenamiento.	113
10.1.1	Zona de sarmientos	113
10.1.2	Zona de astillas.	113

10.2	Cálculo de el calor específico de la biomasa empleada:	114
10.3	Determinación del caudal de agente gasificante necesario para la gasificación. 115	
10.3.1	Cálculo de el aire necesario para la gasificación:	115
10.3.2	Cálculo de caudal de vapor necesario:	116
10.4	cálculo de gas a la salida del reactor.	116
10.5	Cálculo del calor específico de el gas producto:	117
10.6	cold-gas.....	118
10.7	Hot-gas.....	118
10.7.1	Calor específico:.....	119
10.7.2	Calor latente:	120
10.7.3	Eficiencia:	121
10.8	Cálculo del volumen y área del lecho del reactor.	122
10.9	Cálculos del estudio económico.	122
10.9.1	WACC:	122
10.9.2	Cuota anual.	122
10.9.3	Interés complejo.	123
10.10	Cálculo del calor de reacción :	123
10.10.1	Cálculo del GN necesario:	124
10.10.2	Calor aportado por el CO y el CH ₄	124
	Lista de referencias	126
11	Anexo de resultados.	128
12	Anexo de resultados.	128

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1.- Grafico aplicación de gas de síntesis.	1
Figura 1.2.- Cobertura de la demanda anual de energía en España en 2014. [30]	2
Figura 3.1.-Grafico cultivos herbáceos en La Rioja.....	15
Figura 3.2.- Cultivos leñosos en La Rioja.....	15
Figura 3.3.- Esquema del pre-tratamiento biomasa.....	28
Figura 4.1.- Esquema procesos de la gasificación. [8]	29
Figura 4.2.- Aplicaciones de la gasificación.....	32
Figura 4.3.- Gasificador de lecho fijo. [8].....	38
Figura 4.4.- Gasificador de lecho fijo downdraught. [8].....	39
Figura 4.5.- Gasificador de lecho fluidizado.	40
Figura 4.6.- Gasificador de lecho fluidizado. [8]	41
Figura 4.7.- Representación gráfica de la conversión C,H_2,O . [8].....	41
Figura 4.8.- Esquema gasificador con recirculación de sólidos. [8].....	49
Figura 5.1.- Situación de la planta.	50
Figura 5.2.- Mapa de líneas eléctricas de la comarca de Haro.	51
Figura 5.3.- Ortofoto localización de la planta en el polígono industrial 24.[10].....	52
Figura 5.4.- Plano detalle parcela. [10]	53
Figura 5.5.- Datos generales de la finca. [10]	53
Figura 5.6.- Diagrama de temperaturas. [31]	54
Figura 5.7.- Climo-grama Haro, (La Rioja). [31]	55
Figura 5.8.- Aplicaciones de la gasificación. [38]	56
Figura 5.9.- Esquema parque de almacenamiento de combustible.....	65
Figura 5.10.- Diagrama de flujo planta de gasificación.	66
Figura 5.11.- Tipos de alimentadores.	67
Figura 5.12.- Esquema alimentador gasificador. [8].....	71
Figura 5.13.- Sistema de inyección del agente gasificante.	72
Figura 5.14.- Caldera recuperación de calor.....	74
Figura 5.15.- Sistema de limpieza de gas.....	75
Figura 5.16.- Filtro cerámico	82
Figura 5.17.- Relación entre la conversión del carbono y el ratio equivalente para reactores de lecho fluidizado.....	88

Figura 6.1.- Transporte de gases por carretera. Esquema camión. [37]	90
Figura 6.2.- Transporte de gases por carretera. Esquema camión criogenizado. [37].....	90
Figura 7.1.-Evolución del IPRI en 2016.	97
Figura 7.2.- Gráfica que muestra la variación del IPRI a lo largo de 2016. [21]	97
Figura 7.3.- Gráfica resumen de los costes anuales de operación de la central.	103
Figura 7.4.- Gráfica evolución del precio del metano en los últimos meses.....	105

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1.- Emisiones de CO2 evitadas y generación de empleo.	5
Tabla 3.1.-Caracterización de los tipos de biomasa existentes.	8
Tabla 3.2.- Potencial disponible de biomasa por comunidad, (t/año). [33].....	13
Tabla 3.3.- Potencial de biomasa por comunidad autónoma (t/año)II. [33].....	14
Tabla 3.4.- Poderes caloríficos de diferentes tipo de biomasa en función del grado de humedad. [7].....	15
Tabla 3.5.- Valorización del recurso disponible de residuos procedentes de cultivos leñosos España. [4]	16
Tabla 3.6.- Caracterización del sarmiento. [3].....	17
Tabla 3.7.- Caracterización del recurso disponible de residuos agrícolas herbáceos en España.[5]	18
Tabla 3.8.-Caracterización de la paja de cereal.	19
Tabla 3.9.- Costes medios del transporte de biomasa.[33]	20
Tabla 3.10.- Costes medios de obtención de biomasa por comunidad autónoma.[33]	21
Tabla 3.11. hectáreas área de influencia en La Rioja.[6].	23
Tabla 3.12.- Hectáreas de biomasa disponible en Álava. [6].....	24
Tabla 3.13.- Caracterización de las astillas de madera.[7]	26
Tabla 4.1.-Reacciones de gasificación. [8]	37
Tabla 4.2.- composición del gas obtenido en el proceso de gasificación en función de agente gasificante empleado.....	43
Tabla 4.3.- Características de operación del gasificador de lecho fluidizado burbujeante en función del agente empleado.	45
Tabla 5.1.- Características del gas en función de su uso final.[8].....	76
Tabla 5.2.- Condiciones del sin gas en función de su empleo. Fuente Purificación y acondicionamiento del gas de gasificación de biomasa.[15]	77
Tabla 5.3.- Características de los características a emplear en el proceso de desulfuración a alta temperatura en el lecho.	82
Tabla 5.4.-Caracterización del gas obtenido. [18]	85
Tabla 7.1.- Costes atribuidos al estudio del proyecto y establecimiento.....	94
Tabla 7.2.- Inversión en obra civil.	95
Tabla 7.3.-Inversión en maquinaria.	96
Tabla 7.4.- Costes fijos.	98
Tabla 7.5.- Resumen de los costes directos [23], [24].	99

Tabla 7.6.- Coste de la biomasa procedente de la poda de vid. [7]	100
Tabla 7.7.- Costes indirectos.....	101
Tabla 7.8.- Porcentajes de operación con respecto a la inversión inicial. [8]	102
Tabla 7.9.- Costes asociados al mantenimiento.	103
Tabla 7.10.- Costes financieros.	104
Tabla 9.1. Costes de producción de hidrógeno según la tecnología empleada. (Arimea 2003)	111
Tabla 10.1.- Valores volumétricos de calor y otras propiedades de los componentes que forman el gas de gasificación de biomasa. [8].....	117
Tabla 10.2.- Cálculo de el calor específico de cada componente del gas . [8]	119
Tabla 10.3.- Tabla de calor de formación de formación de las diferentes componentes en condiciones estándar.	124

1 introducción:

El gas de síntesis está constituido por un mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono que se usa para la obtención de un amplio rango de productos químicos y combustibles y a mayores constituye una fuente de obtención de H_2 y CO por separado. Es un hecho que la mayor parte del gas de síntesis se destina a producción de hidrógeno, del total de hidrógeno producido, se estima que el 70% de la producción se emplea en el proceso de síntesis de amoníaco y el restante 30 % en se utiliza en el proceso de hidrotratamiento en refinerías, en segundo lugar queda la producción de gas de síntesis para la síntesis del metano, así como para la producción de hidrocarburos líquidos a través del proceso Fischer-Tropsch y las reacciones relacionadas.

También es destacable la producción de alcoholes y aldehído de cadena larga, por medio de la reacción del gas de síntesis con olefinas.

Otra de las aplicaciones de este gas es la generación eléctrica mediante la gasificación integrada en ciclo combinado. [1]

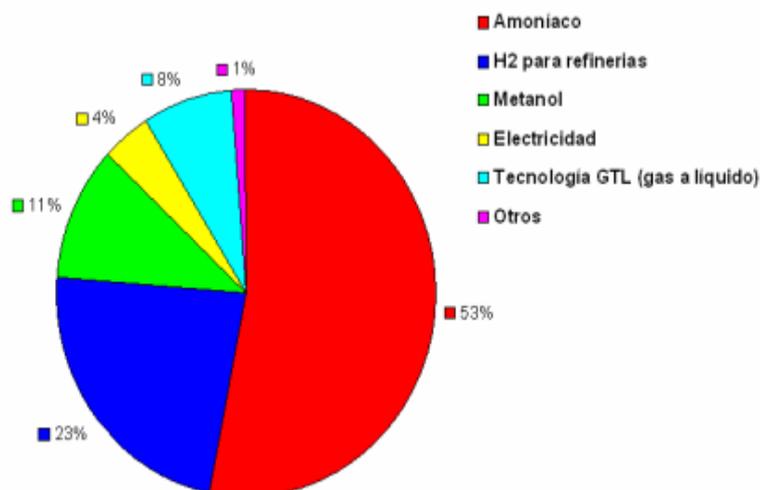


Figura 1.1.- Gráfico aplicación de gas de síntesis.

Esta opción es interesante en producción de energía en centrales de combustión de biomasa, ya que nos encontramos ante una fuente alternativa de producción de energía que se caracteriza por sus ventajas medioambientales así como su alta eficacia en el proceso de generación de energía, de tal manera, que se podría equiparar a la producción de energía obtenida mediante combustibles fósiles tales como; el petróleo que hoy en día supone un 8.5%, el carbón un 16,4% y la energía nuclear a través de uranio enriquecido 21,9% de la producción total en España.



Figura 1.2.- Cobertura de la demanda anual de energía en España en 2014. [30]

Las principales fuentes de obtención de gas de síntesis las constituyen cualquier fuente rica en carbono por lo que se puede obtener a partir de carbón, gas natural, petróleo, restos orgánicos y biomasa

2 Objeto del proyecto.

En el presente documento se pretende dar una respuesta técnica a la demanda creciente que existe el mercado de de hidrógeno como alternativa obtenida a partir de fuentes de energía renovable, en concreto aquella que emplea como fuente de materia prima la biomasa, profundizando en la misma y realizando un estudio de viabilidad económica en una zona concreta de la comunidad autónoma de La Rioja.

De manera que mediante la realización de fin de grado se pretende estudiar la viabilidad técnica económica de una central de gasificación de biomasa. En el contenido de este estudio se presenta la cadena de procesos que se suceden en la central, desde la coordinación de la recogida del residuo hasta la distribución de los gases obtenidos.

A través de este estudio se trata de dar solución al problema medioambiental que supone a gestión de estos residuos agrícolas, realizando una revalorización energética de los mismos, incentivando a que los agricultores gestionen los residuos de manera eficiente. Además este tipo de iniciativas impulsan el sector agrario, activando la economía del sector, puesto que constituye una nueva fuente de ingresos para el mismo.

A través de este proyecto se pretende alcanzar los siguiente objetivos:

- ✓ Diseño e ingeniería conceptual del proyecto aportando soluciones concretas, basadas en estudios, siguiendo unos criterios de diseño seleccionados y describiendo los equipos básicos, así como la tecnología necesaria para la operación y funcionamiento de la planta. De la misma manera se realizará la selección de la alternativas más óptimas y eficientes para garantizar el máximo rendimiento de la planta.
- ✓ Profundizar en el estudio de las tecnologías existentes en el mercado para dar una solución real adaptada a las posibilidades de la situación de desarrollo de esta tecnología. Cada selección realizada se llevará a cabo teniendo en cuenta la necesidad de minimizar la huella ecológica causada por las actividades relacionadas con el desarrollo del presente proyecto.
- ✓ Proporcionar una alternativa a los combustibles fósiles en la producción de estos gases, disminuyendo la dependencia energética de estos combustibles, utilizando un recurso regional.

- ✓ Estudio de viabilidad técnico económica de la tecnología de gasificación en el mercado español. A mayores se aportará la rentabilidad de inversión en estas tecnologías para demostrar su cabida en el mercado.

2.1 Factores socio-económicos.

Podemos decir que a grandes rasgos el aprovechamiento de esta fuente de energía suponen una serie de cambios en la sociedad y el entorno donde se va a llevar a cabo el proyecto.

El fomento de la producción de biomasa para su uso energético permite un desarrollo de una nueva actividad en las áreas rurales, sobre un mercado con una demanda continua y sin fluctuaciones, que genera puestos de trabajo estables, bien remunerados y supone una nueva fuente de ingresos para el desarrollo de la industria en los alrededores de la localidad.

Con la misma potencia instalada se generan hasta cinco veces más puestos de trabajo con energías renovables en comparación con las fuentes convencionales de generación de energía, de acuerdo a lo expuesto en el libro Blanco de las Energías Renovables.

Esto nos permite fijar la población en los núcleos rurales evitando una emigración masiva hacia las ciudades donde, tradicionalmente se encuentra la expansión de la industria, evitando así el abandono de las actividades del mundo rural, abandono de pueblos, la aparición de zonas marginales y la disgregación social en las ciudades.

El fomento de este tipo de energía también supone una mejora en la infraestructura de las áreas rurales, en el sector servicios, como por ejemplo, la educación, la sanidad, las carreteras, etc. Aumentando así la calidad de vida en estas zonas.

Se establece también una nueva fuente de ingresos en la industria agrícola del vino mediante la venta de los residuos generados en esta actividad para la generación de energía, aportando una mayor seguridad tanto a empresarios como empleados.

En resumen se incentiva el desarrollo rural al darle un nuevo valor a los residuos para que sean aprovechados y reutilizados.

Por último el desarrollo de la biomasa pueda ayudar a disminuir la dependencia externa de otros países en el suministro de combustibles.

Tabla 2.1.- Emisiones de CO2 evitadas y generación de empleo.

Emisiones de CO₂ evitadas (Biomasa Eléctrica)	(t CO₂)	7.364.191
Emisiones de CO ₂ evitadas(Biomasa Térmica)	(t CO ₂)	1.788.326
Generación de empleo (Biomasa Eléctrica)	Hombres año	39.816
Generación de empleo (Biomasa Térmica)	Hombres año	17.277

2.2 Aspectos medioambientales

Este proceso supone una serie de ventajas medioambientales que hacen de esta tecnología una de las más eficaces alternativas a los combustibles fósiles, siendo las siguientes:

- ✓ Reducida emisión de azufre y HC policíclicos originarios de la lluvia ácida y muy contaminantes.
- ✓ Reducción de las emisiones de partículas sólidas al entorno.
- ✓ Reducidas emisiones de contaminantes como el CO, HC Y NO_x.
- ✓ El ciclo de CO₂ es neutro, sin contribución al efecto invernadero
- ✓ Reducción del mantenimiento y de los peligros y derivados del escape de gases tóxicos y combustibles en las casas.
- ✓ Aprovechamiento de residuos agrícolas , evitando su quema en el terreno.
- ✓ Evitamos la fluctuación de los precios en el coste de la producción de este tipo de energía ya que no dependemos de importaciones.

- ✓ Revalorización energética de residuos, puesto que le aportamos un valor energético a un residuo que no tenía ningún tipo de aprovechamiento.
- ✓ Es un recurso renovable a corto plazo.
- ✓ Se obtienen productos biodegradables.

Sin embargo cabe destacar, que a pesar de todas las ventajas antes mencionadas existen una serie de inconvenientes que debemos tener en cuenta:

- ✓ Baja densidad energética por unidad de combustible
- ✓ Problemas de abastecimiento de la cantidad necesaria de combustible en las mismas condiciones de calidad y cantidad.
- ✓ Los combustibles de origen biomásico tienen por norma general menor rendimiento comparación con los combustibles fósiles.
- ✓ La recolección almacenamiento y abastecimiento suponen un alto coste en el proceso productivo.
- ✓ No se pueden utilizar directamente, de la manera que se extraen de la naturaleza, sino que necesitan de un proceso de acondicionamiento previo.
- ✓ Secar más la biomasa presenta dos inconvenientes. A medida que se seca más, es más costoso en términos energéticos y económicos Y , una biomasa secada más allá de su punto de equilibrio recupera la humedad al entrar en contacto con el aire ambiente.

3 La biomasa.

El término biomasa engloba toda la materia orgánica proveniente de los árboles, planas y desechos de animales que pueden llegar a ser convertidos en energía, también se considera biomasa a la materia orgánica proveniente de la agricultura, aserraderos y los residuos urbanos sólidos. La biomasa se considera la fuente de energía renovable más antigua conocida por el ser humano.

Clasificación de la biomasa:

Biomasa natural:

Este tipo de biomasa proviene de ecosistemas naturales, sin la intervención del hombre para potenciarla o modificarla, compuesta principalmente por derivados de la limpieza del bosque y restos de plantaciones, leñas y ramas, coníferas y frondosas.

Biomasa residual:

La biomasa residual se genera en las actividades humanas que utilizan materia orgánica y su eliminación puede resultar un problema. Este tipo de biomasa tienen una serie de ventajas con respecto a las demás, reduce la contaminación y riesgos de incendios, reduce el espacio en vertederos, los costes de producción y transporte pueden ser bajos.

Dentro de este grupo podemos encontrar la siguiente clasificación:

Cultivos energéticos:

Son cultivos específicos exclusivamente dedicados a la producción de energía, en comparación con los cultivos tradicionales tienen una elevada productividad de biomasa y elevada resistencia a la sequía y a las enfermedades, rápido crecimiento, capacidad de rebrote y adaptación a terrenos marginales. Pueden ser tanto cultivos convencionales como los cereales o no convencionales como cynara.

Residuos agrícolas:

Aquellos excedentes de la producción agrícola que no sean empleados en la industria alimentaria para la alimentación humana pueden ser empleados como fuente de generación de energía, empleándolos directamente como alimentación de una central generadora o bien convirtiendo los en biocombustibles.

Residuos de industrias forestales:

Son todos aquellos residuos generados en proceso industrial de la elaboración de madera como son el serrín, astillas virutas... que pueden ser empleados en el proceso de generación de energía ya que no disponen de la calidad suficiente para ser empleados en otro tipo de proceso.

Residuos ganaderos:

Este tipo de residuo se genera durante el proceso de la cría intensiva o extensiva de ganado en cualquiera de sus tipologías en los que cabe destacar los estiércoles, purines, residuos zoonosanitarios y subproductos de origen animal no destinados al consumo humano, a los que se busca dar una salida mediante el proceso de generación de energía.

Residuos sólidos humanos:

En los centros urbanos se genera gran cantidad de biomasa en el proceso doméstico y comercial de los mismos como por ejemplo, residuos alimenticios, cartón, lodos de agua, etc. Actualmente el tratamiento más extendido de estos residuos es la incineración, pero mediante la revalorización energética se busca dar una salida alternativa, como fuente de energía.

Tabla 3.1.-Caracterización de los tipos de biomasa existentes.

Recursos de biomasa	Tipo de residuo	Características físicas
Residuos forestales	Restos de aserrío: corteza, aserrín, astillas. Restos de ebanistería: aserrín, trozos, astillas. Restos de plantaciones: ramas, corteza, raíces.	Polvo, sólido, HR ² >50% Polvo sólido, HR 30 - 45% Sólido, HR > 55%
Residuos agropecuarios	Cáscara y pulpa de frutas y vegetales. Cáscara y polvo de granos secos (arroz, café). Estiércol. Residuos de cosechas: tallos y hojas, cáscaras, maleza, pastura.	Sólido, alto contenido humedad Polvo, HR < 25% Sólido, alto contenido humedad Sólido HR >55%
Residuos industriales	Pulpa y cáscara de frutas y vegetales. Residuos de procesamiento de carnes. Aguas de lavado y precocido de carnes y vegetales. Grasas y aceites vegetales.	Sólido, humedad moderada Sólido, alto contenido humedad Líquido Líquido, grasoso
Residuos urbanos	Aguas negras. Desechos domésticos orgánicos (cáscara de vegetales). Basura orgánica (madera).	Líquido Sólido, alto contenido humedad Sólido alto contenido humedad

3.1 Marco normativo y situación de la biomasa.

La Normativa Comunitaria actualmente vigente es la *directiva 2009/28/CE del Parlamento y Consejo Europeo*, cuyo objetivo es fomentar un aumento de la contribución de las fuentes de energía renovables a la generación eléctrica en el mercado.

La trasposición de estos planes, se ha reflejado en España a partir *del Plan de Energías Renovables 2005-2010*, a concluido, y el *Plan de Energías Renovables 2011-2020*.

Anterior a las mismas es la *Directiva 2001/77/CE*, sobre la producción de electricidad a partir de fuentes de energía renovables.

La Directiva 2009/30/CE, regula las emisiones derivadas del uso de biocarburantes. Así mismo esta directiva apunta hacia un uso sostenible y responsable de biocarburantes sin alentar la destrucción de los suelos ricos en biodiversidad.

Para promover el uso de los biocarburantes se promovió *la Directiva 2003/30/CE del parlamento y consejo Europeo*, fomentando su uso en el sector del transporte, de los siguientes tipos: bioetanol, biodiesel, biogás, biometanol y bioaceite.

La *Directiva 2003/96/CE del Consejo*, por la que se reestructura el régimen comunitario de imposición de los productos energéticos y de la electricidad, por la que se establecían unas condiciones impositivas mínimas comunes en toda la Unión Europea.

Legislación nacional.

La legislación más importante que concierne a la producción de energía eléctrica a través de fuentes de energía renovables es el *Real Decreto 661/2007*, por el que se regula la actividad de producción de energía eléctrica en régimen especial.

La producción de electricidad a partir de fuentes renovables está regulada desde 1980 mediante la *Ley 82/1980*, sobre conservación de la Energía, que es el origen de la actual regulación de las energías renovables.

Sin embargo, no es hasta la promulgación del "Real Decreto 2.366/1994", que regula las relaciones entre productores con cogeneración y renovables y empresas distribuidoras, cuando se menciona por primera vez la biomasa, como tal, para la producción de energía eléctrica.

"El Real Decreto 2818/1998", adaptó el régimen especial de energías renovables y cogeneración a la liberación del sector eléctrico.

Desde ese momento la normativa ha ido evolucionando, a través de sucesivas reglamentaciones, hasta la publicación y entrada en vigor del "RD 661/2007", por el que se regula la producción de energía eléctrica.

De forma casi simultánea, se publica el "RD 616/2007" que fomenta la cogeneración.

El nuevo RD crea un escenario favorable para las cogeneraciones con biomasa, especialmente en el sector terciario, y se muestra exigente con aquellas cogeneraciones con poca valorización de calor.

A partir del "RD 661/2007" se regula la producción eléctrica a partir de biomasa (con cogeneración o no) de las instalaciones puestas en marcha a partir del 1 de enero de 2008 que sustituyó al del "RD 436/2004".

Plan de energías renovables (PER) 2011-2020.

El artículo 78 de la "Ley 2/2011", plantea los objetivos nacionales mínimos de energías renovables en 2020, estableciendo a su vez que el Gobierno aprobará planes de energías renovables que hagan posible el cumplimiento de los objetivos fijados.

Objetivos del PER 2011-2020.

"El PER 2011-2020", recoge una serie de medidas, que pretenden cumplir con los requerimientos europeos, alcanzando unos objetivos nacionales en 2020, fijados en el Plan.

De estas previsiones de generación eléctrica para el año 2020 se establecieron unas horas de funcionamiento, en función de la potencia instalada.

Medidas contempladas en el plan de energías renovables 2011-2020, para el fomento del uso de la biomasa.

“El Plan de Energías Renovables 2011-2020 ” contiene alrededor de 90 medidas de aplicación nacional y sectorial.

“El Real Decreto-ley 1/2012”, por el que se procede a la suspensión de los procedimientos de pre-asignación de retribución y a la supresión de los incentivos económicos, debido a la situación de crisis económica que España atraviesa.

Para la biomasa (grupo conjunto de biomasa sólida, RSU y biogás) se plantea pasar en 10 años a un incremento en potencia instalada en torno a un 136%, aumentando de 825 MW hasta un total de 1.950 MW. Con ello se pasaría de una producción bruta de energía eléctrica de 4.228 GWh en 2010 a 12.200 GWh en 2020.

Es decir, se prevé un aumento de la biomasa (biomasa sólida, residuos sólidos urbanos y biogás) de 383 MW en 10 años (38,3 MW/año).

3.2 Situación de la biomasa.

En el año 2004 el consumo de biomasa para aplicaciones térmicas con combustible sólido y gas fue de 3.456 ktep y en 2010 el consumo fue de 3.689 ktep (un aumento de un 6,7%).

En el año 2010 la mayor parte de los 3.655 ktep de consumo térmico final de biomasa en España provenía del sector forestal y en industrias forestales para consumo térmico o cogeneración.

Para biocarburantes, el consumo de biomasa en el 2004 fue de 228 ktep y en 2010 de 1.442 ktep. El porcentaje de consumo de biocarburantes sobre el total de gasolina y gasóleo fue del 4,99%.

El total de biomasa utilizada como energía primaria (incluyendo la utilizada para la generación de energía eléctrica, térmica y biocarburantes) fue en el año 2004 de 4.476 ktep y en el año 2010 fue de 6.323 ktep (aumento del 41%).

Comparando los datos con el aumento experimentado por el total de renovables como energía primaria, en relación a la biomasa, se observa una velocidad menor de crecimiento.

En relación a las aplicaciones de la biomasa, la implantación de aplicaciones modernas tanto en edificios como en desarrollos tecnológicos en gasificación y ciclos ORC para la implantación de cogeneración hacen prever para los próximos años una expansión de la biomasa en el sector térmico. En especial, la biomasa jugará un papel importante en edificación para conseguir calificaciones energéticas de mayor nivel sobre las tecnologías de conversión de la biomasa, hay que destacar que la gasificación es una tecnología que sigue planteando inestabilidades de funcionamiento con la biomasa como combustible.

La combustión de biomasa, es la tecnología más fiable para la generación eléctrica. Pero debemos tener en cuenta que algunos combustibles como la paja, en ciertas condiciones de operación, también puedan generar problemas de depósitos y corrosión en las calderas.

Cabe añadir que el avance tecnológico necesario en este área, viene acompañado por el efecto que produjo la aplicación del "Real Decreto Ley 1/2012", que ha frenado de forma muy importante las iniciativas de implantación de energías renovables, incluyendo la biomasa.

3.3 Clasificación y caracterización de la biomasa de la zona .

De los diferentes recursos existentes en la comunidad de La Rioja, la biomasa supone un recurso potencial con una capacidad de generar hasta 57.735 tep anualmente de la cual, 79.300 tep se pueden extraer de forma inmediata anualmente, a la que debemos sumar 20.858 tep que se extraerían de distinta valorización energética.

En definitiva dispondríamos de un potencial de explotación anual media de 172.016tep a medio-largo plazo y se prevé, una potencia eléctrica de 78.34 MW, pudiendo llegar a generar 578.02 GWh/ año. [2]

En los diferentes países del mundo la biomasa es el primero o el segundo recurso más abundante, esto hace que aumente la seguridad en el empleo de esta fuente de energía disminuyendo así la dependencia exterior de nuestro país de otras fuentes de energía que se ven sometidas a la inestabilidad política.

En el año 2011 la biomasa se situó en el tercer puesto tras la energía eólica y la solar, en el empleo de energías renovables España, lo que nos avanza una nueva tendencia en el

empleo de energías renovables a largo plazo.

Debido a los datos anteriores se deduce la comunidad autónoma de La Rioja dispone de un alto potencial de aprovechamiento de biomasa, por lo que nos disponemos a realizar la clasificación de los diferentes recursos existentes en la zona, para ello vamos a diferenciar en primer lugar, entre las diferentes fuentes del recurso disponibles en el entorno.

Tabla 3.2.- Potencial disponible de biomasa por comunidad, (t/año). [33]

Comunidad Autónoma	Masas forestales existentes			Masas leñosas susceptibles de implantac. en terreno forestal	Restos agrícolas			Masas herbáceas susceptibles de implantac. en terreno agrícola	Masas leñosas susceptibles de implantac. en terreno agrícola	Total (t/año)
	Restos de aprovech. madereros	Árbol completo	Total masas existentes		Herbáceos	Leñosos	Total			
Andalucía	209.375	1.649.219	1.858.594	1.231.669	2.518.996	4.957.623	7.476.619	2.961.107	1.127.133	14.655.121
Aragón	56.161	740.121	796.282	85.865	1.257.356	1.419.104	2.676.460	1.881.502	814.641	6.254.749
Asturias	280.944	829.081	1.110.025	1.384.360	0	378.173	378.173	0	0	2.872.558
Cantabria	181.728	505.452	687.180	472.133	41.213	6.518	47.731	4.891	6.194	1.218.129
Castilla-La Mancha	74.165	1.313.048	1.387.213	203.519	2.060.321	1.073.376	3.133.697	3.831.473	1.233.273	9.789.177
Castilla y León	123.428	2.300.723	2.424.151	1.496.793	4.167.623	230.759	4.398.382	5.614.995	1.327.990	15.262.310
Cataluña	171.078	1.220.223	1.391.301	143.838	1.045.020	2.210.580	3.255.599	758.939	532.713	6.082.389
Comunidad Valenciana	38.809	234.648	273.457	104.654	52.487	2.223.407	2.275.894	77.440	71.104	2.802.549
Extremadura	91.283	1.451.860	1.543.143	1.433.327	898.837	982.766	1.881.602	1.075.765	880.174	6.814.012
Galicia	1.307.072	3.427.870	4.734.942	7.931.615	992.906	550.870	1.543.777	8.169	149.132	14.367.634
Islas Baleares	9.126	51.551	60.677	8.025	113.942	405.250	519.191	294.303	47.555	929.751
Islas Canarias	1.182	24.498	25.680	8.863	310	179.767	180.076	485	397	215.500
La Rioja	7.516	112.853	120.369	17.315	229.865	217.358	447.223	146.657	48.874	780.438
Madrid	7.205	167.611	174.816	81.644	137.583	62.472	200.055	233.813	91.735	782.064
Murcia	14.137	63.819	77.955	4.407	56.376	1.028.553	1.084.929	142.168	52.882	1.362.342
Navarra	41.565	804.471	846.036	189.129	641.182	126.822	768.005	570.252	186.539	2.559.961
País Vasco	369.469	834.068	1.203.537	275.165	220.548	64.823	285.372	135.909	28.524	1.928.508
Total	2.984.243	15.731.116	18.715.358	15.072.320	14.434.566	16.118.220	30.552.785	17.737.868	6.598.861	88.677.193

Tabla 3.3.- Potencial de biomasa por comunidad autónoma (t/año)II. [33]

Biomasa potencial disponible según procedencia (tep/año)								
Comunidad Autónoma	Masas forestales existentes			Masas leñosas susceptibles de implantac. en terreno forestal	Restos agrícolas	Masas herbác. susceptibles de implantac. en terreno agrícola	Masas leñosas susceptibles de implantac. en terreno agrícola	Total (tep/año)
	Restos de aprovech. madereros	Árbol completo	Total masas existentes					
Andalucía	45.985	347.799	393.784	142.770	1.574.623	604.133	247.823	2.963.134
Aragón	12.784	167.430	180.214	10.409	560.202	376.532	180.848	1.308.205
Asturias	57.596	179.704	237.300	171.164	80.896	0	0	489.360
Cantabria	37.026	104.661	141.687	56.926	9.803	998	1.377	210.791
Castilla-La Mancha	16.765	284.746	301.510	24.636	649.475	779.895	276.942	2.032.458
Castilla y León	27.383	498.963	526.346	182.508	899.568	1.133.035	300.575	3.042.032
Cataluña	38.232	279.538	317.771	17.583	686.162	152.631	117.181	1.291.327
Comunidad Valenciana	8.718	52.097	60.814	12.667	486.394	15.800	15.823	591.498
Extremadura	20.093	294.269	314.362	172.143	393.515	219.480	193.935	1.293.436
Galicia	271.963	760.068	1.032.031	920.252	320.363	1.666	33.069	2.307.381
Islas Baleares	2.048	11.310	13.358	967	110.002	60.044	10.219	194.591
Islas Canarias	296	5.780	6.076	2.019	38.508	99	92	46.793
La Rioja	1.640	24.503	26.143	2.087	93.333	29.516	10.805	161.884
Madrid	1.627	35.798	37.425	9.975	41.418	47.179	20.463	156.461
Murcia	3.176	14.443	17.619	531	231.623	29.006	11.576	290.355
Navarra	9.051	172.223	181.274	22.799	157.911	115.411	41.059	518.455
País Vasco	81.891	180.828	262.719	33.029	58.835	27.722	6.386	388.690
Total	636.273	3.414.158	4.050.432	1.782.467	6.392.631	3.593.148	1.468.173	17.286.851

Observando los datos disponibles de las tablas anteriores, podemos determinar que el potencial de mayor aprovechamiento en cuanto a cantidad de combustible por año se encuentra en los residuos provenientes de restos agrícolas leñosos y herbáceo (la paja de cereal de invierno :trigo, cebada, centeno, etc. La caña de maíz y girasol y la paja de arroz) Por lo que podemos concluir que el tipo de biomasa más adecuado para emplear por la central es, la procedente de los residuos agrícolas ya que como podemos comprobar, son los recursos más abundantes en la zona, de esta manera podemos cumplir con el objetivo de buscar una solución para el desequilibrio demográfico existente entre la demanda y generación de energía a partir de una fuente autóctona.

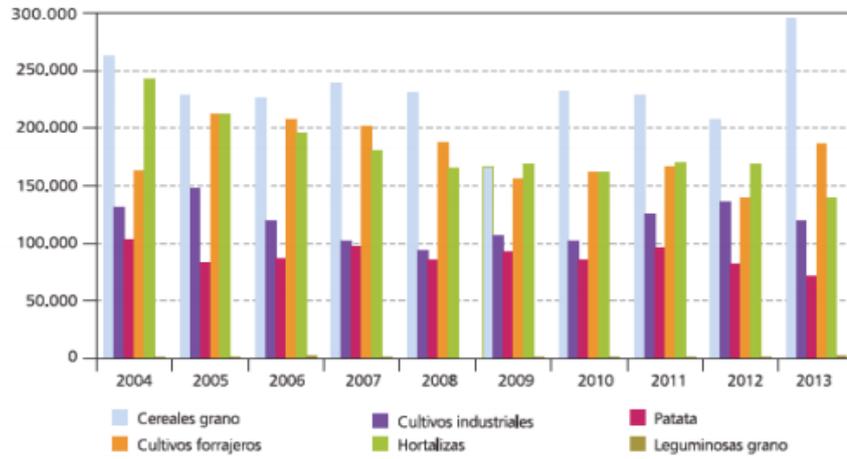


Figura 3.1.- Grafico cultivos herbáceos en La Rioja.

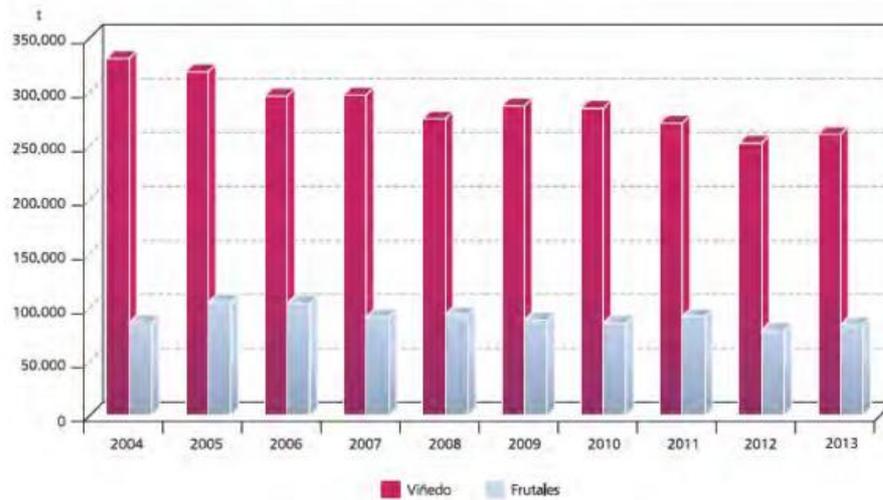


Figura 3.2.- Cultivos leñosos en La Rioja.

TABLA 5. Poderes caloríficos de diferentes tipos de biomasa					
Producto	PCS (kcal/kg) Humedad = 0%	PCI a la humedad x (kcal/kg)			
		x	PCI	x	PCI
Leñas y ramas					
Coníferas	4.950	20%	3.590	40%	2.550
Frondosas	4.600	20%	3.331	40%	2.340
Serrines y virutas					
Coníferas	4.880	15%	3.790	35%	2.760
Frondosas autóctonas	4.630	15%	3.580	35%	2.600
Frondosas tropicales	4.870	15%	3.780	35%	2.760
Corteza					
Coníferas	5.030	20%	3.650	40%	2.650
Frondosas	4.670	20%	3.370	40%	2.380
Vid					
Sarmientos	4.560	20%	3.280	40%	2.310
Ramilla de uva	4.440	25%	2.950	50%	1.770
Orujo de uva	4.820	25%	3.240	50%	1.960
Aceite					
Hueso	4.960	15%	3.860	35%	2.810
Orujillo	4.870	15%	3.780	35%	2.760
Cáscaras frutos secos					
Almendra	4.760	10%	3.940	15%	3.690
Avellana	4.500	10%	3.710	15%	3.470
Piñón	4.930	10%	4.060	15%	3.830
Cacahuete	4.250	10%	3.480	15%	3.260
Paja de cereales					
	4.420	10%	3.630	20%	3.160
	4.420	30%	2.700		
Cascarilla de arroz					
	4.130	10%	3.337	15%	3.150
Girasol					
Residuo de campo					
	4.060	10%	3.310	15%	3.090

Tabla 3.4.- Poderes caloríficos de diferentes tipo de biomasa en función del grado de humedad. [7]

En consecuencia de los datos dispuestos en la tabla anterior, sobre el rango de poderes caloríficos debemos destacar que los residuos provenientes de la vid tienen mayor poder calorífico y por lo tanto mayor contenido energético para el mismo rango de humedad.

3.3.1 Vid.

La evaluación de este recurso se puede realizar en función de la superficie destinada al cultivo, y más concretamente el número de árboles por unidad de superficie. En kg/año y árbol para los cultivos.

Tabla 3.5.- Valorización del recurso disponible de residuos procedentes de cultivos leñosos España. [4]

Cultivo	Kg residuo / árbol y año
Frutales de hueso y pepita	2.5
Cítricos	2
Almendra	3
Olivar	8
Viñedo	0.5-1

Actualmente, y en general, los residuos agrícolas leñosos apenas tienen aprovechamiento con valor de mercado, a pesar de que conllevan un coste inevitable para el agricultor, dada la necesidad de retirarlos o de picarlos para facilitar el tránsito y el laboreo de las parcelas y, una salida al mercado como fuente de energía abarataría los costes de producción de los mismos.

Recién efectuada la poda, el contenido en humedad de los sarmientos se encuentra próximo al 40%, aunque tras un secado natural de los residuos, se podrían obtener valores comprendidos entre el 10 y 20%. Este residuo, posee de media un poder calorífico superior e inferior de 19,2 y 17,9 MJ/kg m.s. . El sarmiento de la vid, dada su escasa humedad (10% en base húmeda), se apila directamente en los parques de almacenamiento.

Tabla 3.6.- Caracterización del sarmiento. [3]

Análisis inmediato	s/seco	s/húmedo (materia prima)
Humedad total %	—	9.5
Volátiles %	78.1	70.68
Carbono fijo %	18.7	16.92
Cenizas	13.2	12.9
ANÁLISIS ELEMETAL		
C %	47.1	42.63
H %	5.7	6.21
O %	42.28	47.17
N %	1.14	1.03
S%	0.05	0.05
CL%	0.01	0.01
PODER CALORÍFICO		
Poder calorífico superior (Kcal/Kg)	4452	4091
Poder calorífico inferior (Kcal /kg)	4240	3763
OTROS ANÁLISIS		
Densidad aparente	198 Kg/m ³	
Contenido en metales	No detectado	
Contenido en objetos extraños /impurezas	No detectado	

3.3.2 Paja de cereal:

No todo el residuo existente está disponible y es utilizable para usos energéticos, ya que en algunos casos, resulta más interesante dejarlo en el campo por motivos económicos o medioambientales, y en otros casos, ya se está valorizando en otros usos no energéticos.

La cantidad de residuo de un cultivo se puede estimar a partir de su producción comercial (kg residuo/kg producción) . En cada cultivo existe una variabilidad en función de la variedad utilizada y el sistema de cultivo (secano o regadío).

Tabla 3.7.- Caracterización del recurso disponible de residuos agrícolas herbáceos en España.[5]

Cultivo agrícola	Kg residuo/Kg producto.
Trigo, cebada, avena	0.6-1.3
Centeno	1.0-1.5
Maíz	0.8-1.5
Arroz	0.5-1.0
Sorgo	1.0-2.0
Girasol	0.7-2.0
Hortícolas	0.7-2.0

La paja de los cereales se ha empleado a lo largo de la historia como alimento para los animales , junto con la leña y el carbón vegetal, como combustible sólido por excelencia. Actualmente su uso se contempla en centrales térmicas para generar energía eléctrica y calor. Estos usos han encontrado siempre el problema de la estacionalidad, ya que la producción de paja es mucho mayor los años lluviosos que cuando hay sequía, por lo que es difícil establecer la cantidad de paja disponible y su precio.

La desventaja de la paja de cereal como combustible es su baja densidad, por lo que para abaratar el transporte, tanto a la planta de almacenaje, como de ésta a la central, tras su recolección, se compacta y empaqueta en pacas de forma cilíndrica o prismática

Humedad:

La humedad de la paja es baja si se deja secar en campo, lo cual se consigue si se realiza su recogida en los meses de verano. Si nos referimos a restos de maíz, que se recogen en otoño-invierno, es preciso un secado forzado, ya que su humedad es mayor. El secado se realizará antes de su empacado.

Composición química:

La composición química de la paja es variable y dependerá del cereal considerado, de las características químicas del suelo y de los fertilizantes empleados durante el cultivo. Por otro lado, la cantidad y distribución de las precipitaciones anuales, favorecen diferentes reacciones químicas alterando la composición química de la paja. Aunque la paja es un material primordialmente lignocelulósico, contiene otros elementos químicos como

azufre, calcio, cloro, potasio y silicio. La mayoría de ellos provocan problemas de corrosión en los tubos de escape de gases y en los intercambiadores de calor o ataques en las parrillas y paredes de las calderas. Por estos motivos, la combustión de paja no es sencilla y hay que controlar con detalle las temperaturas de combustión y la proporción aire/paja lo que hace su empleo caro y difícil.

PCS: Depende de la especie, del tipo de suelo, de los fertilizantes empleados y, sobre todo, de la humedad. Como dato general orientativo, la paja puede presentar una productividad media de 3 t/ha y un PCI de 17,15 MJ/kg m.s. Las labores de siega y recolección para biomasa agrícola herbácea destinada a aprovechamiento energético son los mismos que los utilizados para la recolección de los cultivos herbáceos destinados a la alimentación humana o animal. [4]

Tabla 3.8.-Caracterización de la paja de cereal.

		Paja de cereales				Madera
Variable	Unidad	Trigo	Cebada	Avena	Medio	Medio
PCS ₀	kcal/kg	4.867	4.752	4.506	4.708	4.732
Densidad	kg/dm ³	1.095	1,051	1,079	1,075	1,075
Materia mineral	%1	0,077	0,050	0,050	0,045	0,035
Humedad	%1	0,078	0,047	0,054	0,060	0,060
Friabilidad	%1	1,352	1,259	1,759	1,457	1,06
ICP _M	Adimensional	2,492	2,548	1,822	2,287	2,751
ICP _M relativo(*)	Adimensional	1,368	1,398	1,000	-----	-----

3.4 Logística.

Debido a la disgregación que presentan los cultivos agrarios en la zona, uno de los principales problemas a los que se trata en este proyecto de dar solución es, la magnitud del área necesaria para satisfacer la demanda de la alimentación de la planta y esta manera suplirla de manera constante en tiempo.

Otro problema primordial se debe al carácter estacional que presentan este tipo de cultivos, esto condiciona la obtención de biomasa de manera constante a lo largo del año, complicando así la logística de aprovisionamiento de la central, dando como resultado la necesidad de disponer de un lugar acondicionado para el almacenamiento temporal de

dicho recurso y poder así disponer del mismo asegurando la continuidad de suministro durante el año.

La poda de la vid se realiza todos los años durante el invierno (diciembre-marzo), obteniéndose, aproximadamente, entre 900 y 1.200 kg/ha en peso húmedo de restos de poda en seco y regadío respectivamente.

La poda del viñedo se realiza anualmente y de forma manual, o combinando una pre-poda mecanizada con poda manual. Posteriormente se apilan y recogen los sarmientos, generalmente con maquinaria móvil a la que se le implementan sarmentadores hidráulicos o auto-cargadores.

los precios que se muestran **Tabla 3.2**, de los dos recursos anteriormente dispuestos Así mismo debemos de establecer un criterio de selección en función de los costes que representan este tipo de cultivos durante el proceso de transporte a la central. Comparando.

Tabla 3.9.- Costes medios del transporte de biomasa.[33]

Tipo biomasa	Máquina	Carga nacional (t húmedas)	Coste horario (€/h)	Distanc. media (km)	Velocid. media (km/h)	Coste (€/km)	Coste (€/t)	Tiempo carga descarga (h)	Coste pala cargadora (€/h)	Coste carga y descarga (€/t)	Coste final €/t
Cultivos leñosos	Piso móvil	24,50	82,41	60	52	1,37	3,88	0,42	57,97	2,39	6,27
Cultivos herbáceos	Tráiler	22,19	81,92	60	52	1,37	4,26	0,39	57,97	2,44	6,70
Restos	Tráiler	20,70	81,92	60	52	1,37	4,57	0,36	57,97	2,43	7,00

Tabla 3.10.- Costes medios de obtención de biomasa por comunidad autónoma.[33]

Coste medio de obtención según la procedencia de la biomasa (€/t)						
Comunidad Autónoma	Masas forestales existentes		Masas leñosas susceptibles de implantación en terreno forestal	Restos agrícolas	Masas herbáceas susceptibles de implantación en terreno agrícola	Masas leñosas susceptibles de implantación en terreno agrícola
	Restos de aprovecham. madereros	Árbol completo				
Andalucía	24,01	43,59	43,22	19,92	55,16	41,59
Aragón	25,33	42,83	44,38	22,08	53,77	42,05
Asturias	30,73	43,09	34,66	22,90	0,00	0,00
Cantabria	27,63	41,60	38,86	17,83	47,37	40,26
Castilla-La Mancha	24,81	44,38	45,53	20,94	55,88	32,31
Castilla y León	27,11	44,53	42,99	21,27	53,33	31,22
Cataluña	25,50	40,55	40,35	19,76	48,35	40,71
Comunidad Valenciana	23,74	39,50	44,49	24,92	54,78	42,09
Extremadura	21,52	45,31	44,96	20,07	61,48	32,65
Galicia	30,75	43,99	35,97	17,58	48,10	37,37
Islas Baleares	24,34	37,84	47,27	23,31	60,25	38,27
Islas Canarias	45,79	50,25	32,51	23,30	57,01	35,00
La Rioja	27,06	44,11	44,31	19,73	48,35	40,28
Madrid	25,09	43,85	41,89	21,19	54,29	35,62
Murcia	24,52	38,48	47,23	25,54	62,83	74,47
Navarra	26,21	40,85	40,25	18,99	48,91	35,57
País Vasco	31,01	41,40	38,52	21,05	46,05	38,88
Coste medio	26,59	43,16	42,14	20,97	53,39	36,26

Teniendo en cuenta que los costes medios de transporte de biomasa en €/t de biomasa, siendo para los cultivos leñosos de 6.27 €/t y para los herbáceos de 6.7 €/t, es de apreciar que resulta más económico el transporte de cultivos de tipo leñoso en comparación con los restos herbáceos, lo que supone una ventaja económica para los primeros.

3.5 Elección de la biomasa a utilizar y justificación.

Dadas las ventajas sociales y medioambientales que presenta la biomasa residual frente a los diferentes tipos de biomasa de los que se ha hablado en los apartados anteriores del

presente proyecto, se ha optado por tomar la biomasa residual como fuente para alimentar la planta, dando lugar así a un balance positivo en el entorno.

Siguiendo con estos mismos criterios, debemos establecer que tras examinar la biomasa disponible en la zona nos decantamos por la elección de restos de la industria vinícola, debido a su gran disponibilidad en la zona, caracterizados por menor contenido en cenizas que la paja de cereal, menor dificultad para controlar el proceso global de la reacción, un poder calorífico considerable, su secado al aire libre abarata los costes de producción, el precio de transporte, debido a su densidad, es más barato y facilita el proceso, el coste de compra es inferior al de otro tipo de biomasa ya que se trata de un excedente producido durante las labores agrícolas y su empleo en este tipo de proceso permite darle una reutilización a un producto del que debe encargarse el agricultor, para él cual suponía un coste tratarlo. Así mismo al tratarse de biomasa lignocelulósica, no compete con la industria alimentaria y por lo tanto su uso generalizado para este fin, no desplazaría a ningún cultivo de la zona.

De acuerdo con lo establecido en las tablas de caracterización del sarmiento, este tipo de biomasa dispone de las siguientes ventajas en su utilización:

- ✓ Reducidas emisiones de azufre y óxidos de nitrógeno, reduciendo las emisiones contaminantes.
- ✓ Presenta un bajo contenido de cenizas, escorias y azufres que hace que este tipo de biomasa sea más adecuado en el empleo en centrales de gasificación, ya que mejora el funcionamiento de la planta evitando incrustaciones y problemas por suciedad influyendo en el abaratamiento de costes de mantenimiento y gestión de residuos.
- ✓ Dispone de un poder calorífico considerable en comparación con otros tipos de biomasa.
- ✓ Tiene un alto contenido en humedad pero es fácilmente tratable para mejorar el rendimiento global del proceso, además para la gasificación se necesitan componentes muy húmedos.
- ✓ No contiene metales pesados por lo que no habrá emisiones de los mismos derivadas de la actividad de la central.
- ✓ Dispone de un contenido considerable de carbono fijo lo que la hace apta para este proceso.

- ✓ Al tratarse de residuos de la producción agrícola se emplearan en la central, astillando previamente los mismos para asegurar así un tamaño de partícula comprendido entre los 80 y 300 mm.

3.6 Cálculo del consumo de biomasa demandado por la planta.

Para determinar el consumo de biomasa demandado por planta, primero debemos de establecer el área de influencia que afecta a la misma, en una extensión de radio 30-40 km, que engloba a los municipios que se muestran en la tabla siguiente, para así determinar la biomasa disponible en dicho área.

Tabla 3.11. hectáreas área de influencia en La Rioja.[6].

La Rioja	ha
Haro	1127.21
Briones	1292.44
San Vicente de la sonsierra	1794.89
Villalba	319.42
Rodezno	466.01
San Asensio	1842.96
Briñas	101.02
Zarratón	235.12
Sajazarra	321.76
Tirgo	149.92
Cuzcurrita de río tirón	582.33
Casalarreina	73.65
Anguciana	51.48
Cihuri	347.94
Ollauri	87.5
Gimileo	100.95
Fonzaleche	304.07
Villa lobar	82.12
Baños de Rioja	96.55
ÁBALOS	694.14
Azofra	430.52

Tabla 3.12.- Hectáreas de biomasa disponible en Álava. [6]

ÁLAVA	ha
Labastida	1110.75
Laguardia	3593.8

Según los datos suministrados por diferentes agricultores de la zona, la producción de residuo por hectárea de cultivo de vid, se estima en 1600 kg /ha, con una variación del 20% , 30% dependiendo del tipo de cepa, que pueden ser fértiles o secas.

Teniendo en cuenta que el número total de hectáreas en el área estimada es de 15206,55 hectáreas , obtenemos un total de 24330.48t de residuo procedente de la poda de la vid. Aunque debemos tener en cuenta que la producción de este residuo puede variar de un año para otro entorno a un 25% por lo que las toneladas reales disponibles para abastecer a la planta son 18247.86t/año de este tipo de residuo estimado.

Puesto que la central funcionará en torno a unas 7200 h al año, es decir, 300 días al año, la alimentación disponible de biomasa a la central será de 2.53 t/h, realizando así las paradas para realizar las labores de mantenimiento necesarias para el correcto funcionamiento de la central.

3.7 Procesos de acondicionamiento de la biomasa.

La biomasa exige una serie de pre-tratamientos para alcanzar las condiciones adecuadas para un mayor aprovechamiento energético de la misma y más eficiente, las características que condicionan el aprovechamiento energético se especifican a continuación.

- ✓ Granulometría.
- ✓ Heterogeneidad y poca uniformidad.
- ✓ Elevado contenido en humedad.
- ✓ Reducida densidad.
- ✓ Gran dispersión de los residuos.

- ✓ Dificultad de transporte y manipulación.
- ✓ Presencia de residuos no aprovechables como arena, piedras, metales, etc.

En residuos agrícolas (ramas, hojas, paja), y en los forestales (ramas y hojas verdes), se pueden originar algunos problemas en equipos de tratamiento y manejo, tales como el taponamiento en los equipos de astillado, trituración, transporte y manipulación, abovedamientos en silos y tolvas de almacenamiento, fermentación de la biomasa amontonada perdiendo parte de su poder calorífico, e incremento de la humedad. Estas características son las que dificultan o incluso impiden, a veces, su aprovechamiento como combustibles.

En consecuencia es primordial que los residuos biomásicos adquieran las siguientes características mediante un acondicionamiento adecuado para cada tipo:

- ✓ Homogeneidad y uniformidad.
- ✓ Aumento de su densidad natural mediante compactación.
- ✓ Humedad relativa baja.
- ✓ Limpieza. Deben estar exentos de contaminantes.
- ✓ Facilidad de manejo y almacenaje.
- ✓ Economía de transporte.

Normalmente estos tratamientos se efectúan antes de transportarlos , para reducir el coste.

El pretratamiento consiste en :

Reducción de la granulometría: homogenización y reducción del tamaño de la biomasa, dando la posibilidad de un transporte y almacenaje más sencillo y económico. En este proceso se realizará un sarmentado apilando la biomasa en gavillas directamente en el campo, que posibilitará la reducción del tamaño de la biomasa acondicionando la para su transporte y una trituración, mediante la maquinaria adecuada, previo secado al aire.

Tabla 3.13.- Caracterización de las astillas de madera.[7]

Dimensiones (mm) *				
P100	3,15 mm <= P <= 100 mm	< 1 mm	máx. 1%* > 200 mm	
Humedad (% en peso según se recibe)				
M20	<= 20%	Secadas		
M30	<= 30%	Adecuada en el almacenamiento		
M40	<= 40%	Limitada en el almacenamiento**		
M55	<= 55%			
M65	<= 65%			
Normativo	Cenizas (% en peso en base seca)			
	A0.7	< 0,7%		
	A1.5	< 1,5%		
	A3.0	< 3,0%		
	A6.0	< 6,0%		
	A10.0	< 10%		
Nitrógeno (% en peso en base seca)				
No.5	< 0,5%	El nitrógeno es obligatorio sólo para biomasa tratada químicamente		
N1.0	< 1%			
N3.0	< 3,0%			
N3.0+	> 3,0%			
Informativo	Poder calorífico inferior (MJ/kg) o densidad de energía (kWh/m³ suelto)		Se recomienda que se estipule al nivel de venta	
	Densidad aparente como recibida (kg/m³ suelto)		Se recomienda que se estipule en categorías (BD200, BD300, BD450) si se comercia en volumen	
	Cloro (% en peso en base seca)		Categorías recomendadas: Cl 0.03, Cl 0.07, Cl 0.10 y Cl 0.10+	
Origen		Biomasa de madera		
Forma de comercialización		Astillas de madera		
Normativo	Dimensiones (mm) *			
		Fración principal > 80% del peso	Fración fina < 5%	Fración gruesa, máx. longitud de partícula
	P16	3,15 mm <= P <= 16 mm	< 1 mm	máx. 1%* > 45 mm, todas < 85 mm
	P45	3,15 mm <= P <= 45 mm	< 1 mm	máx. 1%* > 63 mm
	P63	3,15 mm <= P <= 63 mm	< 1 mm	máx. 1%* > 100 mm

Las astillas de madera se caracterizan por que su coste de producción es inferior al de los pellets debido al menor proceso de elaboración requerido, las astillas limpias de corteza y secas (clase 1) son normalmente de alta calidad, tiene un grado medio de estandarización a nivel Europeo. Aunque se caracterizan por los siguientes inconvenientes, son menos densas que los pellets, por lo que precisan de un espacio mayor para el almacenamiento, al ser menos densas, el transporte sólo se justifica hasta una distancia corta (< 50 km), su composición es variable y por ello es preciso secar la materia prima de forma natural o artificial hasta una humedad inferior al 45%, o incluso menor que el 30% en el caso de las mejores astillas de clase 1 y presentan un contenido en cenizas inferior al 1% (clase 1) o al 5% (clase 2). [7]

Reducción de la humedad: se consigue mediante secado. El secado es la fase más costosa de las transformaciones previas. Existen dos formas de secado distintas: secado natural y secado forzado. El secado natural es ideal para zonas con clima mediterráneo o continental y cuando la humedad de la materia prima sea elevada (>30%). Por el contrario, el secado forzado es mucho más costoso y sólo es necesario para algunos usos finales como la producción de pellets.

Para las características de nuestra biomasa se ha elegido el siguiente pre-tratamiento:

Dadas las condiciones climáticas de la situación de la central no será necesario el empleo de un secado forzado de la biomasa en las dársenas y bastará con su apilado en los parques de almacenamiento durante unos 2 o 3 meses. Durante este tiempo y con un coste directo nulo se habrá reducido el contenido en humedad presente en los sarmientos se reducirá a menos de un 10%.

En cuanto al secado natural se pueden distinguir dos fases:

- ✓ Secado de residuos previo al astillado inicial.
- ✓ Para mejorar el comportamiento de la astilladora se realizará un secado natural en la zona para sarmientos durante aproximadamente un mes.

Secado natural de los materiales que han sido previamente astillados.

Una vez astillados los sarmientos se procederá a su apilado para su secado durante un mínimo de 3 meses reduciendo la por debajo de un 10% . Si fuera necesario para acelerar el secado o debido a las condiciones climáticas del momento puede contemplarse la recirculación de los gases recalentados en la cámara de molienda de la astilladora acelerando el secado de la misma.

Para su secado en ambas fases los residuos se agruparan de manera que se facilite el proceso disponiendo la biomasa en pilas cónicas que pueden llegar a medir más de 10 metros de altura o diámetro. Sin embargo surge un inconveniente, pues el apilamiento de la biomasa puede dar lugar a la termogénesis, proceso que consiste en una degradación biológica y una oxidación química, que eleva las temperaturas propiciando las condiciones necesarias para que se produzca una autocombustión, por todo ello dispondremos la biomasa en pilas de no más de 50 m³.



Figura 3.3.- Esquema del pre-tratamiento biomasa.

4 Tecnología de gasificación de la biomasa.

4.1 Elección de la tecnología de gasificación y justificación.

La gasificación es un proceso de oxidación parcial de la materia, en el cual la cantidad de oxígeno presente en la reacción es inferior al oxígeno estequiométrico necesario para que se produzca la combustión completa, en el que se transforma una alimentación de tipo sólido o líquido para obtener un combustible tipo gas que puede ser utilizado para producir energía eléctrica o como un importante aditivo químico.

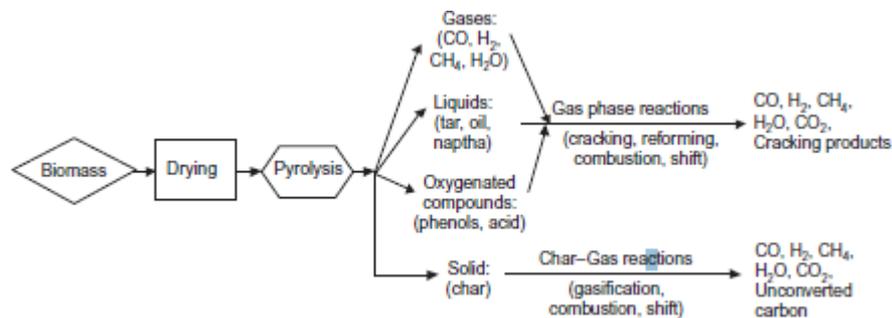


Figura 4.1.- Esquema procesos de la gasificación. [8]

Primeramente la biomasa es precalentada y seguidamente se produce la degradación térmica denominada pirólisis, el producto obtenido de la fase de pirólisis compuesto por una parte sólida, líquida y gaseosa, reacciona con el medio gasificante mientras que distintas fases que lo componen reaccionan entre sí. La energía necesaria para llevar a cabo el pre-calentamiento, la pirólisis y las reacciones endotérmicas que tienen lugar durante el proceso proviene de una cierta cantidad de una combustión exotérmica que tiene lugar dentro del gasificador.

Precalentamiento de la alimentación:

Después de que la biomasa entre en el gasificador se le aporta un calor de la zona caliente del gasificador proveniente de la zona aguas-abajo de esta fase, este precalentamiento evapora la poca cantidad de humedad que queda en el residuo. A partir de los 100°C el contenido en agua residual es despojada de la materia prima. Este

calentamiento continua hasta alcanzar una temperatura entorno a los 200 °C y la materia volátil se va desprendiendo durante el proceso.

Pirólisis:

El proceso de pirólisis no requiere de ningún agente externo. Mediante un proceso rápido de pirólisis hace que se mueva el producto sólido en la gráfica que muestra en **Figura 4.1** hacia el eje de C-H, siendo el oxígeno reducido de esta manera durante el proceso. En esta etapa tiene lugar el craqueo molecular que se detalla más adelante. También tiene lugar una formación de alquitrans que dificultan empleo del gas producto de la gasificación en la industria.

Reacciones de gasificación del char:

Esta fase agrupa todas las reacciones que involucran a los fueles hidrocarbonados, vapor, dióxido de carbono, oxígeno y hidrógeno en el reactor , así como aquellas en las que involucran a los gases.

En general el producto, procedente de la biomasa producido durante el proceso tiene mayor porosidad y mayor reactividad que el producido partir del carbón, de hecho el en proceso la reactividad del producto aumenta según aumenta el grado de conversión.

Las características del gasificación de una corriente de residuos, son las siguientes:

- ✓ Se emplea el vapor, aire o oxígeno como fuente de oxígeno y a veces como agente portador en los procesos de eliminación de los productos de la reacción.
- ✓ La temperatura de trabajo es superior a 750°C.
- ✓ Se producen dos tipos de reacciones en la gasificación:
 - Cracking molecular: Se produce la ruptura de los enlaces moleculares debido a las elevadas temperaturas más débiles dando lugar a moléculas de menos tamaño.
 - Reformado de gases: Estas reacciones son características del proceso de gasificación, en las que el vapor de agua actúa como reactivo.

Obteniendo así el gas de síntesis, formado por CO, H₂, CO₂, N₂ (únicamente si se utiliza el emplea el aire como agente gasificante) y CH₄. Obtenemos como productos secundarios del proceso alquitranes, compuestos halógenados y particulados. Análogamente obtenemos residuo sólido, formado de materiales inertes presentes en el residuo alimentado, usualmente contiene parte del carbono sin gasificar.

La cantidad, composición y poder calorífico de los gases procedentes de la gasificación dependerá de la composición de los residuos, de la temperatura y de las cantidades de aire y vapor que se utilicen en el proceso.

- ✓ Si se usa oxígeno, el PCI típico del gas de síntesis varía entre 10 y 15 MJ/Nm³ .
- ✓ Si se usa aire, el PCI típico del gas de síntesis varía entre 4 y 10 MJ/Nm³

El principal objetivo de este proceso es producir gas de síntesis, para ser empleado como materia prima para la producción de compuestos orgánicos, para su transformación en hidrógeno mediante el reformado catalítico junto con monóxido de carbono.

Tanto las características como los rendimientos del proceso de la gasificación dependen principalmente, de las condiciones de la reacción(temperatura, presión tiempo de residencia, agente gasificante) del tipo de reactor utilizado y los equipos de limpieza de los gases producidos. [8]

GASIFICATION-BASED ENERGY PRODUCTION SYSTEM CONCEPTS

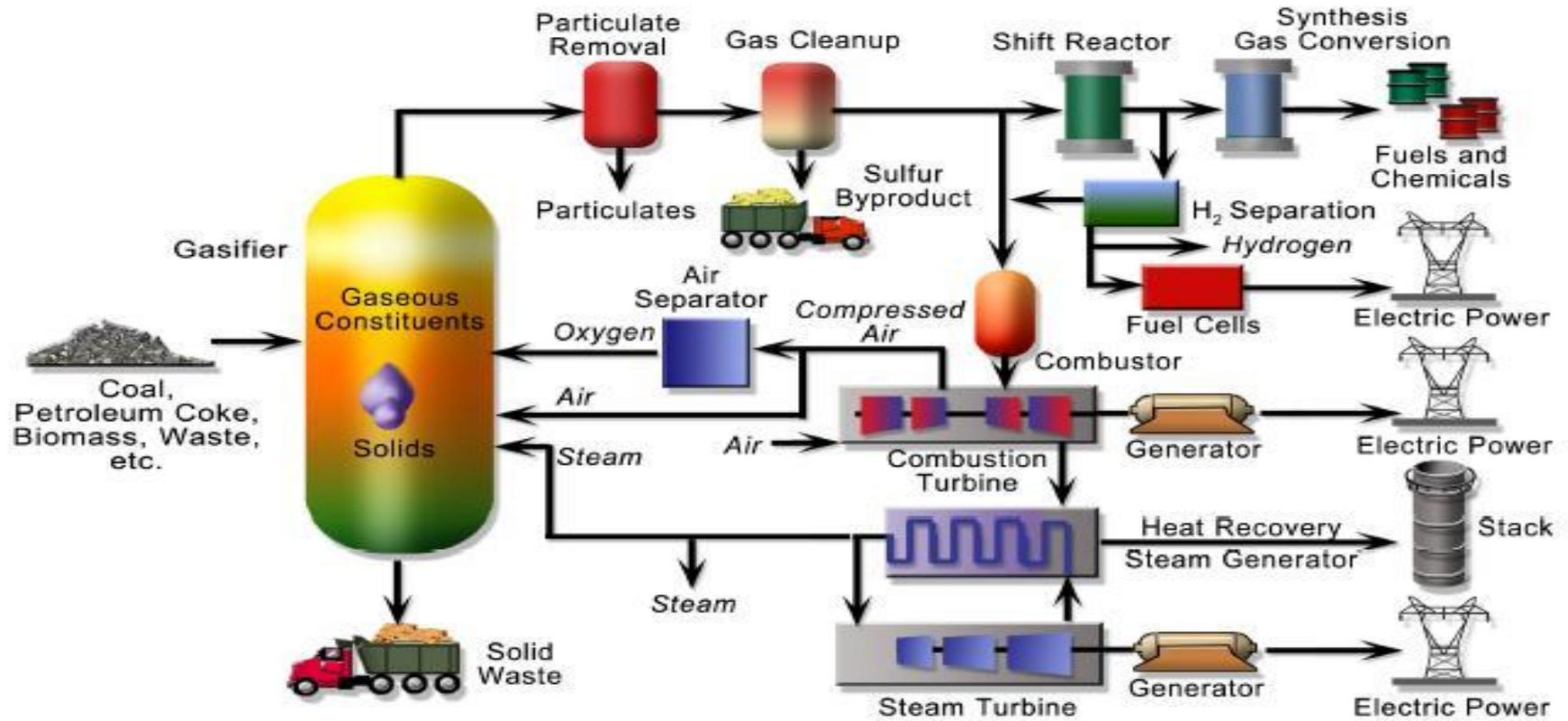
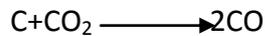


Figura 4.2.- Aplicaciones de la gasificación.

4.2 Reacciones que tienen lugar en el proceso:

Reacción de Boudouard:

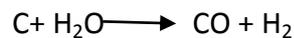


Se dan los siguientes pasos en la reacción, primero el dióxido de carbono se disocia mediante un carbono libre activo obteniendo monóxido de carbono y un compuesto de carbono y oxígeno, esta reacción es reversible pudiendo llegar a producir en caso contrario dióxido de carbono y un carbono libre en el segundo paso. Por último el compuesto de carbono y oxígeno produce una molécula de monóxido de carbono.

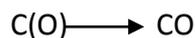


Reacción con vapor de agua: $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$.

Primeramente se produce la disociación del agua junto con una parte activa de carbón dando lugar a la formación de monóxido de carbono al que acompaña el hidrógeno.



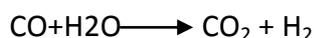
En las dos reacciones siguientes el monóxido de carbono forma otro compuesto activo de carbono y una molécula de monóxido de carbono.



La iteración del carbono activo con el hidrógeno puede producir la inhibición del char producto de la gasificación.

Reacción de transición:

Tiene lugar entre el vapor de agua y un producto intermedio obtenido en la reacción de gasificación, además en esta reacción ambos reactivos se encuentran en estado gaseoso. Esta reacción aumenta el contenido en hidrógeno y en CO y tiene un elevado carácter endotérmico y el equilibrio de la misma disminuye con la temperatura, sin embargo no se ve afectada por la presión.



Reacción de metanización:

En esta reacción tiene lugar la gasificación del Char en una atmósfera de hidrógeno lo que nos conduce a la producción de metano. La velocidad de esta reacción es más pequeña que la del resto de reacciones que tienen lugar y no es significativa.

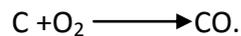
**Reacciones de combustión del Char.**

La mayoría de las reacciones de gasificación son endotérmicas. Para aportar el calor requerido en pirólisis en el precalentamiento y la desecación de la biomasa, es necesario que una determinada cantidad reacción de combustión exotérmica se debe dar en el gasificador.



Esta reacción sea de tener en consideración, ya que aporta la mayor parte del calor por mol de carbón consumido en el proceso.

La siguiente reacción que aporta mayor cantidad de calor es:



Las reacciones de combustión son por noma general más rápidas que las reacciones de gasificación, en la combustión la temperatura de las partículas del char puede ser más elevada que la temperatura del lecho.

Gasificación catalalítica:

El uso de catalizadores en la gasificación puede mejorar el proceso dependiendo de las circunstancias en las que se produzca la misma.

Principalmente se utilizan en las siguientes circunstancias:

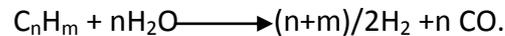
Cuando se pretende eliminar los alquitranes , especialmente si las aplicaciones aguas abajo de la zona de gasificación o el equipo instalado no lo admite.

Para reducir la producción final de metano contenido en el gas producto, en especial cuando su fin es ser empleado como gas de síntesis.

La evolución de la reacción de gasificación está guiada por la necesidad de la eliminación del alquitrán del producto a obtener. Cuando los gases producto pasan a través de las partículas del catalizador, el alquitrán puede ser reformado en la superficie del

catalizador y añadiendo hidrógeno o dióxido de carbono, lo que da lugar a la producción de más hidrogeno y monóxido de carbono.

Reformado con vapor:

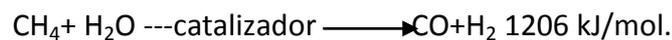


Reacción de reformado con dióxido de carbono:



La segunda razón para añadir catalizadores a la reacción es la reducción de la proporción del metano presente en el gas producto. Esta reacción es muy importante en la producción de singas ya que no admite el metano y precisa de un ratio de H y C específico en el gas producido.

En el reformado con vapor, el metano reacciona con el vapor reacciona una temperatura entorno a los 700 y 1100 °C de un catalizador de base metálica obteniendo CO y H₂.



Se emplea sobre todo para aumentar la producción de hidrógeno en el gas producto. [8]

4.2.1 Elección del catalizador a emplear.

El criterio seguido para la elección del catalizador empleado se basa en:

- ✓ La efectividad del mismo.
- ✓ La resistencia que presenta el catalizador a ser desactivado por el residuo carbonoso.
- ✓ La resistencia que presenta respecto a la abrasión.
- ✓ El coste del mismo.

Para poder llevar a cabo la eliminación del metano producido, además de los criterios establecidos en el párrafo anterior deberá cumplir los dos siguiente.

- ✓ Ser capaz de eliminar el metano.
- ✓ Debe asegurar el ratio necesario de C y H₂ para el proceso de obtención de gas de síntesis.

Para reducir la concentración de metano presente así como del alquitrán, se añadirá el catalizador después de que tengan lugar las reacciones de gasificación, en un segundo gasificador Downdraft. Además esta opción cuenta con la ventaja de ser independiente de las condiciones de gasificación.

Tipos:

Dolomía: Es muy efectivo con el alquitrán residuo del proceso, no es caro. La dolomía calcinada es mucho más efectiva que la bruta. No es muy efectiva en la caso del reformado de metano.

Metal alcalino : El carbonato de potasio y de sodio son mucho más efectivos en una catálisis primaria. A diferencia que la dolomía estos catalizadores son capaces de reducir el contenido metano en el gas producto mediante un reformado, en el caso de que las cenizas del proceso contengan potasio, el proceso se puede ver beneficiado por la acción reductora del potasio que tienen sobre el alquitrán. Su inconveniente es la aglomeración que se produce en los lechos lo que reduce su empleo como catalizador.

Base níquel: El níquel es muy efectivo como reductor de la proporción del alquitrán así como en el ajuste del ratio C/H_2 en el gas producto, a través de la reducción del metano.

Actúa mejor cuando se introduce en un gasificador secundario de tipo downstream a una temperatura de $780\text{ }^{\circ}\text{C}$. Debido a la desactivación catalítica producida por los depósitos de carbono que se produce en el gasificador, este catalizador es una opción relativamente barata y disponible a considerar.

Justificación de la elección:

Por ello la opción elegida corresponde al empleo como catalizador de níquel, debido a que se requiere un ajuste del ratio de C/H_2 , mediante el reformado de metano así como de una reducción de residuo denominado como alquitrán, considerando que dentro de las necesidades del mismo catalizador esta es la opción más económica que cumple los requisitos.

Se estima un ratio de empleo de catalizar en gasificadores de este tipo de 3:1 obteniendo así una proporción de catalizador de 845 kg [9], siendo estos catalizadores cambiados cada 5 años, ya que se considera que a partir de este tiempo estos pierden su capacidad regenerativa.

Tabla 4.1.-Reacciones de gasificación. [8]

Carbon Reactions	
R1 (Boudouard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 172 \text{ kJ/mol}^a$
R2 (water-gas or steam)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2 + 131 \text{ kJ/mol}^b$
R3 (hydrogasification)	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4 - 74.8 \text{ kJ/mol}^b$
R4	$C + 0.5 O_2 \rightarrow CO - 111 \text{ kJ/mol}^a$
Oxidation Reactions	
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2 - 394 \text{ kJ/mol}^b$
R6	$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2 - 284 \text{ kJ/mol}^c$
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O - 803 \text{ kJ/mol}^d$
R8	$H_2 + 0.5 O_2 \rightarrow H_2O - 242 \text{ kJ/mol}^c$
Shift Reaction	
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 - 41.2 \text{ kJ/mol}^c$
Methanation Reactions	
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2 - 247 \text{ kJ/mol}^c$
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O - 206 \text{ kJ/mol}^c$
R14	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O - 165 \text{ kJ/mol}^b$
Steam-Reforming Reactions	
R12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 + 206 \text{ kJ/mol}^d$
R13	$CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2 - 36 \text{ kJ/mol}^d$

Debido a estos factores es muy importante elegir la tecnología adecuada para el tipo de biomasa empleado como alimentación de la planta, según los criterios tecnológicos que condicionan el uso de determinados equipos. A continuación se dispone la elección de dicha tecnología.

4.2.2 Cuerpo gasificador.

4.2.2.1 Tipo de gasificador.

El tipo de gasificador empleado condiciona la cinemática de la reacción, los rendimientos obtenidos, la composición de los productos y la formación de especies contaminantes.

Según la forma de aportar calor al reactor se pueden clasificar en:

- ✓ Directos: En los que el calor necesario se consigue mediante combustión parcial de parte del combustible.
- ✓ Indirectos: En los que el calor suministrado al reactor se aporta desde el exterior.
- ✓ Según el tipo de contacto entre gas y sólido que presentan:

4.2.3 Gasificador lecho fijo updraft.

En este tipo de gasificador se introduce la biomasa por la parte superior del gasificador y el agente gasificante por la inferior de forma que su interior se establecen dos flujos en sentidos contrarios.

Este tipo de gasificadores son útiles cuando, el porcentaje de el contenido en cenizas de la biomasa empleada es superior al 25%, el contenido en humedad es superior al 60% y además tienen una gran eficacia cuando se requiere obtener gases poco volátiles, con una gran eficiencia en el proceso y gran aprovechamiento del calor de combustión.

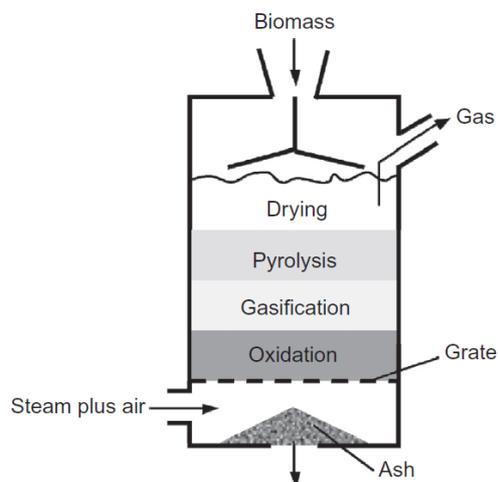


Figura 4.3.- Gasificador de lecho fijo. [8]

4.2.4 Gasificador de lecho fijo downdraft.

En este tipo de reactor ambos agentes biomasa alimentada y el agente gasificante, descienden por el cuerpo del reactor. La biomasa se alimenta en la parte superior del reactor mientras que el agente gasificante se inyecta a una cierta altura cercana a la parte superior del gasificador. Funciona muy bien con los motores de combustión interna convencionales, tiene un tiempo de residencia menor en comparación con los gasificadores de lecho móvil en contracorriente debida que trabajan a un rango de temperaturas más elevado.

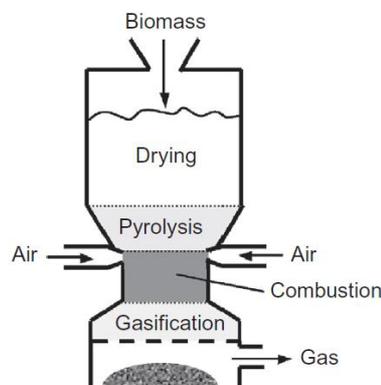


Figura 4.4.- Gasificador de lecho fijo downdraught. [8]

4.2.5 Gasificador de lecho móvil.

La gasificación de la biomasa en reactores de lecho móvil está limitada por una serie de factores, por lo que se ha llevado a cabo a escala comercial debido a los siguientes factores:

El tiempo de residencia en el reactor es muy corto, por lo que para que las reacciones lleguen a completarse, la biomasa debe ser previamente molida. En muchos casos la biomasa está compuesta por componentes fibrosos lo que dificulta su pulverización.

El contenido en ceniza fundida es muy agresiva debido a contenido en componentes alcalinos y puede ocasionar daños en el gasificador.

4.2.6 Gasificador de lecho fluidizado.

Este tipo de gasificadores se caracteriza por que disponen de un lecho formado por partículas en suspensión lo que condiciona el paso del medio gasificante a través de ellas a las velocidades apropiadas. Esto hace que tengan unas excelentes características de mezcla y rango de temperaturas uniforme de operación. Además la calidad del combustible no condiciona el proceso y la uniformidad de la temperatura durante el proceso reduce el riesgo de que se produzcan aglomeraciones de fuel durante el proceso.

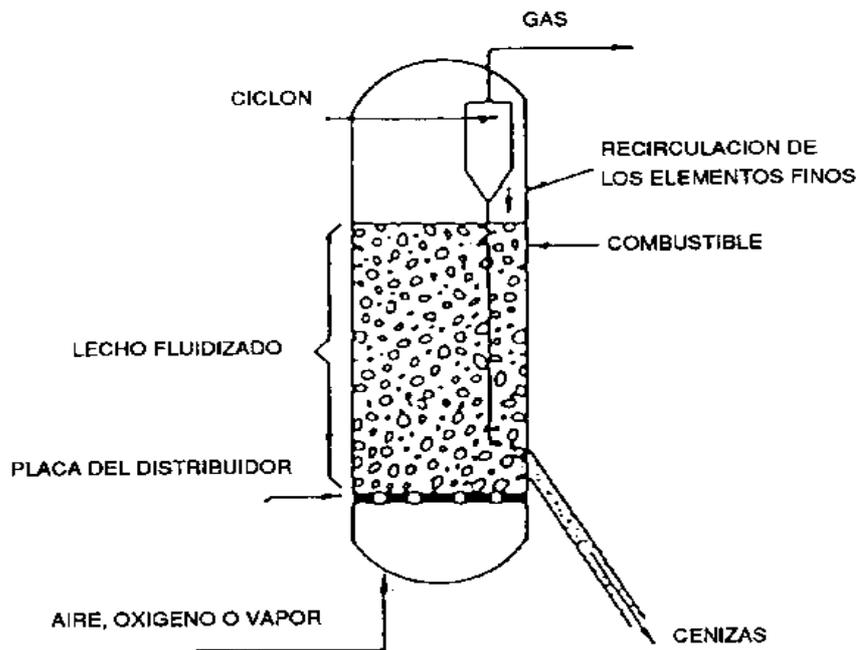


Figura 4.5.- Gasificador de lecho fluidizado.

Todas estas ventajas mencionadas anteriormente, hacen que el gasificador más adecuado para emplear, con el tipo de biomasa que alimentará la central, sea un gasificador de lecho fluidizado. Esta elección se ha realizado conforme a los requisitos dispuestos por la central de suministro y características de la biomasa a emplear. Así mismo se ha establecido esta elección en función de aquella tecnología que aporte mayor flexibilidad al sistema y minimice los costes sin incurrir en un descenso brusco del rendimiento y eficiencia de la isla de gasificación.

En concreto el gasificador será de tipo burbujeante dentro de los tipos de gasificadores de lecho fluidizado ya que es muy útil para unidades de media potencia, menor de 25 MW.

Este tipo de gasificadores dispone de un gran rango de temperaturas de operación y presiones. El tipo más empleado es aquel, en el que se alimenta biomasa molida de menos de 10mm que es introducida en un lecho a una temperatura de unos 900 °C para impedir la fundición de las cenizas y su consecuente aglomeración en los equipos utilizando el proceso HTW.

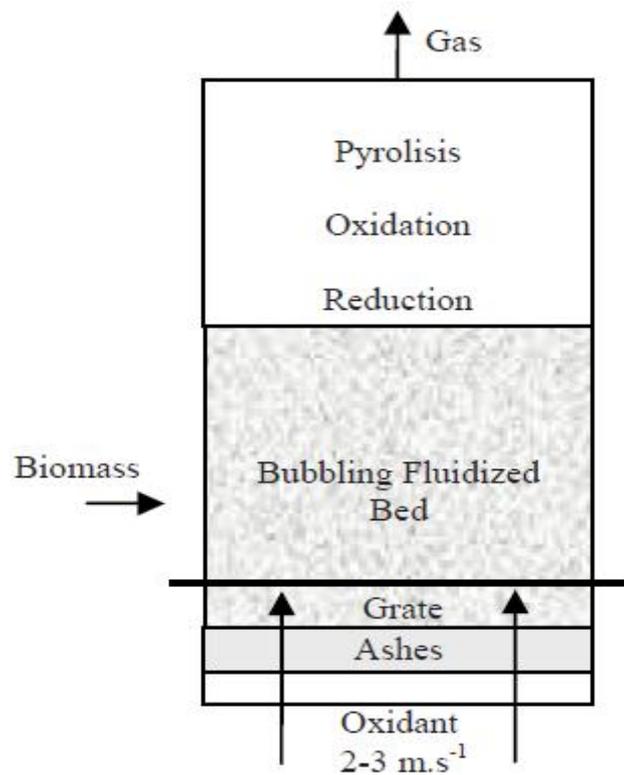


Figura 4.6.- Gasificador de lecho fluidizado. [8]

4.2.6.1 Agente gasificante.

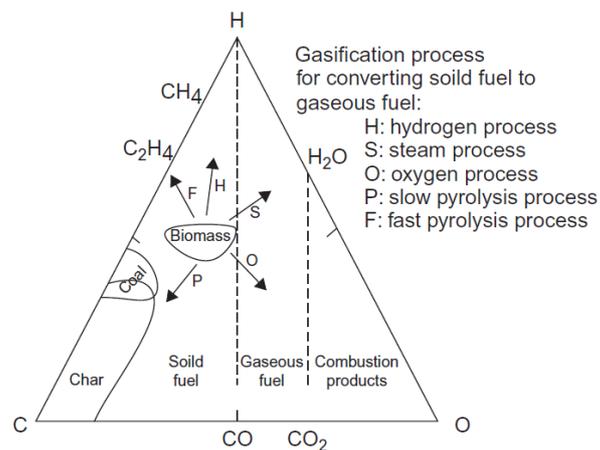


Figura 4.7.- Representación gráfica de la conversión C,H₂O. [8]

Oxígeno:

El empleo de oxígeno como agente gasificante, da lugar la producción de CO con una concentración mínima de O₂ y la formación de CO₂ para una concentración de oxígeno.

El gas obtenido en el proceso de combustión no contiene calor residual. Sin embargo el empleo de oxígeno como agente gasificante hace que el gas obtenido en el proceso sea rico en componentes formados por el carbón, como el CO, mientras que el contenido en H₂ se ve reducido.

Vapor:

Cuando se emplea vapor como agente gasificante, la concentración de H₂ en el gas de salida se ve incrementada en proporción a la disminución del contenido de productos carbonosos, incrementando así el ratio H/C. Es mucho más económico que el oxígeno, aunque sus empleo supondría tener que realizar un aporte extra de energía al proceso.

Aire:

El empleo de aire como agente gasificante suele realizarse en aquellos casos que resulta interesante realizar una gasificación con aire como medio gasificante, pero debido al coste de la purificación del mismo, resulta más económico emplear aire en dicho proceso.

Sin embargo este proceso tiene un inconveniente, debido a la presencia del N₂ en la reacción puede diluir la concentración de otros gases, reduciendo el calor contenido en el producto.

Agente gasificante seleccionado:

Tras realizar una valorización exhaustiva de las alternativas disponibles, teniendo en cuenta el tipo de tecnología involucrada en el proceso, la biomasa seleccionada, el balance económico de el proceso y el balance energético del mismo, se ha optado por la elección de emplear una mezcla de aire con vapor de agua y esta mezcla será enriquecida con oxígeno y añadida posteriormente a la mezcla en pequeñas cantidades, los caudales tanto del aire necesario como del vapor de agua se detallan en el anexo de cálculos.

A continuación se muestra la variación de la composición de gas obtenido en función de el agente gasificante empleado en el proceso.

Tabla 4.2.- composición del gas obtenido en el proceso de gasificación en función de agente gasificante empleado.

Agente gasificante	PCS (MJ/m ³)	Composición del gas obtenido (% en volumen)						Uso
		H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C	
Aire	<6	9-20	14-24	9-20	1-7	48-53	-	Combustible
Oxígeno	10-20	32	48	15	2	3	-	Combustible Gas de síntesis
Vapor de agua	10-20	50	20	22	6	-	2	Combustible Gas de síntesis
Gas natural	42				70-100			

4.2.7 Características del gasificador:

Los reactores de lecho fluidizado burbujeante utilizan una determinada velocidad lineal del agente gasificante que provoca el funcionamiento del lecho dentro de la zona de burbujeo. Esta velocidad, para materiales de lecho habituales, como la arena de sílice, suele estar comprendida entre 0,5 y 2,4 m/s debido que en estas condiciones el lecho se asemeja a un líquido en ebullición. El principal factor que condicionan la elección de la velocidad de fluidización es la densidad aparente del lecho.

Para una densidad aparente dada, si la velocidad de fluidización fuese demasiado baja provocaría el colapso del lecho, la formación de canales preferenciales y zonas muertas, funcionando el lecho fuera de los parámetros de diseño que aseguran la gasificación adecuada de la biomasa. Por contra, si esta velocidad de fluidización es demasiado alta se produciría el arrastre de una gran cantidad de partículas de combustible, lo que provocaría grandes pérdidas, una elevada concentración de partículas en los gases de salida y/o el colapso de las tuberías y filtros de limpieza del sistema de purificación de gases.

Por norma general son reactores simples de fácil operación. Constan básicamente de una vasija con una parrilla al fondo, sobre esta parrilla se encuentra un lecho de partículas finas en movimiento, cenizas en su mayor parte, dentro del cual se alimenta la biomasa. La temperatura del lecho se regula, mediante el control de la relación aire–biomasa, de modo que se mantenga entre los 700 y los 1.000°C. En estas condiciones, la biomasa alimentada en el seno del lecho, se piroliza rápidamente para formar el char y otros

componentes volátiles, que son luego craqueados de modo que el gas producto mantiene un contenido en alquitranes relativamente bajo.

Pueden operar tanto a presión atmosférica como a alta presión, en un rango de 1 a 10 atmósferas para gasificación con aire, y de 1 a 30 para gasificación con mezcla de vapor/oxígeno. Aunque existen gasificadores que operan hasta a 70 atmósferas de presión, pero no son habituales. El rango de operación de presiones depende fundamentalmente del tipo de uso que se le vaya a dar al gas producto, ya que si se requiere para su utilización en turbinas de gas, el gas puede ser alimentado directamente sin necesidad de compresión previa, con lo que ello supone en eliminación de pérdidas del sistema, mientras que si se desea para su utilización en motores de gas alternativos, la aspiración de éstos es cercana a la atmosférica, con lo que una operación a presión del sistema de gasificación no aportaría beneficios significativos. El gas que se obtiene en este tipo de gasificadores tiene un poder calorífico del orden de los 5 MJ/Nm³ en gasificación con aire y del orden de 11 MJ/Nm³ para gasificación con oxígeno/vapor. El contenido en partículas, aunque puede ser considerado como moderado, es mucho mayor que en el caso de los lechos móviles, ya que en los gasificadores de lecho fluido burbujeante no existe ningún freno a la salida de finos del reactor, como sucede en los gasificadores de lecho fluido circulante, ni el efecto filtro que supone el propio lecho en los reactores de lecho móvil. En cuanto al contenido los alquitranes del gas producto, podemos considerarlo como moderado.

Tabla 4.3.- Características de operación del gasificador de lecho fluidizado burbujeante en función del agente empleado.

		Vía de Gasificación	
Capacidad		Aire	Oxígeno
Alimentación ($T_{m_{alim\ b.seca}}/h$)		0,3-15,0	2,5-10,0
Salida de Gases Combustibles	Caliente (GJ/h)	5,5-275,0	47,0-215,0
	Frío (GJ/h)	4,5-225,0	39,0-200,0
	Potencia ($kW_{e\ equiv}$)	300-15.000	2.500-11.000
Capacidad Específica [$kg/(m^2.h)$]		300-400	600-1.350
Energía Liberada en Parrilla [$GJ/(m^2.h)$]		6-9	12-27
Entrada			
Tamaño Alimentación (mm)		3-50	0-50
Contenido en Humedad (% b.seca)		0-100	0-50
Contenido en Cenizas (% b.seca)		0-25	0-25
Relación Aire/Alimentación		1,4-2,2	0,2-0,6
Relación Vapor/Aire		0,0	0,0-1,4
Vía de Gasificación			
Operación			
Presión (bar)		1-10	1-30
Temperatura ($^{\circ}C$)		700-900	700-1.000
Turndown ratio		5-8:1	4-6:1
Potencia Requerida para Operación (kWh/GJ)		3,0-6,0	1,5-3,0
Salida			
Temperatura de Salida de Gases ($^{\circ}C$)		500-900	700-1.000
Composición del Gas a la Salida	H_2 (% volumen)	8	27
	CO (% volumen)	16	29
	CO_2 (% volumen)	15	31
	CH_4 (% volumen)	6	10
	C_{2+} (% volumen)	2	2
	N_2 (% volumen)	53	1
Poder Calorífico Superior (MJ/Nm^3)		4-6	11-13
Partículas Antes de Limpieza		Moderado	Moderado
Tars Antes de Limpieza		Bajo-Moderado	Bajo
Producción de Gas	Volumen ($Nm^3/kg_{alim\ b.s.}$)	2,10-2,40	1,35-1,60
	Masa ($kg/kg_{alim\ b.s.}$)	2,60-3,00	1,20-1,45
Producción Condensables (excluido H_2O) ($kg/kg_{alim\ b.s.}$)		0,010-0,050	0,000-0,022
Producción de Cenizas y Char ($kg/kg_{alim\ b.s.}$)		0,02-0,33	0,02-0,33
Balance Energético (%)	Entrada Combustible		100
	Gas Limpio Frío		69-87
	Calor Sensible del Gas Caliente	R'	7-10
		N.R.	3-12
	Tars		1-4
	Pérdidas de calor		2-7

4.2.8 Materiales que constituyen el lecho.

Los constituyentes del mismo son en su gran mayoría sólidos inorgánicos granulares y algunas partículas del fuel. En el caso de gasificación con biomasa el material más empleado es la arena. Como consecuencia del bajo contenido en ceniza que caracteriza a la biomasa la arena silíceo es el material escogido como material inerte del lecho y su elección queda justificada ya que no es un material muy caro y es sin duda, el sólido granular más disponible en el mercado.

El único inconveniente que presenta este material es que tiene la capacidad de reaccionar con el potasio y el sodio que forman parte de la composición de la biomasa, dando lugar a mezcla eutécticas de bajos puntos de fusión que podrían causar severas aglomeraciones, [8].

Sin embargo como podemos comprobar la biomasa a estudiar, no presenta este tipo de problema, esto se debe a que tanto el sodio como el potasio no forman parte de la composición de la misma como podemos observar en la **Tabla 3.6**.

Sin embargo también hay que tener en cuenta en la elección del material constituyente del lecho, aquellos materiales capaces de actuar como catalizadores de la reacción de gasificación incrementando el rendimiento de la producción de gas y disminuyendo la producción de alquitrán, entre las diferentes alternativas comerciales disponibles la más utilizada es la arcilla activada.

Tras evaluar todas las alternativas, se opta por el empleo de arena silíceo como componente del lecho ya que en la instalación se añadirá un catalizador anteriormente seleccionado. El lecho se caracteriza por una velocidad comprendida entre 3.5-5 m/s.

Las características del lecho serán:

- ✓ Superficie: 0.349 m².
- ✓ Altura: 0.27m.
- ✓ Volumen: 0.059m³.

Los cálculos realizados para su determinación se adjuntan en el capítulo **10.8**.

4.3 Descripción de las características de la planta y del proceso de producción.

Tras analizar los sistemas principales de la planta se describen a continuación, su funcionamiento y el modo de operación de la misma, así como los sistemas auxiliares de los que predispone, para garantizar su funcionamiento a pleno rendimiento.

4.3.1 Circuito de agua de refrigeración.

La planta opera con un circuito de agua semiabierto en el que el aporte de agua es el necesario para aportar la cantidad de vapor necesaria para la gasificación y enfriar el gas a la salida del reactor, mientras que el sistema de refrigeración, pese a tratarse de un sistema caro económicamente, dispone de un circuito de circulación cerrado donde el agua empleada para enfriar el gas a la salida del reactor, es recirculada al condensador donde vuelve a enfriarse a través de la torre de refrigeración.

Esta será devuelta al río tras haber realizado las labores necesarias de limpieza, como filtración, floculación y acondicionamiento para devolverla, minimizando las consecuencias que pudiera ocasionar al cauce y a la biodiversidad del propio río.

4.3.2 Transporte a la central.

Tras la recogida y el empacado de los sarmientos en la fase da campo son llevados al parque de almacenamiento de combustible, serán gestionados una vez hayan legando a la zona de recepción de combustible, de la cual serán llevados a la zona de sarmientos, donde serán apilados en las condiciones que se especifican más adelante, donde permanecerán un tiempo hasta conseguir un determinado grado de secado del mismo. Posteriormente pasarán a la sección de maquinaria donde serán triturados, mediante una astilladora, con el objetivo de reducir su granulometría entre 10-2 mm. Las astillas se depositarán en la zona de astillas donde permanecerán durante un periodo de tiempo hasta conseguir la reducción de la humedad deseada.

El circuito de alimentación (que será posteriormente caracterizado) se ha diseñado para alimentar un determinado tipo de biomasa, por ello el sistema de alimentación únicamente dispone de una tolva de alimentación, por la base de la cual se descarga el combustible a una cinta transportadora que será la encargada de llevar el combustible pre-tratado a la isla de gasificación, desde el parque de almacenamiento de combustible.

Esta descarga el combustible en varias tolvas que alimenta un banco de arena por el que se hace pasar la biomasa, seguidamente pasa a un sistema gravimétrico para disminuir la segregación de la misma y es alimentada a una tolva, tras la cual se dispone un tornillo sin fin que asegura al alimentador una corriente dosificada y continuada al gasificador.

4.3.3 Modo de operación:

El arranque de los gasificadores de lecho fluido es muy parecido al de los combustos de lecho fluidizado, siendo los materiales componentes del lecho precalentados. Una vez la temperatura del lecho eleva la temperatura del combustible, comienza la alimentación de combustible al gasificador, de hecho una vez la combustión en el lecho permite elevar la temperatura hasta la deseada, se va ajuntando el ratio de aire/oxidante del combustible para pasar al modo de gasificación.

Uno de los mayores problemas que presenta este tipo de gasificador en la cantidad de finos de char que contiene la corriente de salida del gasificador, es muy elevada y por lo tanto el grado de conversión de char, es ínfima, esto se debe a que la velocidad del lecho no es lo suficiente mente elevada como para que pueda transportar partículas pequeñas de char.

La mejor alternativa disponible para aumentar el grado de conversión de carbono es incorporar un ciclón y un sistema de recirculación a la salida de la corriente de gas del gasificador, asegurando una separación rápida de las fases y de esta manera recircular los finos de char contenidos en el gas, al gasificador para poder ser aprovechados, [8].

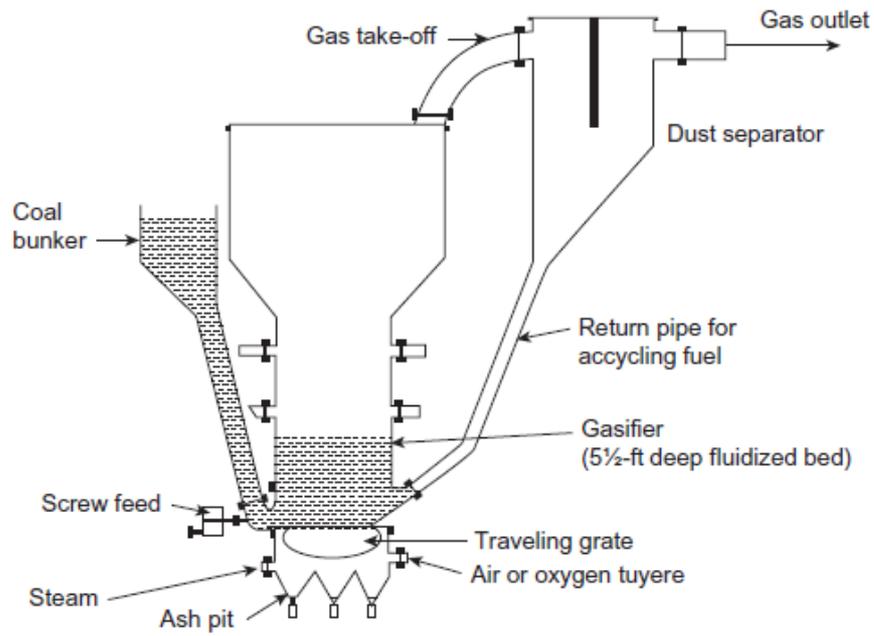


Figura 4.8.- Esquema gasificador con recirculación de sólidos. [8]

5 Planta de gasificación de biomasa.

5.1 Situación estratégica de la planta.

La situación estratégica de la planta deberá responder a una serie de necesidades estratégicas, económicas, de superficie y ambientales, para garantizar la seguridad de aprovisionamiento de combustible y obtener una mejor distribución de la generación eléctrica a lo largo del país, contribuyendo a una diversificación del sistema.

5.1.1 Criterios logísticos.

Para dar solución a todas las cuestiones, teniendo presente la disponibilidad del combustible a emplear en el proceso, el emplazamiento más indicado para la explotación del mismo nunca se puede encontrar a más de 50km de el lugar de la recolección del mismo y debido a este motivo se plantea como situación idónea de la central en la comarca de Haro perteneciente a la comunidad autónoma de La Rioja, puesto que la principal actividad de esta comunidad es la industria vinícola. En dicho emplazamiento queda asegurado el abastecimiento de la planta y además hay que añadir, que el hecho de que la central se sitúe en el mismo, ayudaría a la mejora del transporte de energía en la comunidad disminuyendo las pérdidas por transporte y mejorándose los flujos de carga de las líneas que rodean la Comunidad.

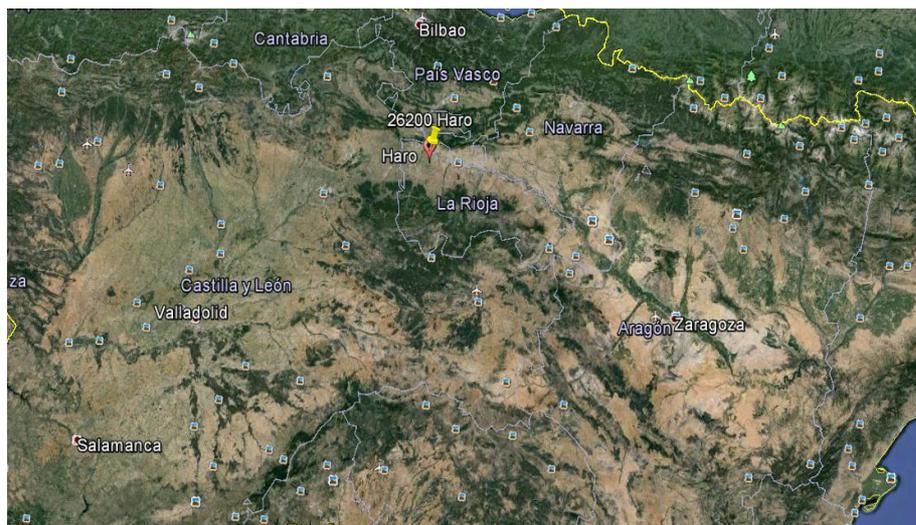


Figura 5.1.- Situación de la planta.



Figura 5.2.- Mapa de líneas eléctricas de la comarca de Haro.

Como se puede observar en el mapa **Figura 5.2** en la localidad de Haro cuenta con 3 líneas de 440 KV, 220 KV y entre 60 y 110 KV respectivamente lo que hace todavía más interesante el emplazamiento de la planta en los alrededores de esta localidad.

La comarca de Haro se encuentra cercana a grandes núcleos de población como Logroño, Vitoria o Miranda de Ebro, que se caracterizan por su industria y se comunica con la ciudad de Bilbao mediante la autopista Bilbao-Zaragoza disponiendo también de buenas comunicaciones con otros núcleos de la zona mediante la nacional N-232 .

5.1.2 Criterios de superficie.

Debido al carácter estacionario que tiene este tipo de residuo, será necesario disponer de un lugar donde poder aprovisionar el combustible durante resto del año, por lo que la parcela seleccionada deberá disponer de la superficie necesaria para localizar todos los elementos necesarios de la central, del centro de aprovisionamiento y acondicionamiento del combustible. Para ello es necesaria disponer una parcela que satisfaga todas las necesidades tanto de ubicación como de capacidad para albergar toda la tecnología que debe albergar la planta para el correcto funcionamiento de la misma.

Teniendo en cuenta esta premisa la parcela seleccionada es el número 39 del polígono 24 que se encuentra cercana a la localidad de Haro, por la que discurren el río Ebro, Oja y Tirón, esto facilita la construcción de una toma de agua para abastecer la central minimizando así la distancia a cubrir por la misma para recoger el agua necesaria para la refrigeración de la planta.



Figura 5.3.- Ortofoto localización de la planta en el polígono industrial 24.[10]

Así mismo las parcelas seleccionada cumple con las exigencias de la superficie mínima demandada para la construcción de la planta, contado con una superficie total de 77000m². Además su cercanía a la localidad facilita la construcción de accesos a la planta debidamente pavimentados e interconectados con las localidades cercanas, facilitando el acceso a la misma.

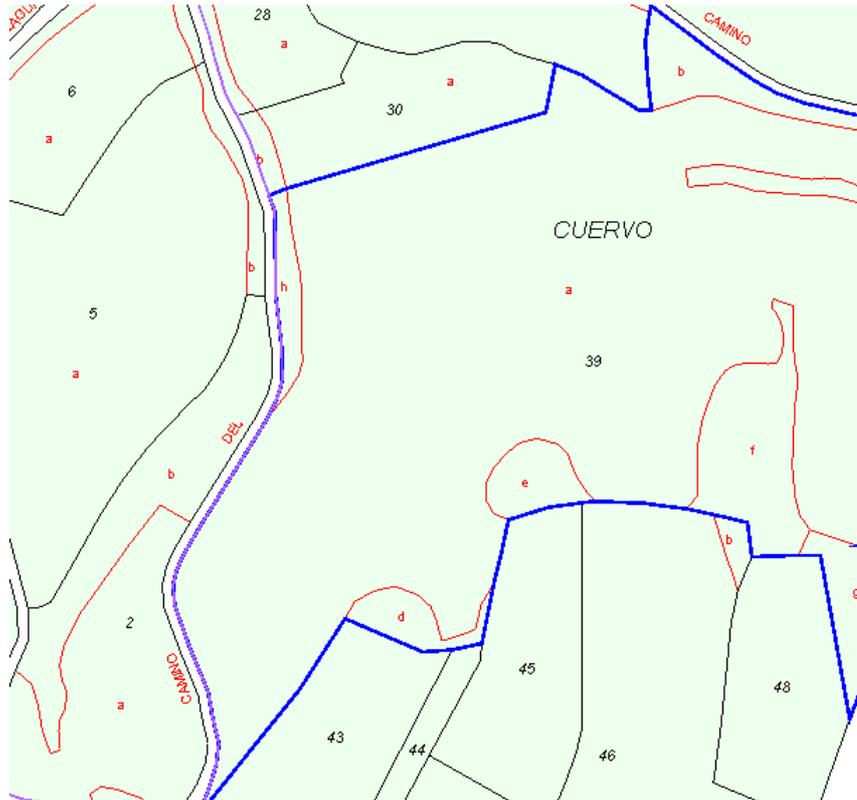


Figura 5.4.- Plano detalle parcela. [10]

DATOS DE LA FINCA A LA QUE PERTENECE EL INMUEBLE

SITUACIÓN		
Polígono 24 Parcela 39		
E.MOLINE. HARO [LA RIOJA]		
SUPERFICIE CONSTRUIDA [m ²]	SUPERFICIE GRÁFICA PARCELA [m ²]	TIPO DE FINCA
—	77.165	--

Figura 5.5.- Datos generales de la finca. [10]

5.1.3 Criterios económicos.

Una de las principales razones que justifican la elección de este emplazamiento es, la cercanía que presenta esta localización con respecto a la zona de cultivo de la vid, en la provincia ya que la comarca de Haro presenta la mayor densidad de cultivos de vid por área en la misma con respecto a las comarcas de los alrededores, además la mayoría de la industria vinícola se sitúa en dicha localidad. Suponiendo así una ventaja económica, reduciendo los costes de transporte y maquinaria empleados para el transporte de la biomasa a la planta.

5.2 Climatología:

El clima del municipio de Haro se caracteriza por ser un clima templado y cálido, con precipitaciones durante todo el año, lo que propicia el cultivo de la vid en la comarca, aun teniendo el mes más seco del año una gran considerable cantidad de precipitación.

Este clima es clasificado por el sistema köppen-Geiger como Cfb, es decir, clima templado y húmedo con temperaturas en invierno entre los -3°C y los 18°C y una temperatura media anual de 12.7°C , siendo lluvioso durante todo el año sin estación seca con una media de precipitación de 646 mm.

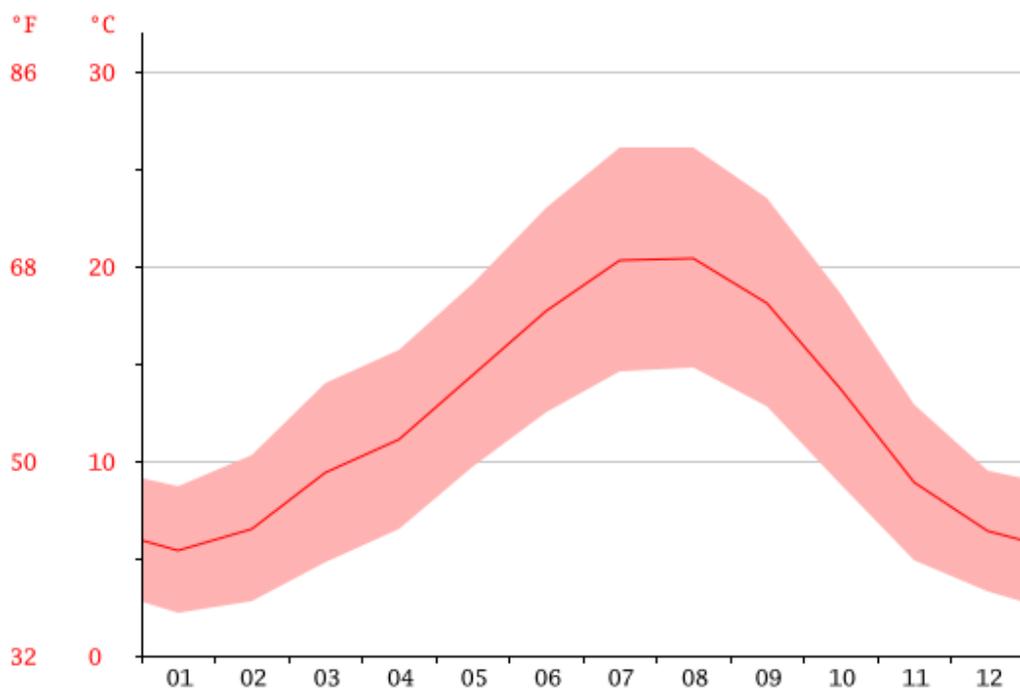


Figura 5.6.- Diagrama de temperaturas. [31]

Este clima favorece al secado de la biomasa al aire minimizando los costes de acondicionamiento de la misma.

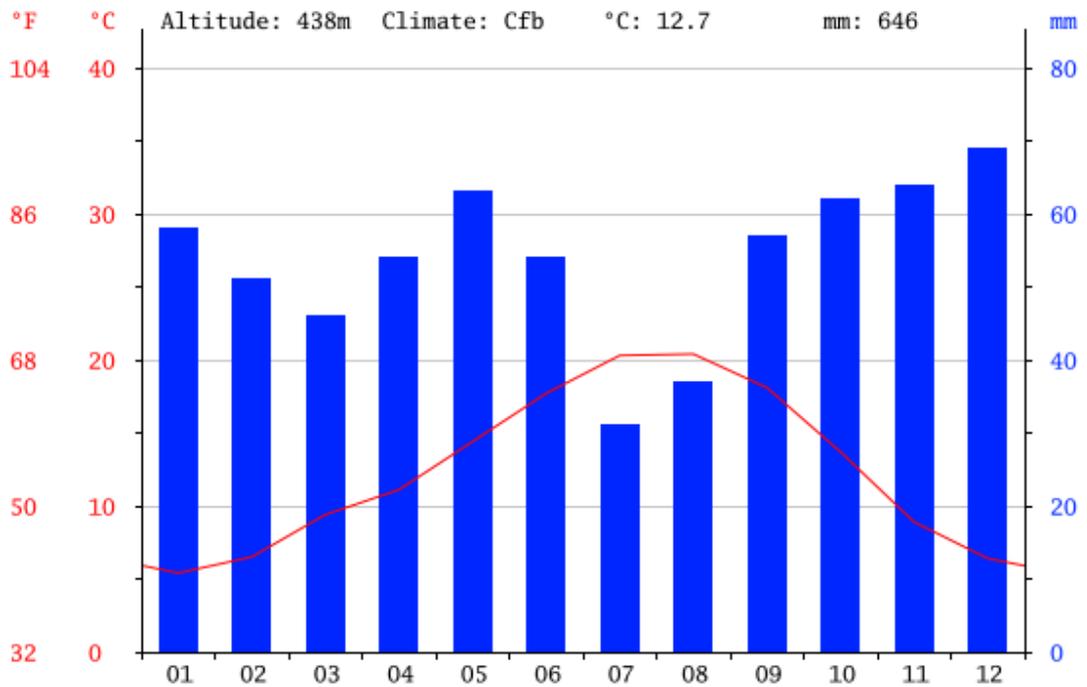


Figura 5.7.- Climo-grama Haro, (La Rioja). [31]

5.3 Salidas comerciales del gas producido:

El singas es una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono y supone una alimentación muy importante para la industria eléctrica y química, de hecho muchos de los hidrocarburos procedentes del petróleo pueden ser también producidos a partir del gas de síntesis. El gas de síntesis producido a partir de biomasa se denomina bio-singas.

El gas producido a partir de biomasa contiene hidrógeno, agua, monóxido de carbono, metano, hidrocarburos alifáticos y tolueno.

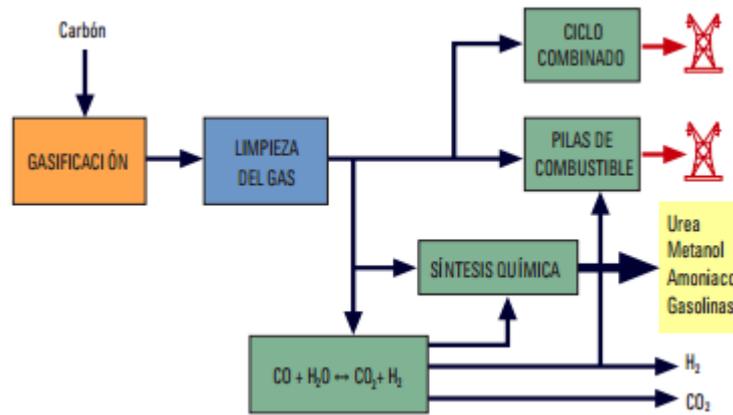


Figura 5.8.- Aplicaciones de la gasificación. [38]

Por lo que es importante dar una salida comercial a estos productos para satisfacer la demanda creciente que existe actualmente de hidrógeno para ello valoraremos las diferentes alternativas que existen de comercialización del mismo así como de otros componentes del mismo, para garantizar la rentabilidad del proyecto y su viabilidad.

Aplicaciones del sin gas:

- ✓ El hidrógeno para las refinerías.
- ✓ El hidrógeno para pilas de combustible.
- ✓ Diesel o gasolina, mediante FTS.
- ✓ En fertilización, como el amoníaco.
- ✓ El metano en la industria química.

5.3.1 El hidrógeno para refinerías:

El hidrógeno uno de los componentes con mayor presencia en el sin gas, se emplea para producir gasolinas de alta calidad, diesel o gasolinas de aviación que necesitan cumplir los requisitos de limpieza marcados por los estados y naciones.

La gasificación la biomasa para producir hidrógeno puede ser una interesante alternativa para las refinerías, ya que ellas deben gasificar residuos de escaso valor en el proceso para obtener la cantidad necesaria de hidrógeno, así como la energía y el vapor necesaria para poner en marcha la refinería.

5.3.2 El hidrógeno para pilas combustibles.

Actualmente la tecnología más utilizada es la electrólisis para tener hidrógeno, este proceso requiere un aporte considerablemente elevado de energía para la obtención del hidrógeno contenido en el agua. Sin embargo mediante el proceso de gasificación de biomasa podríamos obtener hidrógeno a través de una fuente rentable de producción en aquellas zonas donde la biomasa es abundante y barata y, esta producción contaría con la ventaja de que al utilizarla biomasa como fuente de obtención, garantizaríamos que todo el proceso fuera a través de una fuente renovable, reduciendo las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera.

5.3.3 Fertilizantes y químicos:

Aunque la tecnología de gasificación ha sido empleada a lo largo de los años para la producción de agentes químicos sintéticos, actualmente se está dirigiendo la producción mediante esta vía a los químicos más necesarios, con el beneficio añadido de que las alimentaciones con bajo contenido en carbono e hidrógeno (biomasa) pueden ser empleadas en gasificadores más grandes. Obteniendo así un gas de síntesis más limpio, siendo posteriormente convertido en químicos y fertilizantes con un alto valor de producto.

5.3.4 Obtención de metano en la industria química.

El gas de síntesis puede ser empleado para producir metano a través de la reacción de metanización que es el compuesto mayoritario del gas natural. A través de la gasificación de la biomasa reducimos las emisiones a la atmósfera en la producción de gas natural, ya que la biomasa cuenta como un combustible con emisiones 0 respecto al CO₂.

5.3.5 Obtención de diesel o gasolina a través de FST.

Hay dos vías para convertir el gas producto de la gasificación en combustibles para el transportes.

La primera es mediante la reacción de Fisher Trops y la segunda pasa por convertir primero el sin gas a metano y después a gasolina mediante un proceso catalítico. La producción de los combustibles por esta vía produciría una aumento de la industria de

gasificación de biomasa pero, en la producción a gran escala es necesario controlar la zona de limpieza del gas. [11]

En el caso del monóxido de carbono disponemos de las siguientes opciones:

- ✓ Se emplea como agente reductor en la metalurgia.
- ✓ En el proceso Fischer Tropsch.
- ✓ Para síntesis orgánicas.
- ✓ Producción de metal carbonillos.

Para el hidrógeno se plantean las siguientes alternativas de comercialización de las cuales se elijará la óptima en cuanto a la rentabilidad del proyecto.

5.3.6 Agente reductor en metalurgia.

En proceso de extracción de un metal de su mena se puede realizar por las siguientes vías:

- ✓ Vía seca o piro-metalurgia
 - Calcinación o tostación.
 - Fusión.
 - Volatilización.
 - Electrolisis de sales fundidas.

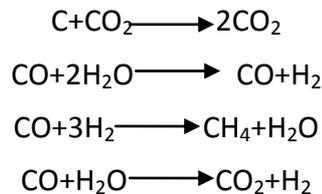
Fusión reductora: Su objetivo obtener un metal o aleación transformar un producto de una etapa del proceso metalúrgico en otro más fácil de tratar y afinar un metal o aleación.

Fundamento: $M O + R \longrightarrow M + R O - Q$ (endotérmica)

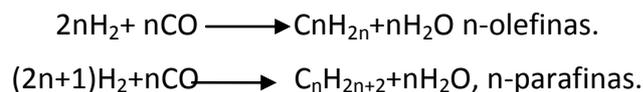
El agente reductor R puede ser C, CO, H₂, CO+ H₂ O (gas de agua), Mg, Al. Estos dos últimos sólo se emplean en metalurgias especiales, debido a su elevado precio.

5.3.7 Proceso Fischer Tropsch:

El proceso implica la oxidación parcial previa del carbón utilizando oxígeno como agente oxidante y vapor de agua como moderador a altas temperaturas 1100 K, se obtiene una mezcla de H₂ y CO, gas de síntesis, de fácil separación de las partículas sólidas y gases ácidos.



En una segunda etapa el gas de síntesis se transforma mediante un proceso catalítico, CO o Fe sobre sílice, 450-650 °K , 15-40 bar, en parafinas olefinas mediante un mecanismo en cadena es prácticamente independiente de su tamaño.



Mediante la hidrocrqueo o reformado catalítico de los productos de la síntesis de Fischer Tropsch se pueden obtener combustibles diesel o kerosenos adecuados para el transporte comercial, terrestre, marino y aéreo.

5.3.8 Producción de meta-carbonilos.

Dentro de los métodos de obtención de metales en polvo, el método de reducción emplea el monóxido de carbono como agente reductor, con este método los óxidos metálicos muy finos se reducen y pasan a estado metálico. Los polvos obtenidos por este método son esponjosos y porosos y tienen formas esféricas o angulares de tamaño uniforme.

5.4 Sistemas de la planta.

5.4.1 Parque de almacenamiento del combustible.

Teniendo en cuenta carácter estacional que presenta los residuos de la poda de la vid, uno de los principales problemas a los que se plantea dar solución este apartado, será necesario disponer de un parque de aprovisionamiento de biomasa para así satisfacer la demanda anual de la central y garantizar así el constante funcionamiento de la planta.

La localización del mismo puede plantearse de dos formas, centralizado o distribuido, para cada uno de los casos se especifican a continuación los requerimientos necesarios.

Centralizado: Formaría parte del terreno dispuesto para la localización de la planta, dedicando una extensión importante del terreno a labores de acondicionamiento y almacén de a biomasa. Esta hace que la superficie dedicada a estas labores deba ser calculada con mayor precisión siendo necesario tener en cuenta toda la vida útil de la central, además de costes económicos que influirán directamente en la optimización del espacio dedicado a estas actividades.

Ventajas:

- ✓ Rapidez en el aprovisionamiento ante picos de demanda.
- ✓ Baja inversión en maquinaria.
- ✓ Facilidad de gestión de la logística.

Inconvenientes:

- ✓ Molestias para los agricultores que pueden generar menor vinculación.
- ✓ Grandes dimensiones de la planta.
- ✓ Aumento del peligro por la acumulación de grandes cantidades de biomasa.

Distribuido:

En este caso se trataría de disponer de soluciones de almacenamiento que reducirían el espacio necesario de aprovisionamiento, mediante varias dársenas de aprovisionamiento ubicadas en las diferentes áreas de cultivo existentes. De esta forma son los propios agricultores los encargados de aprovisionar los residuos, en las dársenas donde se producirán los primeros tratamientos de la biomasa.

Ventajas:

- ✓ Mayores facilidades para los agricultores que generan mayor vinculación.
- ✓ Abastecimiento más dinámico.
- ✓ Mayor extensión del área de influencia de la planta.
- ✓ Posibilidad de aumentar los cultivos implicados con el proyecto según necesidades

Inconvenientes:

- ✓ Mayor inversión en maquinaria.
- ✓ Logística más complicada.
- ✓ Mayores costes asociados al almacenamiento.

Almacenamiento seleccionado:

Teniendo en cuenta todos los aspectos mencionados con anterioridad, se ha optado por la alternativa de almacenamiento centralizado. Debido a que constituye la opción más adecuada, en cuanto a costes asociados a la construcción, mantenimiento y maquinaria empleada para operar el mismo. Aunque presenta una serie de inconvenientes a lo que trataremos de dar solución mediante una serie de medidas que se detallan a continuación.

Si bien el tipo de almacenamiento centralizado supone un riesgo mayor a la hora de valorar el riesgo de incendio, pues constituye una mayor acumulación de carga inflamable en la misma área, si tomamos las medidas necesarias que nos indica el reglamento contra incendios, podemos minimizar este problema al máximo y optimizar la superficie destinada al almacén.

En cuanto a la desventaja que supone, este tipo de almacenamiento que ocupa mayor superficie de almacenamiento que uno distribuido, teniendo en cuenta el sobrecoste que supone construir diferentes dársenas de almacenamiento dispersas por todo el área de influencia de la central, así como la organización y el control de las mismas y, el control del tratamiento que se debería realizar en cada una de ellas, este inconveniente no afecta gravemente a la viabilidad del proyecto.

Requisitos y sistemas de seguridad de la planta.

La nave dispondrá de la ventilación necesaria para garantizar la continua renovación del aire y asegurar que no se supera los valores de concentración de CO₂ máximos.

La descarga de emergencia se realizará por el lado abierto del almacén mediante los cargadores frontales.

Para evitar posibles incidentes por combustión del material se disponen las siguientes medidas:

- ✓ Se disponen sensores de control de la temperatura a lo largo del almacén intentado abarcar toda la superficie del combustible posible
- ✓ Medir la concentración de CO en la superficie del combustible apilado.
- ✓ Control de las fuentes de ignición.
- ✓ No se permitirá fumar dentro de las instalaciones.
- ✓ En el área de almacenamiento quedarán prohibidas las labores de soldadura, corte , pulido etc. [12]

Atendiendo en los dispuesto por "el RD. 2267/2004 del de diciembre", por el que se aprueba el reglamento de seguridad contra incendios en instalaciones industriales.

En el anexo II establecen los criterios de distribución de los materiales combustibles en las áreas de incendio en configuración de tipo C (el establecimiento industrial ocupa un espacio abierto, que puede estar totalmente cubierto, alguna de cuyas fachadas carece totalmente de cerramiento lateral).

Se establecen así los valores máximos permitidos:

- ✓ Superficie máxima de cada pila: 500 m².
- ✓ Volumen máximo de cada pila: 3500 m³.
- ✓ Altura máxima de cada pila: 15 m.
- ✓ Longitud máxima de cada pila: 45 m si el pasillo entre pilas es > 2,5 m; 20 m si el pasillo entre pilas es > 1,5 m.

Problemas en el almacenamiento:

Los sarmientos al llegar a la nave serán apilados en motones para minimizar el espacio ocupado por los mismos y facilitar el secado al aire, durante este proceso de secado se producen unas condiciones particularmente desfavorables en el interior de las pilas que pueden suponer un riesgo, puesto que este área se encuentra aislada de las condiciones medioambientales externas, favoreciendo así los siguientes procesos:

En el interior de los montones se producen fermentaciones parcialmente anaerobias, llegando a desarrollarse bacterias y cepas de hongos. Esto produce un considerable incremento de la temperatura, llegando a superar los 60 °C , ocasionando la degradación química de los compuestos lignocelulósicos , llegando a alcanzar una temperatura entorna a 70-90 °C.

Este fenómeno puede favorecer el secado y pérdida de humedad por parte de la biomasa si se lleva a cabo un seguimiento constante de las condiciones en el interior de las pilas de combustible, así como su manejo adecuado de las pilas por los operarios. Favoreciendo así el incremento térmico, dentro de unos límites de control, llegando a producirse la extracción de parte del agua contenida en el residuo, desde el interior de las piezas hasta la superficie de las misma, facilitando su escape a la atmósfera y consiguiendo la desecación del producto.

El segundo proceso que puede ocasionar riesgos a la hora de almacenar la biomasa, es el fenómeno de auto-combustión, donde juegan un papel primordial las condiciones anaerobias existentes en el interior de las pilas. Por este motivo es aconsejable no apilar montones de biomasa residual superiores a los 40-50 m³, ya que tanto la temperatura, la naturaleza de los residuos y el grado de humedad son los factos que condicionan que se produzca la auto-combustión.

En cuanto al manejo de los montes de residuo biomásico, es conveniente que los mismos no sean demasiado compactos, ya que condiciona la utilización de maquinaria pesada para hacer los montones y para remover los mismos. Por ello las pilas deben levantarse por gravedad, evitando en lo posible, el apelmazamiento de la biomasa.

Otro problema que se puede presentar, es la existencia de materiales finos o de corteza que pueden impedir la entrada de aire en el interior de los montones, dificultando la aireación de los mismos. Pudiendo llegar a ocasionar la aceleración del proceso de calentamiento interno, debido a la falta de aireación mínima que garantiza que el calor sea evacuado hasta la cumbrera de los montones y, así arrastrar el agua desde el interior, a la superficie de los montones.

Debido a todos estos problemas, se toma como medida para controlar el proceso de incremento de la temperatura en las pilas de combustible, establecer el volumen máximo de las pilas de combustible en 50 m^3 , para establecer los criterios de superficie ocupada por cada pila, aplicando así la normativa contra incendios. [13]

5.4.1.1 Cálculos:

Zona de sarmientos:

- ✓ Densidad aparente biomasa sarmientos: 198 Kg/m^3 .
- ✓ Toneladas al año: 18247.86

Para estos datos obtenemos un volumen total necesario de material a almacenar de 92160.9 m^3 de biomasa anuales, que distribuiremos en pilas de 2500 m^3 ($20 \times 25 \times 5$) de 5 m de altura, teniendo una superficie por pila de 500 m^2 .

De esta manera distribuiremos el material en 37 pilas de almacenamiento, lo que hacen una superficie mínima necesaria de zona de 24940 m^2 teniendo en cuenta los 2.5 m entre las columnas y 2 entre las filas de pasillo entre pilas según estipula el reglamento, siendo la configuración estipula de 2 columnas con 19 filas cada una para almacenar.

Zona de astillas:

- ✓ Densidad aparente astillas: 500 Kg/m^3 .
- ✓ Toneladas al año : 18247.86 Kg/m^3 .

Teniendo en cuenta estos datos e volumen de material a almacenar es de 36495.72 m^3 de biomasa anuales, que distribuidos en pilas de 50 m^3 ($2 \times 5 \times 5$) de superficie y 5 m de altura, obteniendo así un volumen de pila de 10 m^2 . De esta manera tendremos 730 pilas de material astillado de superficie 25645 m^2 , teniendo en cuenta la superficie entre pilas, con lo que se garantiza un margen de seguridad a la hora del apilamiento del material, evitando la auto-combustión y el cumplimiento del reglamento. La disposición de las pilas es, 15 columnas de 49 filas cada una.

Zona de maquinaria:

Se ha estimado una superficie útil de 100 m² para albergar la maquinaria necesaria para llevar a cabo los procesos de pre-tratamiento de la biomasa, tales como la trituradora y la maquinaria de transporte.

El parque de almacenamiento dispone así de dos, zona de sarmientos donde los restos procedentes de la poda de la vid se almacenarán durante aproximadamente un mes para reducir considerablemente su humedad y posteriormente serán llevadas a la zona de astillado donde se reducirá su tamaño y, se almacenarán para asegurar una alimentación continua a la central en montones de tamaño que faciliten el volteo y aireación de los mismos, estas labores serán realizadas por el personal del parque de almacenamiento, constituyendo así una superficie total construida de 56743.5 m² útiles, a los que se ha incrementado en un 10% de la superficie mínima necesaria para así albergar el contenido de biomasa total en función del ciclo de vida de la central.

Una vez que la biomasa ha sido acumulada y acondicionada en las dársenas se alimentará a un sistema de suministro de combustible que se detalla a continuación, en función de las necesidades de alimentación que dispense la planta y será transportada a la planta mediante un sistema de cintas trasportadoras.



Figura 5.9.- Esquema parque de almacenamiento de combustible.

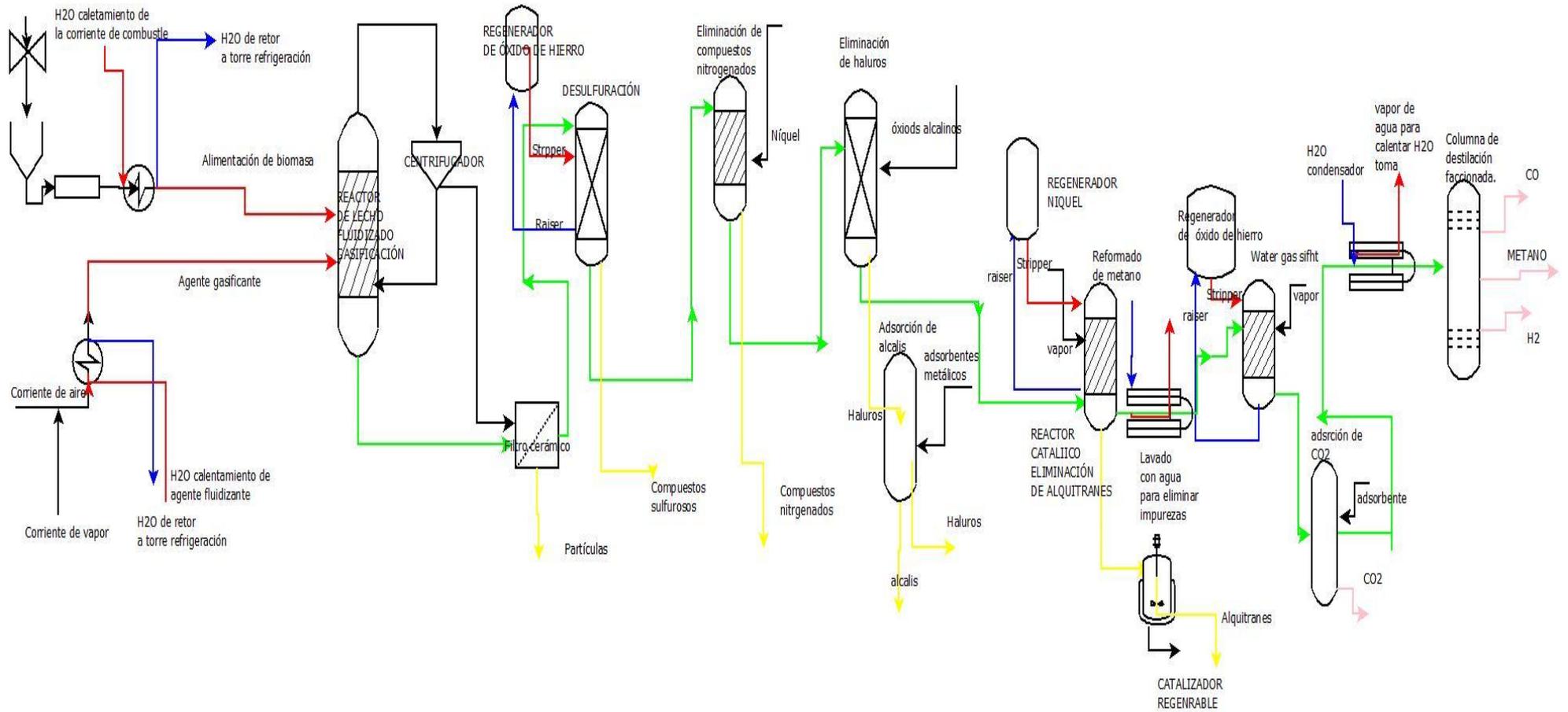


Figura 5.10.- Diagrama de flujo planta de gasificación.

5.4.2 Suministro del combustible.

El sistema de alimentación a la planta es una pieza clave que debe estar dimensionada correctamente para evitar interrupciones en la alimentación al gasificador.

Una vez en la planta, la biomasa deberá pasar por un proceso de selección de material óptimo en el que intervienen dos filtros en paralelo que eliminan las partículas extrañas que acompañan a la misma y un cribado donde se seleccionará la biomasa mediante un tamiz de tamaño estipulado.

Con la ayuda de varias tolvas en serie se dosificará el material a el sistema de alimentación del gasificador.

Se detalla a continuación la composición del sistema de alimentación de sólidos seleccionado , cuyo empleo está muy extendido para el mismo.

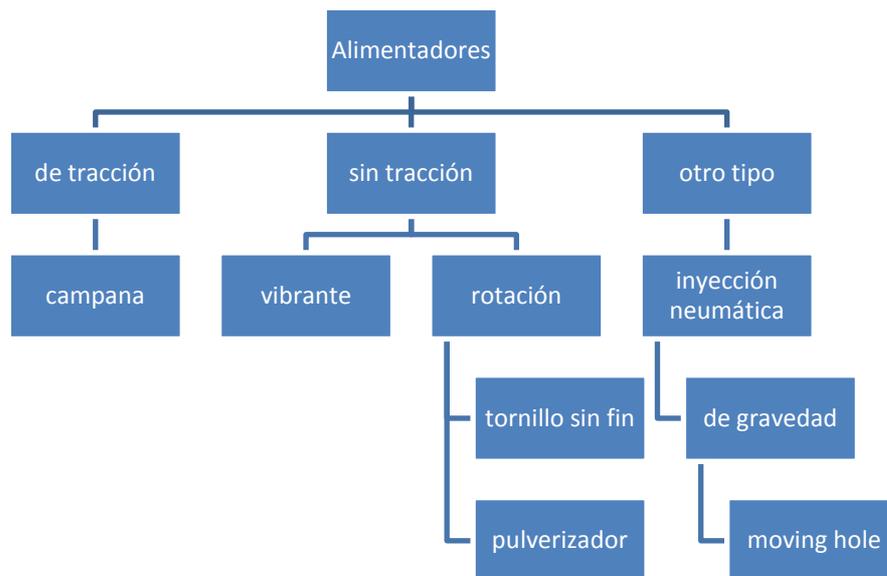


Figura 5.11.- Tipos de alimentadores.

A continuación se explican los sistemas principales y más empleados.

Por Gravedad:

Consiste en un equipo simple en el que la biomasa es alimentada al gasificador con la ayuda de la gravedad. La presión en el horno debe de ser significativamente baja en comparación al presión atmosférica. Como este tipo de equipo no elimina bien la dispersión, la mayoría de la materia volátil se libera cerca de la toma de corriente del gasificador lo que ocasiona una atmósfera reductora.

La alimentación mediante gravedad apuesta por una estructura vertical, en la que el reactor y el depósito de biomasa permanecen alineados entorno al mismo eje. No existe, por consiguiente, ningún mecanismo que regule el paso del combustible hasta el interior del reactor más que los factores puramente geométricos. Además de los problemas antes mencionados, este equipo no dispone de un sistema capaz de pesar la materia, por lo que se necesitará de un sistema de tornillo sin fin acoplado al mismo aguas arriba del de gravedad.

Tornillo sin fin:

Es un equipo giratorio capaz de transportar las partículas sólidas desde una zona con baja presión a una de mayor presión mientras pesa la cantidad de material suministrado al lecho fluidizado, de esta manera es capaz de llevar un control exhaustivo de la cantidad de combustible que se alimenta al gasificador en cada momento, en función de las necesidades del mismo, mediante la variación de la velocidad de su motor, la frecuencia de giro del tornillo sin fin debe estar acordeamente proporcionada al consumo de combustible del gasificador.

El problema más común que presentan este tipo de alimentadores es la formación de aglomeraciones (tapones) , a veces los sólidos al pasar a través de tornillo sin fin están tan compactados que no pasan correctamente a través de él, pudiendo llegar a ocasionar la obstrucción completa de los conductos. Para vitar estos problemas se opta por un tornillo sin fin de diámetro variable reduciéndose el mismo en la dirección de la descarga del material.

Este tipo de equipos son de tipo constructivo en horizontal lo que supone una mayor necesidades espacio con respecto a otros sistemas.

Pulverizador:

Se suelen emplear cuando se requiere de una amplia dispersión a lo largo del lecho, el pulverizador rocía el material recibido a través de un tornillo sin fin o otro tipo de alimentador a lo largo del lecho fluidizado. Está formado por dos cuchillas que giran a gran velocidad, el hecho de que las cuchillas se dispongan de manera apuesta, ayuda a suministrar el combustible a lo largo de una gran área lateral, pero no se trata de un recurso de medida. El mayor inconveniente que presenta el pulverizador es que conlleva la segregación de partículas en el lecho.

Inyección neumática:

Aunque la inyección neumática no se trata de un recurso de medida, si que ayuda a introducir en el gasificador la alimentación medida. Este tipo de mecanismo se emplea sobretodo con combustibles poco reactivos, que deben residir dentro del gasificador durante un periodo largo de tiempo, para reaccionar completamente. Este sistema transporta las partículas secas suspendidas en aire caliente a una velocidad mayor que su velocidad de deposición. La máxima velocidad que puede alcanzar el combustible transportador se encuentra entre 11-15 m/s. El aire empleado para el transporte del combustible, es parte del aire necesario para la gasificación. Uno de los mayores problemas que presenta este sistema es el ruido ensordecedor que produce.

Para los gasificadores de lecho burbujeante caben dos opciones posibles de alimentación, alimentación con entrada por encima del lecho o por debajo del lecho.

Overbed.

Este sistema se caracteriza por ser simple, realista y económico, pero causa la pérdida de biomasa través del entramado. La parte superficial del lecho es de grano más grueso que en el caso de la alimentación con entrada por debajo del lecho, esto hace que la preparación del fuel sea más simple y menos cara. Sin embargo la alimentación puede contener un amplio rango de finos con una velocidad terminal que es superior a la velocidad supercrítica del lecho, lo que supone una gran pérdida de carbono.

Las partículas se muelen obteniendo tamaños inferiores a 20 mm.

En el sistema la biomasa pasa a través de un banco de arena, un sistema gravimétrico, una cinta transportadora que la conduce hasta una tolva de alimentación.

Seguidamente de la tolva de alimentación se dispone de una válvula de lock hooper que evita la entrada de aire por el conducto alimentador de combustible, le sigue un sistema de alimentación dosificada, como el tornillo sin fin, una esclusa rotatoria puede prevenir la transmisión de gas caliente proveniente del combustor o gasificador, al conducto de alimentación de combustible y se suele emplear un inyector de aire para facilitar el trasiego de combustible por el conducto.

Un pulverizador rotatorio, esparce la alimentación sobre la superficie del lecho, de esta manera las partículas más gruesas profundizan más en el lecho, mientras que las más finas se depositan cerca del alimentador. La localización del pulverizador depende las dimensiones del gasificador, cuando la profundidad es menor que la anchura se localiza en la pared lateral del gasificador. Sin embargo cuando se produce el caso contrario estos se localizan en la pared frontal del gasificador.

Downbed

Consiste en un sistema formado por un alimentador de gravedad, una bomba de aire, un separador, unas líneas de transporte pequeñas, trituradoras y bancos de arena.

La biomasa es molida obteniendo un tamaño de partícula entre 8 y 10 mm y es introducida en el lecho mediante un sistema neumático. Este sistema es más caro, complicado y menos realista que el sistema anteriormente mencionado, pero consigue un gran eficiencia en el grado de conversión del char.

Un distribuidor en este caso tiene menor área de dispersión de biomasa y por lo que los puntos e alimentación será más numerosos y cercanos. El espacio es muy importante en la gasificación ya que las partículas con mayor tamaño de grano requieren un espacio amplio mientras que las partículas más finas necesitan menos espacio.

Normalmente el sistema de alimentación cuenta con dos mecanismos para disminuir la dispersión de partículas un tornillo sin fin al que se acopla un sistema de dispersión por gravedad.

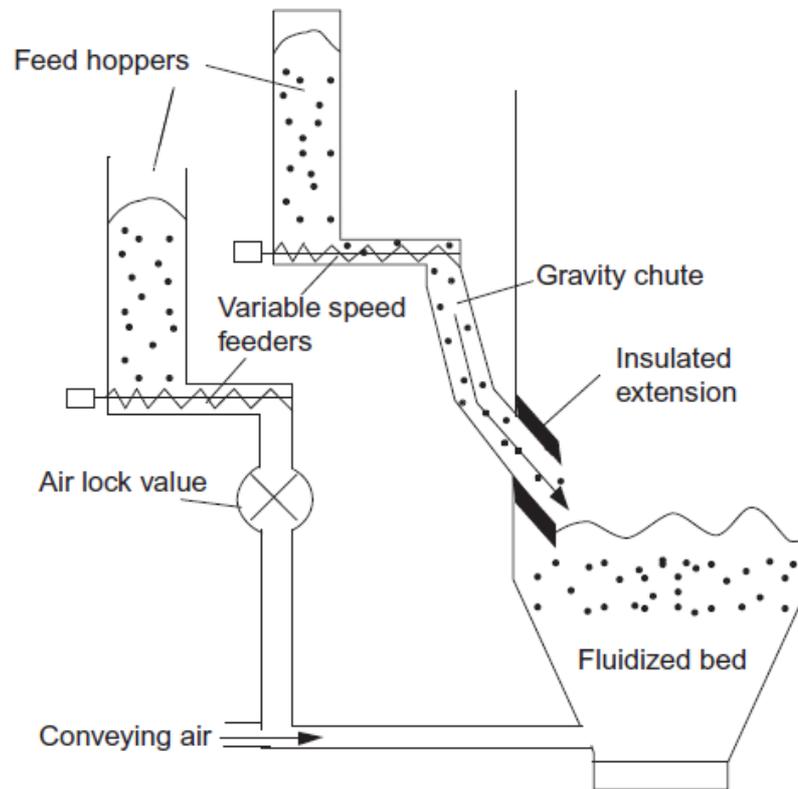


Figura 5.12.- Esquema alimentador gasificador. [8]

Justificación de la alternativa seleccionada:

Tras examinar todas las características de las que requiere cada uno de los sistemas de alimentación propuestos, la opción seleccionada es el sistema de alimentación overbed, que dispondrá de los sistemas que lo caracterizan y que se encuentran explicados en el párrafo que hace referencia a este sistema.

En la elección del mismo ha primado la simplicidad del sistema, el coste económico y la experiencia que existe en esta tecnología en plantas de estas características.

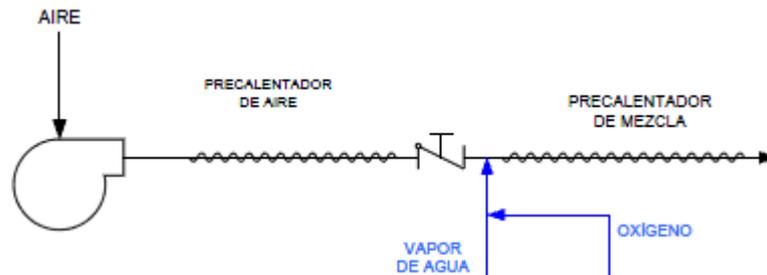
Zona de precalentamiento de la mezcla de agente gasificante.

Figura 5.13.- Sistema de inyección del agente gasificante.

Para un mejor funcionamiento del gasificador se predispone un pre-calentamiento de la mezcla del agente gasificante antes de la entrada en el reactor, para favorecer las reacciones endotérmicas que tienen lugar en el mismo y aportar de esta manera el calor necesario al agente gasificante mediante el aprovechamiento de parte de la energía que posee el vapor sobrecalentado, obtenido mediante la caldera de recuperación de calor, este calor será empleado parte en precalentar el aire y parte en calentar el agua para el vapor de agua, que proviene de la torre de refrigeración.

Siendo la tecnología empleada para este proceso será un pre-calentador de aire tubular, en el cual el vapor sobrecalentado circulará por el interior de los tubos mientras que el aire frío lo hará por el exterior de la superficie de intercambio. De esta manera el mantenimiento se realiza de manera más sencilla ya que es más fácil la limpieza de los equipos.

La línea de alimentación de aire estará formada por un módulo que alimenta aire y otro que permite alimentar el nitrógeno contenido en dos botellas. La función del nitrógeno es por un lado empleado para purgar el sistema de gases combustibles en caso de incidencia en la planta y, por otro lado, ser utilizado durante el proceso de parada para enfriar el sistema. El aire necesario para el proceso se toma de la línea de aire comprimido a una presión de 8 bares teniendo en cuenta para el control del caudal del proceso un sistema mass-flow, reaccionando dicho proceso a las variaciones. El funcionamiento consiste en que el operario proporciona una señal de entrada o punto de consigna al dispositivo. Este

último compara dicha señal con el valor determinado por el sensor de flujo de masa y ajusta la válvula proporcional en consecuencia para lograr el caudal requerido. Finalmente el mass flow emite una señal de tensión correspondiente a la tasa de flujo medida que es recogida por el pertinente sistema de adquisición de datos. [14]

Se extraerá directamente el vapor del circuito de generación de vapor de la caldera de recuperación de calor para luego adecuarlo a las características del gasificador. Esta medida reducirá la demanda de agua requerida por la central. Se empleará agua desionizada en el proceso para evitar la formación de depósitos en el precalentador que alimenta.

5.4.3 Caldera de recuperación de calor:

La corriente de gases producto sale del gasificador a unos 800°C aproximadamente y se pretende aprovechar este calor contenido el gas producido para aumentar la eficiencia del proceso. La selección del diseño final juegan un papel muy importante en los costes, el peso, el tamaño y las condiciones económicas. Por este motivo que el tipo de intercambiador a utilizar será, de tipo cerrado, que son aquellos en los cuales ocurre transferencia de calor entre dos corrientes que no entra en contacto entre sí. Se propone la disposición de dos intercambiadores de calor en serie para aumentar la superficie de intercambio ente el agua-gas y vapor de agua- gas, en cada caso.

5.4.4 Sistema de limpieza del gas.

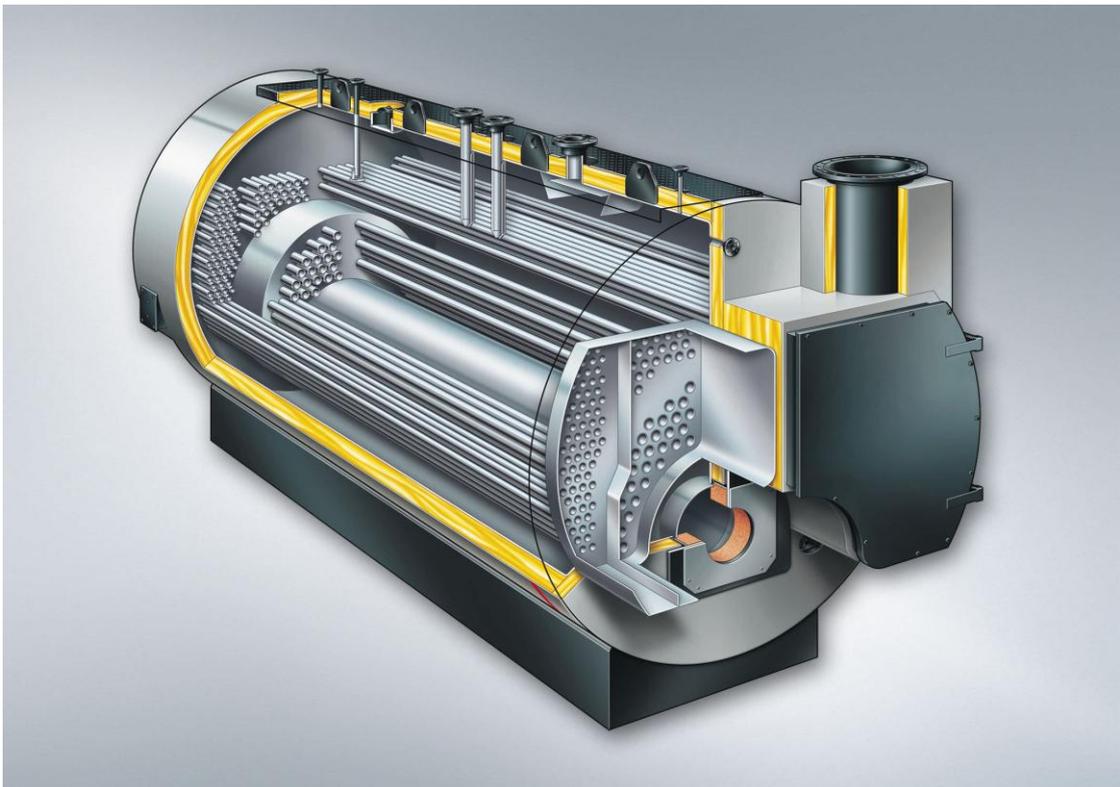
Tras el proceso de gasificación el gas producido debe ser condicionado, en especial, para ser utilizado en reacciones de síntesis. Se debe prestar principal atención en limpiar el alquitrán contenido en el gas, además de otros elementos que son venenos catalíticos. Así que el gas debe ser limpiado, eliminando las partículas sólidas y los gases contaminantes.

El singas obtenido del proceso contiene principalmente los siguientes tipos de impurezas:

- ✓ Partículas sólidas, formadas principalmente por char no convertido y ceniza.
- ✓ Impurezas inorgánicas como; componentes sulfurados y nitrógeno.
- ✓ Impurezas orgánicas, alquitrán, aromáticos y dióxido de carbono.

A continuación se exponen los diferentes sistemas, según la naturaleza de las impurezas a eliminar, mediante los cuales se extraerán las mismas.

Figura 5.14.- Caldera recuperación de calor.



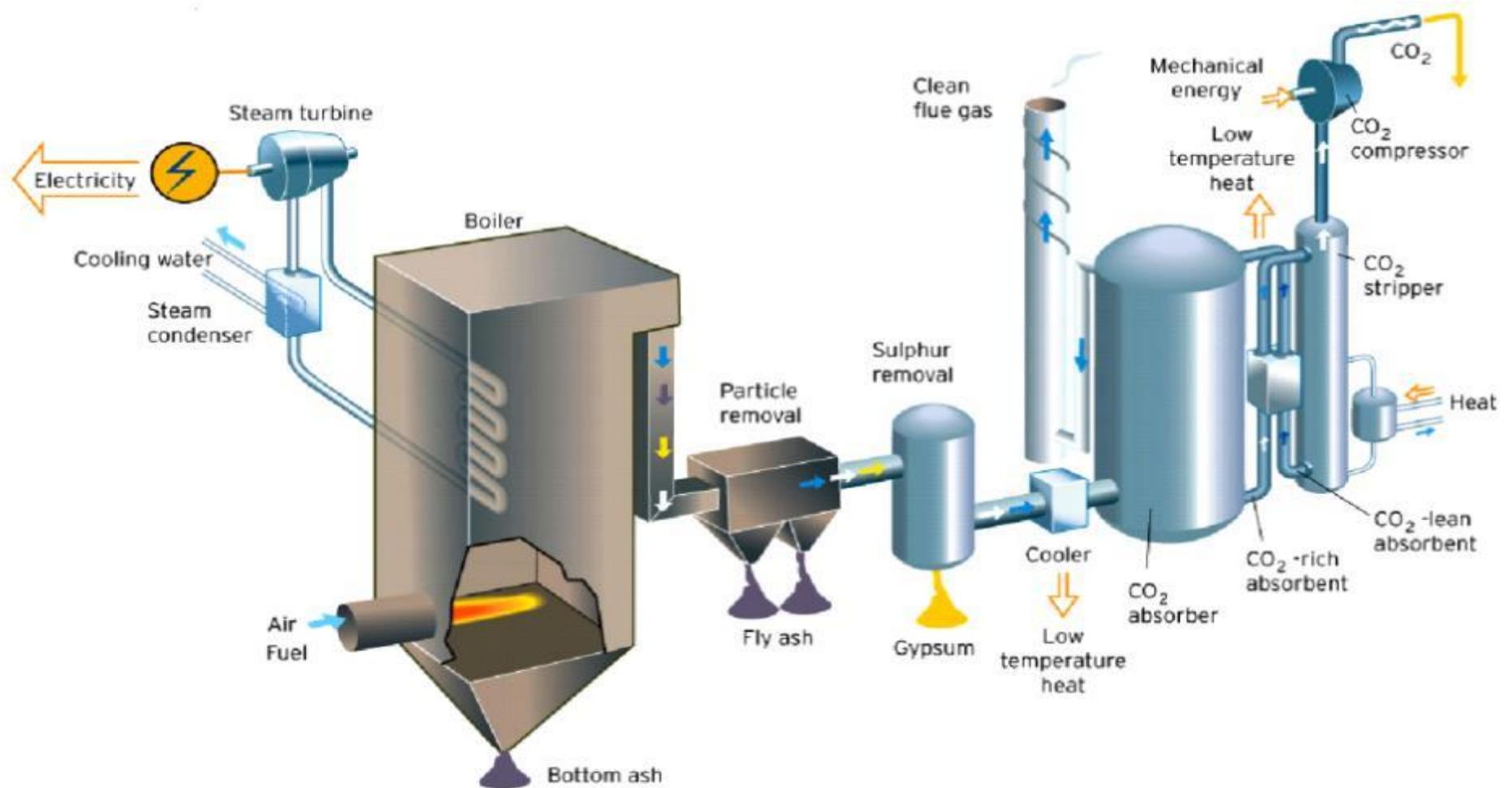


Figura 5.15.- Sistema de limpieza de gas.

5.4.4.1 Sistema de extracción de escorias.

La ceniza aparece como una escoria contenida en el gas producto, aparece como ceniza seca y su limpieza conlleva tener en cuenta los siguientes aspectos. Eliminar las impurezas indeseadas acondicionar el gas para obtener el ratio necesario de CO/H₂ para el uso requerido. De hecho el uso final del producto condiciona la limpieza del mismo.

Tabla 5.1.- Características del gas en función de su uso final.[8]

TABLE 11.1 Product-Gas Specifications for Various Applications				
Specification	Hydrogen for Refinery Use	Ammonia Production	Methanol Synthesis	FTS
Hydrogen content	>98%	75%	71%	60%
Carbon monoxide content	<10–50 ppm (v)	[CO + CO ₂] <20 ppm (v)	19%	30%
Carbon dioxide content	<10–50 ppm (v)		4–8%	
Nitrogen content	<2%	25%		
Other gases	N ₂ , Ar, CH ₄	Ar, CH ₄	N ₂ , Ar, CH ₄	N ₂ , Ar, CH ₄ , CO ₂
Balance		As low as possible	As low as possible	Low
H ₂ /N ₂ ratio		~3		
H ₂ /CO ratio				0.6–2.0
H ₂ /[2CO + 3CO ₂] ratio			1.3–1.4	
Process temperature		350–550°C	300–400°C	200–350°C
Process pressure	>50 bar	100–250 bar	50–300 bar	15–60 bar

Source: Adapted from Knoef (2005), p. 224.

Tabla 5.2.- Condiciones del sin gas en función de su empleo. Fuente Purificación y acondicionamiento del gas de gasificación de biomasa.[15]

	Combustible sintético	Metanol	Hidrógeno	Gas combustible		
	Gasolina, diésel FT			Caldera	Turbina	Motor
H ₂ /CO	0.6	2	↑	Indiferente	Indiferente	Indiferente
CO ₂	↓	↓	↓	No crítico	No crítico	No crítico
Hidrocarburos	↓	↓	↓	↑	↑	↑
Contaminante	< 1ppm S, ↓ partículas	< 1ppm S, ↓ partículas	< 1ppm S, ↓ partículas		↓ partículas y metales	↓ partículas alquitranes y metales
Poder calorífico	Indiferente	indiferente	indiferente	↑	↑	↑
Presión, bar	20-30	50 (liquido) 140 (vapor)	20	↓	↑	↓
Temperatura, °C	200-400	100-200	100-200	250	500-600	↓

Para eliminar las partículas sólidas y la ceniza contenida hay cuatro sistemas entre los que elegir:

1. Ciclón.
2. Filtros de tejido filtrante.
3. Filtro electroestático.
4. Lavado con disolvente.

Las opciones para la eliminación de alquitranes:

1. Lavado con un líquido orgánico.
2. Catálisis mediante un catalizador de níquel u olivino.
3. Cracking a alta temperatura.

5.4.4.2 Sistema de limpieza de residuos inorgánicos.

Los compuestos inorgánicos son eliminados mediante sistemas secuenciales debido a que, el proceso de eliminación de los mismos genera otros residuos que deben ser eliminados.

5.5 Tecnología desarrollada, en el proceso de limpieza.

La limpieza de los gases se ha realizado tradicionalmente por vía húmeda, lo que implica el enfriamiento de los gases a temperatura ambiente o inferior. Este proceso conlleva unos costes tremendamente elevados y la generación de un gran volumen de efluentes a tratar por métodos costosos. Pese a ello se emplea en la mayoría de las plantas de gasificación existentes, en especial para aplicaciones del gas a baja temperatura, al considerarse una tecnología madura, con eficacia contrastada y de fácil diseño y aplicación a cada sistema particular. Sin embargo, la limpieza de los gases en caliente ($T > 300^{\circ}\text{C}$) permite una mayor integración con los sistemas catalíticos de ajuste de la composición del gas posteriores, un mejor balance energético y una mejor economía del proceso, al tiempo que se eliminan los problemas derivados de la gestión de efluentes.

5.5.1 Sistema de baja temperatura:

Habitualmente el gas que sale del gasificador sufre una etapa de separación de partículas de mayor tamaño en un ciclón. A continuación tienen lugar una serie de etapas que incluyen, un lavado con agua y la eliminación de los gases ácidos. Durante la etapa de lavado con agua las partículas, los alquitranes, NH_3 , HCN y haluros son eliminados de la corriente gaseosa. Se eliminan también elementos traza a $100\text{-}200^{\circ}\text{C}$ por condensación. Así mismo, se han desarrollado métodos alternativos de eliminación de alquitranes en torres de lavado con disolventes orgánicos en combinación con filtro de pre-capas o precipitador húmedo, previo a utilización del gas en calderas y motores.

Finalmente es necesaria una etapa de purificación del gas para eliminación de gases ácidos (H_2S y/o CO_2) por absorción, previo a su uso en turbinas de gas o pilas de combustible. El absorbente es regenerado en una columna contigua, recuperándose el contaminante en su forma inicial. La absorción puede ser física (Procesos Rectisol, Purisol y Selexol), o química (aminas orgánicas, carbonatos de sodio y potasio y disoluciones acuosas de amoníaco). La adsorción, la separación criogénica y la tecnología de membranas también pueden emplearse como alternativas a la absorción en la separación de gases ácidos a bajas temperaturas. [15]

5.5.2 Limpieza de gas a alta temperatura:

En la primera etapa de eliminación de partículas, la tendencia es a aumentar la temperatura de operación y a reducir la concentración y tamaño de partícula (por debajo de 10 ppm en peso y de 2 micras) mediante el desarrollo de diferentes sistemas de filtración: candelas cerámicas, filtros cerámicos de flujo cruzado, precipitadores electrostáticos de alta temperatura y presión, filtros de lechos granulares y filtros de tejido/fibra.

La eliminación de compuestos de azufre (H_2S y COS) se lleva a cabo por adsorción. El sólido adsorbente puede inyectarse en el propio gasificador a $800-1000^{\circ}C$, pero no puede ser reutilizado, lo que le obliga a ser abundante y barato (caliza, dolomita, etc.), generándose una gran cantidad de residuos cuyo manejo implica un elevado consumo energético. En la práctica, la eficacia de retención de azufre no supera el 50% dependiendo de la temperatura y velocidad de calcinación. Debido a estas limitaciones se han desarrollado adsorbentes (mayoritariamente óxidos de hierro y zinc) y sistemas de desulfurización en lechos externos al gasificador.

El óxido metálico debe reaccionar selectivamente ($MO(s) + H_2S \rightarrow MS(s) + H_2O$) con los compuestos de azufre en atmósfera reductora y en las condiciones habituales de salida de un gasificador ($P=10-30$ bar, $T= 500-750^{\circ}C$), pudiendo ser de un sólo uso (baratos) o regenerables (caros).

Los adsorbentes regenerables deben recuperar su forma original al reaccionar selectivamente con oxígeno o vapor ($MS + 3/2 O_2 \rightarrow MO + SO_2$), siendo necesario controlar la temperatura de regeneración (exotérmica) para evitar la sinterización del adsorbente. La naturaleza cíclica del proceso adsorción-regeneración implica a una configuración de dos reactores operando en continuo. En un principio se emplearon lechos fijos como reactores de operación pero, actualmente se tiende hacia los lechos fluidizados debido a su mejor contacto gas-sólido, aunque con mayor atrición. [15]

Entre las tecnologías para la eliminación de NH_3 y HCN se encuentra la descomposición catalítica (sobre Ni, Fe,..) a unos $800^{\circ}C$. En lo que respecta a los haluros, la tendencia actual es a emplear adsorbentes de metales alcalinos o alcalinotérreos. Para el proceso de eliminación de los álcalis, se añaden adsorbentes multifuncionales (aluminosilicatos

impregnados con calcio). El empleo combinado de filtros cerámicos y adsorbentes o catalizadores (a 400-600 °C) permite la eliminación conjunta de partículas, alcalis y haluros. Otra alternativa para este proceso es el empleo de tecnologías de eliminación en caliente de añadiendo metales pesados no condensados (incluyendo Pb, Hg, Cd, V), principalmente por adsorción.

Por último, la eliminación de los alquitranes a alta temperatura se basa en su separación física (en sistemas de eliminación de partículas) o en su conversión química (craqueo, reformado, oxidación, etc.) por vía térmica y/o catalítica. El craqueo térmico consiste en la transformación del alquitrán en gases ligeros mediante calentamiento a una temperatura determinada (500-1200°C) durante un cierto tiempo (0.5-15 s). La eficacia se puede mejorar aumentando el tiempo de residencia (lechos fluidizados) o la temperatura (por contacto directo u oxidación parcial), con el consecuente incremento del gasto energético y pérdida de poder calorífico, respectivamente. A los problemas económicos y de materiales hay que añadir aquellos asociados con la potencial formación de carbonilla, lo que hace de este proceso una vía descartable.

Otra posible vía se basa en el craqueo térmico mediante plasma, que, aun tratándose de sistemas muy novedosos y efectivos, presentan un elevado coste económico y energético. Por otro lado se encuentra la vía catalítica, en la cual el catalizador debe ser:

- ✓ Efectivo.
- ✓ Capaz de reformar metano (en su caso a gas de síntesis).
- ✓ Resistente a la desactivación por sinterización y carbonilla.
- ✓ Fácilmente re-generable y tener un coste moderado.

El agente catalítico se puede alimentar al propio reactor (gasificación o pirólisis catalítica) o a un reactor secundario para tratar el gas bruto de gasificación. [15]

Esta nueva vía se justifica dado que, empleando esta técnica se trabaja a temperaturas cercanas a las de gasificación y consecuentemente, se mejora la eficiencia global del proceso al no tener que realizar una fase de enfriamiento del gas antes del proceso de la eliminación de las partículas y de desulfuración reduciendo así, la necesidad de un mayor número de quipos intercambiadores de calor, así como de tratamiento condensados. [16]

Exposición de la elección justificada:

Tras la exposición de las distintas alternativas posibles en los párrafos anteriores se dispone a seleccionar una de las alternativas descritas, siendo primordial en su elección la eficacia del propio proceso de limpieza, la energía empleada para llevar a cabo dicho proceso y, así mismo el coste global del proceso.

Por estos motivos expuesto, la opción escogida ha sido la tecnología de limpieza de gas a alta temperatura con las siguientes características:

En la primera etapa de eliminación de partículas se aumentará la temperatura de operación y se reducirá la concentración y tamaño de partícula (por debajo de 10 ppm en peso y de 2 micras) mediante el siguiente sistema de filtración, filtros cerámicos.

La eliminación de compuestos de azufre (H_2S y COS) se llevará a cabo por adsorción, mediante un adsorbente metálico (mayoritariamente óxidos de hierro y zinc) en un sistema de desulfurización en lechos externos al gasificador. El óxido metálico es un catalizador regenerable, por lo que se necesitará de dos reactores operando ambos en régimen continuo y siendo los mismos de lecho fluidizado.

Destacar que se decanta por esta opción debido a que de los diferentes tipos de reactores existentes, la opción de lecho fijo se descarta dada su necesidad de operar de forma alternativa en absorción regeneración lo que supondría tener que disponer de un sistema de válvulas que trabajaran a alta presión y temperatura, complicando así el proceso.

Con respecto a la opción de lecho móvil, aunque dispone de un sistema de recirculación de sólido, lo que elimina la necesidad de complicada valvulería, presenta el inconveniente de necesitar un sólido con demasiada resistencia a la atricción, para no sufrir desgaste o fractura y este factor encarecería el proceso puesto que habría que reponer dicho sólido. Sin embargo dentro de este tipo de reactor los que pueden operar con un sólido de peores características mecánicas de las que se han descrito anteriormente, son los de tipo fluidizado burbujeante y constituirán la opción escogida. [16]

La eliminación de NH_3 y HCN se lleva a cabo mediante descomposición catalítica (sobre Ni) a unos 800°C . En cuanto a los haluros, se emplearán adsorbentes de metales alcalinos o alcalinotérreos. En relación a los álcalis, se eliminan con adsorbentes multifuncionales (aluminosilicatos impregnados con calcio).

La eliminación de los alquitranes se realizará por la vía catalítica con un catalizador de base metálica níquel.

Tabla 5.3.- Características de los características a emplear en el proceso de desulfuración a alta temperatura en el lecho.

Sorbente	Temperatura sulfidación ($^\circ\text{C}$)	Temperatura regeneración ($^\circ\text{C}$)	Utilización sorbente (%)	$[\text{H}_2\text{S}]$ salida (ppmv)
Dióxido de estaño	350-500	400-500	85	<100
Óxido de cobre	350-550	650	70	<20
Óxido de manganeso	350-870	900	50	<10
Óxido de hierro	360-500	500-650	25-45	<100
Óxido de zinc	480-540	500-700	50-70	<1
Ferrita de zinc	450-600	600	20-80	<20
Titanato de zinc	450-750	600-750	40-60	<10
Cromita de zinc	650-850	750	40-80	<10
Óxido de cerio	750-1000	600	90	<100

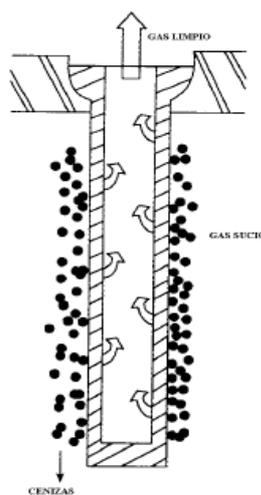


Figura 5.16.- Filtro cerámico

5.6 Ajuste de la composición del gas y síntesis química:

Además de eliminar las impurezas del gas de gasificación, es necesario someterlo a un conjunto de etapas de ajuste de su composición en función del uso final al que se destine.

La primera etapa es el reformado con vapor de agua o seco (con CO_2) o una combinación de ambos o la oxidación parcial de CH_4 u otros hidrocarburos ligeros para reducir su contenido en el gas por debajo del 0.5-1% e incrementar el de H_2 . Se utilizan catalizadores, principalmente de base Ni, a temperaturas inferiores a 1000°C .

Seguidamente tenemos una etapa de “water gas shift” para ajuste de la relación $\text{CO}/\text{H}_2/\text{CO}_2$ previo a la síntesis química o separación de H_2 . Industrialmente se realiza en dos reactores catalíticos adiabáticos en serie, con enfriamiento intermedio, operando entre $320\text{-}360^\circ\text{C}$ y $190\text{-}250^\circ\text{C}$, respectivamente. A alta temperatura se distingue entre catalizadores dulces (óxidos mixtos de Fe/Cr o sustituidos parcialmente por Ag, Ba, Pb ó Hg/Cu, Ca, Ce, Zr, La, Th,..., Pt, Rh, Ru, Au, y Pd sobre óxidos reducibles), para los que es necesario retirar previamente el azufre y ácidos (Co-Mo , Co-MnO y CoCr_2O_4) que operan con azufre pero a un coste mayor.

La conversión de CO es normalmente superior al 90%, desactivándose principalmente por sinterización térmica. Los catalizadores de baja temperatura se basan principalmente en Cu- $\text{ZnO-Al}_2\text{O}_3/\text{Cr}_2\text{O}_3$.

Cuando el H_2 va a ser utilizado en pilas de combustible poliméricas (PEM) es necesaria además una etapa posterior de oxidación preferencial de CO para evitar el deterioro de la membrana.

La producción de H_2 a partir de la corriente de salida de la etapa “shift” se lleva a cabo por separación de éste, o por separación de CO_2 y posterior purificación de la corriente rica en H_2 . Comercialmente el CO_2 se separa por absorción (química o física), seguida de purificación por adsorción en ciclos de presión (PSA), adsorbiéndose los componentes indeseados (CO , CO_2) a alta presión, y liberándose posteriormente, regenerando el adsorbente, por despresurización.

Dentro del concepto de integración de sistemas están los reactores catalíticos de membrana y/o de adsorción mejorada, que permiten separar de manera simultánea y selectivamente el H_2 , el CO_2 o ambos del medio de reacción y desplazar el equilibrio hacia los productos.

Finalmente, la síntesis química comprende un conjunto de procesos que permiten la conversión en combustibles (diesel y gasolina vía Fischer-Tropsch, metano, metanol, etanol, dimetiléter, etc.) del CO e H_2 contenidos en el gas de síntesis. La relación H_2/CO deseable, las condiciones de operación y los catalizadores utilizados dependen del producto final.

Elección de la propuesta:

De las opciones explicadas se opta por realizar tras etapa shift una purificación del H_2 , tras por separación a priori de CO_2 por absorción, seguida de una purificación en ciclos de presión adsorbiéndose los componentes indeseados (CO , CO_2) a alta presión, y liberándose posteriormente, regenerando el adsorbente, por despresurización.

5.7 Separación de las fracciones obtenidas:

Separación del CO del gas de síntesis:

Se puede realizar de dos maneras:

- ✓ Separación a bajas temperaturas.
- ✓ Absorción en disoluciones acuosas de sales de cobre.

Método de Linde/ Air-liquide: Consiste en una serie de fases secuenciales antes de la separación de la mezcla pura de $H_2/CO/CH_4$, comienza con una destilación fraccionada en una columna de platos, en la cual la mezcla gaseosa se licua mediante una disminución de la temperatura y aumento de la presión (180 °C y 40 bars). Obteniendo en estas condiciones la condensación del CH_4 y CO , del resto de la mezcla gaseosa. En la etapa siguiente, se expande esta mezcla en una columna de separación de CO/CH_4 , 2.5 bar. El CO se recoge en cabezas con un contenido en CH_4 de menos del 0.1 %, mientras que el CH_4 se recoge en colas. Este proceso se caracteriza por una muy estudiada recirculación de la energía residual.

Absorción en solución clorhídrica de CuCl/disolución amoniacal de formiato o carbonato: Se realiza a una presión de 400 bars y posterior desorción por disminución de la presión a unos 40-50 °C.

Separación del H₂:

Tras la etapa de reformado con vapor de agua se continua con un lavado a presión para llevar a cabo una purificación cuidadosa para eliminar los rastros por transformación de este por metanización mediante un calentamiento a 300-400 °C con un catalizador de níquel(como se explico anteriormente).

En el caso del hidrógeno se puede aislar mediante los mismos sistemas explicados para la separación de CO, por condensación de las fracciones del condensado o mediante tamices moleculares zeolíticos y carbonatados. [17]

Elección justificada:

De las dos opciones especificadas se opta por la destilación fraccionada o método de Linde para separar el hidrógeno una vez este ha sido separado del CO₂ en etapas anteriores y posteriormente el CO del CH₄, de esta manera se lleva a cabo un purificación del H₂ adaptada a su uso final.

5.8 Balance global del proceso:

5.8.1 Cálculo de la producción de gas de síntesis.

Para determinar la cantidad de gas producido se realizará una estimación de la misma a partir de los datos obtenidos a través de los diferentes ensayos que se muestra continuación que caracterizan la composición del gas producido en el proceso.

La tabla mostrada a continuación muestra la composición del gas final a partir de diferentes fuentes de alimentación según la biomasa a emplear en cada caso, un gasificador de lecho fijo de tipo downdraft, gasificado con oxígeno.

Tabla 5.4.-Caracterización del gas obtenido. [18]

Residues	Gas produced (mol/kg)							HHV (MJ/m ³)
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	
Rice husk [9]	0.00236	0.00651	0.00717	0.00209	6.2×10 ⁻⁵	7.6×10 ⁻⁴	1.1×10 ⁻⁴	11.11
Nut shell [9]	0.00485	0.00788	0.00477	0.00293	4.9×10 ⁻⁵	6.1×10 ⁻⁴	2.1×10 ⁻⁴	14.55
Pine [9]	0.00529	0.00722	0.00505	0.00272	1.2×10 ⁻⁴	8.1×10 ⁻⁴	1.7×10 ⁻⁵	14.68
Eucalyptus [9]	0.00275	0.00712	0.00380	0.00316	2.6×10 ⁻⁵	5.5×10 ⁻⁴	1.5×10 ⁻⁴	13.41
Vine Pruning[16]	0.0104	0.02378	-	0.00641	0.00199	8.8×10 ⁻⁴	0.00121	11.41
Cherry Stone [17]	0.00639	0.00668	-	0.00371	0.00103	0.00217	0.00173	-

Como podemos observar la composición de gas obtenido para una alimentación de cepas de vid en el gasificador (Vine pruning), obtenemos un gas que dispone de la siguiente composición:

- ✓ H_2 : 0.0104 mol/Kg.
- ✓ CO: 0.02378 mol/Kg.
- ✓ CO_2 : no se obtiene.
- ✓ CH_4 : 0.00641 mol/Kg.
- ✓ C_2H_2 : 0.00199 mol/Kg.
- ✓ C_2H_4 : 8.8×10^{-4} mol/Kg.
- ✓ C_2H_6 : 0.00121 mol/Kg.

Sin embargo como nuestro reactor escogido es un reactor de lecho fluidizado burbujeante, que mezcla como agente gasificante aire y vapor de agua, se tendrá en cuenta que según lo dispuesto en el presente documento, el gas producido en dicho gasificador, **Tabla 4.3** que emplea como agente de gasificación aire :

- ✓ H_2 : 8%(volumen)
- ✓ CO: 16%(volumen)
- ✓ CO_2 : 15%(volumen)
- ✓ CH_4 : 6% (volumen)
- ✓ C_2H_n : 2 % (volumen)
- ✓ N_2 : 53% (volumen).

Teniendo en cuenta que en el caso expuesto para este proyecto, se pretende añadir además de aire, vapor de agua al gasificador, obtenemos que las cantidades correspondientes a la producción de CO tras reaccionar con el H_2O , da lugar a una mayor producción de H_2 y CO_2 , según shift reaction y como tras la gasificación se pretende hacer un reformado el CH_4 al reaccionar con el agua se obtendrá CO e H_2 , se ha supuesto que el rendimiento de estas reacciones, no es del 100% por lo que la composición del gas producto varía de la siguiente manera.

El gas estará caracterizado por la siguiente composición:

- ❖ H₂: 28.18%(volumen)
- ❖ CO: 8.35%(volumen)
- ❖ CO₂ : 16.39%(volumen)
- ❖ CH₄: 0.0023% (volumen)
- ❖ C₂H_n:1.56% (volumen)
- ❖ N₂ : 45.15% (volumen).

5.8.2 Cálculo de el caudal y composición del gas producto.

Como sabemos la corriente de aire necesaria para la gasificación y sabemos que tras realizar el balance de materia al proceso, el N₂ invertido en el mismo, sale en su totalidad formando parte de la corriente del gas a la salida.

$$✓ \text{ Aire necesario: } 3592.187 \frac{kg}{h}$$

De esta manera realizando un balance de materia al N₂ obtenemos:

$$✓ 2837.82773 \frac{kg}{h} N_2$$

Tras la caracterización del gas se sabe que la proporción de N₂ es de 45.151 m³ (en 100 m³ de gas) y tras el siguiente cálculo obtenemos el caudal total de la corriente de salida del reactor.

$$✓ 5025.8 \frac{m^3}{h}.$$

Obteniendo así para cada uno de los compuestos y elementos que forman el gas las siguientes composiciones:

- ❖ $1417.116 \frac{m^3}{h} H_2.$
- ❖ $421.41 \frac{m^3}{h} CO.$
- ❖ $824.22 \frac{m^3}{h} CO_2.$
- ❖ $11.76 \frac{m^3}{h} CH_4.$
- ❖ $784.49 \frac{m^3}{h} C_N H_m.$
- ❖ $2270.55 \frac{m^3}{h} N_2$

5.9 Eficiencia del proceso:

La eficiencia del proceso se expresa en términos de Cold gas y Hot gas, es decir, la cantidad de residuo biomásico que se ha convertido en gas, mientras que la calidad del producto obtenido se expresa en términos del valor del calor obtenido, así como en la cantidad de producto deseado obtenido.

A continuación se describen los métodos empleados para medir estos parámetros:

5.9.1 Cold-Gas Efficiency

Se refieren al potencial de energía obtenida en el proceso, con respecto a la cantidad de energía invertida en el proceso. Obteniendo una eficiencia 0.683.

Los cálculos realizados para obtener los resultados se adjuntan en el capítulo anexos.

5.9.2 Hot-Gas Efficiency.

Para valorar el calor sensible se puede realizar a partir de la siguiente expresión.

$$\eta = \frac{Q_g \times M_g + M_g \times C_g \times (T_f - T_0)}{LHV_f \times M_f}$$

Obteniendo un valor para la misma de:0.883

Como podemos observar el grado de eficiencia del proceso es bastante elevado si lo comparamos con otras tecnologías de aprovechamiento de biomasa, como puede ser la combustión.

5.10 Conversión de carbono:

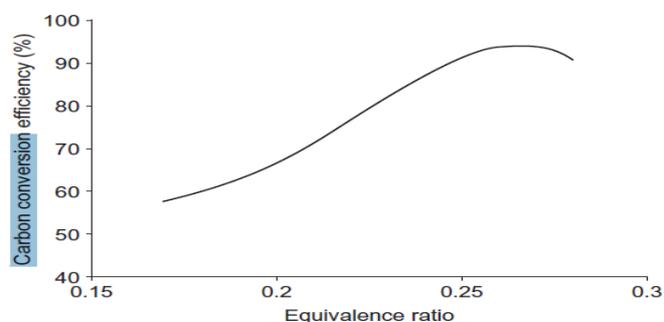


Figura 5.17.- Relación entre la conversión del carbono y el ratio equivalente para reactores de lecho fluidizado.

Como se especificó en apartados anteriores el ER se encuentra para procesos de gasificación en reactores de lecho fluidizado comprendido entre 0.3-0.2 por lo que se ha estimado este valor en un 0.25. Con este valor como podemos observar en la **Figura 5.17** obtenemos una conversión de carbono en el proceso del 90% aproximadamente.

6 ALMACENAMIENTO DE LOS GASES Y TRANSPORTE:

El almacenamiento del gas obtenido en la planta se proyecta de forma que los diferentes composiciones del mismo queden almacenados cada uno de ellos en diferentes tanques adaptados a las condiciones de presión y temperatura aptas para el transporte de los mismos.

Para ello se ha estima del volumen de almacenamiento requerido por cada componente.

El volumen de los mismo será:

- ✓ 1000 m³
- ✓ 5000m³

De tal manera que la central dispondrá de 11 tanques para el almacenamiento de H₂ de unos 5000 m³ con capacidad para almacenar el gas producido en 2 días a una presión entorno a los 10-30 bar para estar preparados para su transporte.

El caso del CH₄ se dispondrá de 4 tanque de volumen 5000 m³, con una capacidad de almacenamiento disponible para almacenar gas durante 7 días.

Por otro lado el volumen necesario para almacenar el CO producido, será de 10 tanques de 5000 m³ con una capacidad de almacenaje del volumen de CO producido en 3 días por la planta.

6.1.1 Transporte:

6.1.1.1 Transporte por carretera en estado gaseoso:

Los trailer de botellas llevan de una vez doce botellas. Cada botella posee una válvula de descarga que está conectada con las otras botellas mediante un colector, de manera, que permite la descarga de toda la batería actuando únicamente sobre una válvula de descarga.

Cada botella dispone de una válvula de sobrepresión para aliviar cualquier sobrepresión producida tanto por causas naturales como accidentales. En algunos casos, sin embargo, éstas válvulas están encapsuladas en sombreretes, en los cuales pueden quedar atrapados los gases. Este tipo de transporte se empleará para transportar el H_2 y el CO producido.

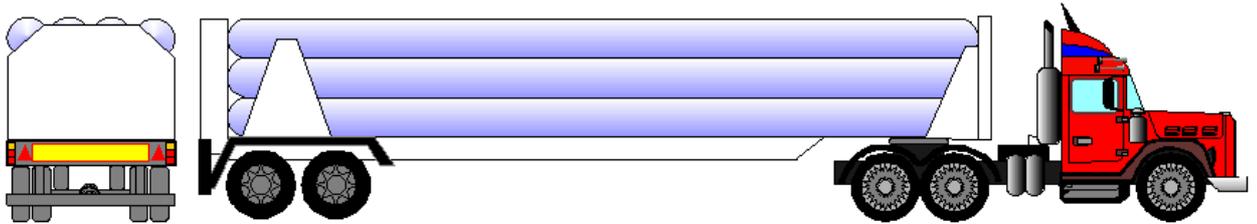


Figura 6.1.- Transporte de gases por carretera. Esquema camión. [37]

En el caso del metano se transportará criogenizado de la siguiente manera:

Los tanques de almacenamiento de gran capacidad son del tipo de doble pared, siendo en el interior de acero inoxidable austérmico o acero al 95 de níquel y el exterior de acero al carbono, sirviendo de intercámara como elemento aislante, con o sin vacío en el interior de la misma, logrando así un aislamiento térmico adecuado que mantiene el líquido a temperaturas próximas al punto de ebullición.

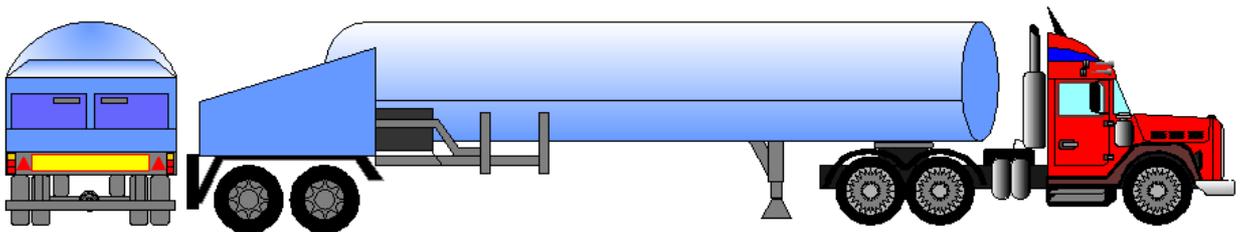


Figura 6.2.- Transporte de gases por carretera. Esquema camión criogenizado. [37]

El control de presión dentro de los tanques está garantizado mediante registradores continuos, válvulas de alivio y discos de rotura, que impiden que la presión suba por encima de la máxima presión de trabajo del tanque.

El transporte se realiza en cisternas del tipo de doble pared con aislamiento de alto vacío en la inter-cámara, que además, está rellena de perlita. El líquido se mantiene a temperaturas lo más bajas posibles para mantener la presión de trabajo a 2 Kg/cm^2 .

En el caso de un sobrecalentamiento exterior, para prevenir la ruptura de la cisterna por aumento de la presión, las cisternas criogénicas incorporan válvulas de sobrepresión y discos de rotura. Al actuar estas válvulas, únicamente liberan gas, y no líquido, en tanto que el vehículo esté en su posición normal.

No se permite nunca que se inutilicen dichas válvulas por formación de hielo y por ello se han de mantener lejos del agua.

Como podemos observar debido a la gran cantidad de producción de la que disponemos a diario esta opción de transporte por carretera se especificará para aquellas industrias que se sitúen a distancias considerables de la localización del planta.

En el caso de aquellas industrias que se encuentre en la zona de influencia de la central se optará por una distribución del hidrógeno mediante vía gaseoducto con la que garantizaremos un consumo constante, mediante el cual se disminuirán los coste de transporte de producto final.

6.1.2 Transporte mediante gaseoducto.

Cuando se necesita un suministro constante de hidrógeno a gran escala, la opción más económica es la distribución mediante gasoductos. Estos, pueden transportar gas natural a alta presión, y se puede mezclar hasta un 30 % de hidrógeno en el contenido sin necesidad de realizar modificaciones en la línea. Por este motivo, las líneas ya existentes que antiguamente se dedicaban al transporte de gas natural se pueden adaptar para otros usos o bien continuar en funcionamiento pero de una forma más rentable. El único inconveniente es que en el punto de recepción del gas debe existir un sistema capaz de separar el hidrógeno del gas natural. Las presiones típicas de funcionamiento de un gasoducto se sitúan entre 10-30 bar, y dependiendo de las necesidades, suelen transportar unos flujos de entre 310-8900 kg/h.

7 Análisis de viabilidad económica de la planta.

En este capítulo se plantea el estudio económico de la planta de gasificación de biomasa a partir de sarmientos de vid. En el mismo estudiaremos dos hipótesis para el funcionamiento de la misma que se explicarán más adelante.

Mediante el software Presto se ha realizado el presupuesto de inversión y costes de la planta, dichos informes generados por el programa se adjuntarán en el anexo de resultados. En lo informas aparecen desglosados cada una de la partidas que componen el presupuesto general de la planta y se explica detalladamente cada uno de los costes asociados a las labores de la planta.

Seguidamente se especifican todos los aspectos y parámetros que comprende el estudio económico, así como los criterios de evaluación y financiación seguidos. Se realizará el estudio de la misma en base al perfil de operación seleccionado y la capacidad de la misma, siendo esta de, 2.56 t/h de biomasa trabajando 7200h al año con sus correspondientes paradas para mantenimiento, con una capacidad de carga de 24330.48t de biomasa.

7.1 Método empleado.

El análisis económico y financiero del proyecto se ha realizado mediante los métodos que se detallan a continuación.

7.1.1 Cálculo del valor actual neto .

Se trata de un procedimiento que permite calcular el valor presente de un flujo de caja futuro. Este método es uno de lo más empleados en campo de ingeniería para la evaluación y análisis de la inversión de proyectos, puesto que nos permite comparar los flujos netos de caja futuros con el valor de la inversión a aportar.

El criterio que sigue este método se basa en evaluar con un calificativo de aceptable a todas aquellos procesos cuya suma de los flujos netos de carga que sean superiores a la inversión inicial.

$$VAN = \sum \frac{Q_n}{(1+i)^n} =$$

- ✓ VAN > 0 : Como ya se ha comentado, se recomienda aceptar el proyecto, ya que la inversión genera beneficios.
- ✓ VAN < 0 :La inversión no produce beneficios, con lo que se recomienda rechazar o modificar el proyecto.
- ✓ VAN = 0: No se podrá utilizar el VAN como criterio.

Un aspecto importante a la hora de realizar el cálculo del VAN es el cálculo del tipo de interés. Se empleará para realizar esta evaluación el método conocido como WACC, una tasa de descuento aplicada para descontar los flujos de fondos operativos en una aproximación empresarial. Este método nos permite evaluar los costes de cada una de las fuentes de las que son obtenidos mediante la siguiente expresión.

$$WACC = K_e \times \frac{CAA}{CAA + D} + K_D \times (1 - T) \times \frac{D}{CAA + D}$$

Donde se tiene en cuenta la tasa coste de oportunidad de los accionistas K_e , el capital aportado por los mismo CAA, la deuda financiera contraída D, el coste de la misma K_D y la tasa de impuesto de ganancias T.

7.1.2 Cálculo del tanto de retorno interno.

Se define como el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de una inversión. De manera simplificada, se refiere a el valor de de la tasa de interés que hace que el valor del van sea 0. Es un parámetro que define la rentabilidad del proyecto.

7.2 Descripción de los costes de operación, inversión y mantenimiento.

7.2.1 Inversión inicial.

Representa inversión inicial a aportar previo comienzo de puesta en marcha del proyecto. En la que se incluyen los costes asociados a los estudios, proyecto y primer establecimiento, a la adquisición de terrenos, a la obra civil, la maquinaria necesaria, y otras inversiones necesarias, cuya cuantía se especifica a continuación.

7.2.1.1 Estudio del proyecto y primer establecimiento.

Incluye los gastos correspondientes a la gestión del proyecto, el trabajo de ingeniería y la puesta en marcha de la planta. Además, se añaden gastos de asesoría jurídica, impuesto de transmisión patrimonial, registro de la actividad que se va a realizar y licencias.

Tabla 7.1.- Costes atribuidos al estudio del proyecto y establecimiento.

Estudios del proyecto y establecimiento.	Total en €
Gastos primarios y asesorías	3000
Impuestos	2000
Trabajos de ingeniería	10000
Licencias del proyecto	5000
Total	20000

7.2.1.2 Costes de adquisición del terreno.

Se estima una extensión del terreno comprendido en la parcela descrita de 76 165.00m², tras evaluar el precio del terreno en la comunidad de la Rioja se obtiene un coste medio de 109 €/m² [19, 20].Obteniendo así un coste estipulado de 8.301.985,00€ por la adquisición de los terrenos mencionados.

7.2.1.3 Obra civil.

Recoge todos los gastos en activos fijos que hay que realizar para la construcción y posterior explotación de la planta. Este capítulo comprenderá todos aquellos costes que impliquen el acondicionamiento de terrenos, pavimentación, edificación y construcción de las instalaciones auxiliares para la operación de la planta así como el control de la misma. Los costes asociados a la obra civil serán los dispuestos a continuación:

Tabla 7.2.- Inversión en obra civil.

	Costes €
Obra Civil.	
Acondicionamiento del terreno	66 981.25
Acondicionamiento caminos	989058
Edificación	
Almacén	15 00 000
Edificio planta	1 000 000
Señalización	5 000
Extintores	507
Báscula camión	50000
Total	5 111 546.25

7.2.1.4 Maquinaria:

Este capítulo se detallan los costes asociados a la adquisición de la maquinaria y los equipos necesarios para operar la planta, tratar la biomasa alimentada a la planta, así como los equipos auxiliares de acondicionamiento del gas.

Tabla 7.3.-Inversión en maquinaria.

Maquinaria	Coste €
Logística	
Sarmentador de 2 cajas (10 ud)	10000
Empacador autopropulsado (10 ud)	384
Camión rígido (3 ud)	414000
Tractor con remolque (ud)	30000
Astilladora (7ud)	12000
Tolvas (2 ud)	7160.4
Planta	
Cinta transportadora (2 ud)	2282.76
Tolvas alimentación	3580.2
Gasificador	2 500 000
Sistema de alimentación	8565
Sistema limpieza gas	1603560
Sistema alimentación	458
Caldera de recuperación de calor	3890
Sistema almacenamiento gas	8000 0000
Total	20 714 031,56

De esta manera se estima que el total de la inversión a realizar inicialmente, asciende a una cantidad de 34 147 562,81€.

7.2.2 Costes de explotación.

Este apartado recogen todos los gastos anuales de los que dispone la planta durante su operación. Estos costes se dividen en las siguientes clases

- ✓ Costes directos: Representan los costes que supone la adquisición de las materias primas necesarias para el proceso de producción, que son los gastos ocasionados por la compra de níquel, arena silíceas, óxido de hierro y zinc, aluminio-silicatos, así como el precio de obtención de la biomasa.
- ✓ Costes indirectos: Abarca todos los costes asociados a el consumo de electricidad demandada y los procesos de la planta.

- ✓ Costes fijos : Comprende todos los costes asociados a la mano de obra empleada a largo de las diferentes fases por las que transcurre biomasa, desde su transporte al parque de almacenamiento hasta que se obtiene el gas de síntesis.
- ✓ Gastos del periodo: Son todos aquellos costes que acarrear las labores de mantenimiento de las instalaciones, limpieza y gestión de los productos.

A continuación se muestran los costes calculados para el primer año de funcionamiento de la planta, para los posteriores se estimará el cálculo a partir de estos aplicando un incremento en ellos marcado por el IPRI.

El Índice de Precios Industriales (IPRI) mide la evolución mensual de los precios de los productos fabricados por la industria y vendidos en el mercado interior en la primera etapa de su comercialización. El IPRI recoge los precios de venta a salida de fábrica obtenidos por los establecimientos industriales en las transacciones que éstos efectúan, excluyendo los gastos de transporte, comercialización, IVA y otros impuestos indirectos facturados. [21]

La cobertura del índice se extiende a todos los sectores industriales, excepto la construcción. Por tanto, investiga las industrias extractivas, manufactureras y de suministro de energía eléctrica, gas y agua.

Para su obtención se realiza una encuesta continua que recoge todos los meses aproximadamente 27.000 precios de 1.500 productos, en una muestra cercana a los 8.500 establecimientos industriales. La información que se recoge son los precios vigentes el día 15 de cada mes.

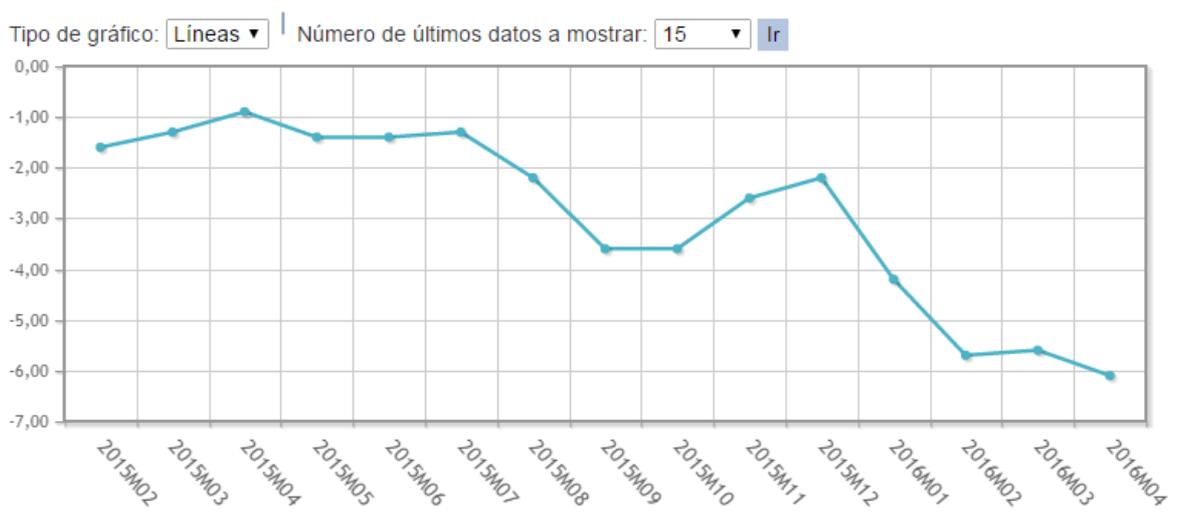


Figura 7.1.-Evolución del IPRI en 2016.

Como podemos observar este índice presenta a tendencia a la baja con respecto al último periodo estudiado de 2016, con valor negativo que implica una reducción de los precios de venta de productos obtenidos en industria por lo que se opta por el valor medio estimado para el IPRI de los últimos 5 años, cuyo valor es 1.7%.

A continuación se muestran los ces estipulados para el primer año de funcionamiento de la planta .

7.2.3 Costes fijos.

Como se explico con anterioridad solos costes asociados al personal empelado en la planta y parque de almacenamiento, así como en las labores de transporte.

Tabla 7.4.- Costes fijos.

Personal	Coste (anual) €
Operarios parque (6)	86 400
Personal transporte (7)	134 400
Personal limpieza (4)	48 000
Jefe planta	40 800
Personal planta (6)	86 400
Total	396 000

7.2.4 Costes directos.

Recoge los costes derivados de la materia prima invertida en el proceso, desde los agentes químicos para mejorar las reacciones en el gasificador, siendo estos, níquel metálico, arena silíceo, oxido de hierro y zinc y aluminio-silicatos, así como la biomasa invertida en el proceso, en este caso sarmientos de vid y la demanda de Gas Natural necesario para aportar al reactor el calor necesario para alcanzar las temperaturas de función del mismo.

La demanda de GN se ha calculado en función de el calor necesario de reacción calculado en el capítulo anexo de cálculos y teniendo en cuenta que el PCI del GN se toma $38\text{GJ}/1000\text{m}^3$. [22]. Destacar que en el caso de los catalizadores empleados se recambiarán cada 5 años así como el material que conforma el lecho para garantizar una mayor efectividad de los mismos.

Tabla 7.5.- Resumen de los costes directos [23], [24].

TIPO	Cantidad(kg)	Coste (€/kg)
Catalizador Níquel	845 kg	22 123,9
Arena de sílice		0,0875
Óxido de hierro y zinc	845	$(1,34 \cdot 10^{-4})$
Alumino-silicatos	845	1,06
Gas natural	968 (m ³)	0.01108(€/m ³)
Biomasa	18 247.860	6.27

Se presentan en el capítulo anexos las demandas anuales de los distintos productos así como su coste.

7.2.4.1 Estudio del precio y coste de la biomasa.

Es necesario realizar el estudio de coste de la biomasa para poder estimar la retribución que es deberíamos abonar a los agricultores y además es importante para poder comenzar a realizar el computo de estudio económico de la planta.

En un primer caso tomará como coste 0 la compra de biomasa ya que según la información aportada por varias empresas que utilizan este residuo para otras aplicaciones diferentes, adquieren la biomasa directamente de los agricultores sin ninguna retribución a los mismo, a cambio de que la empresa se encargue del transporte, acondicionamiento y reciclado de la misma, ya que este tipo de residuo no tiene ningún otra salida al mercado, ni utilidad.

Sin embargo es necesario remarcar, que es posible que en un periodo de tiempo el mercado, cambie y se deba estipular un gasto anual para la obtención de la biomasa, debido a que la demanda de este residuo se dispare.

En el siguiente apartado se detallan la estimación del coste del precio de la biomasa necesaria como combustible, según la **Tabla 7.6** el precio estipulado para la biomasa

empleada es de 40.5 €/t, por lo que supone un coste anual de 739038.33€/año, que hay que habría que abonar a los agricultores.

Tabla 7.6.- Coste de la biomasa procedente de la poda de vid. [7]

	PCI (kcal/kg)	Humedad (%)	Energía Primaria (tep)	t/año	Precio (€/t)	Coste anual (€)
Cáscara de almendra	3.690	15	305,88	829	58,1	48.164,9
Poda de vid (sarmiento)	2.762	30	305,88	1.107	40,5	44.833,5
Gasóleo	9.700		288,80	298	780	232.440

Además del precio de compra de la biomasa, al computo total del coste de la biomasa hay que añadirle los costes estipulados por el transporte de la misa hasta la central.

Según la **Tabla 3.9**, el coste medio estipulado para el transporte de biomasa de este tipo, restos leñosos, 6.27 €/t por lo que obtenemos un coste anual de 114 414.082€.

Por lo que obtenemos un coste total de 853452.4122€/año.

7.2.5 Costes indirectos.

Dentro de los costes asignados en el presupuesto como indirectos se abarcan aquellos costes anuales que involucran los consumos eléctricos de la maquinaria empleada por la central, así como para los sistemas de gasificación limpieza y acondicionamiento del gas del síntesis.

Estos costes se subdividen en fijos y variables, dentro de los cuales los designados como costes fijo se establecen aquellos producidos por la potencia contratada para el funcionamiento de los sistemas de planta y los variables los consumos de la maquinaria que operan en el parque de la planta así como en las instalaciones de la planta.

Tabla 7.7.- Costes indirectos.

Sistema/ Maquinaria	Ud	Potencia(kW)	Horas trabajo año	de rendimiento al	Consumo anual(kWh)
Astilladora	5	45	7200	0.85	1377000
Cinta transportadora	2	50	7200	0.9	648000
Gasificador	1	10 600	7200	0.95	72504000
Sistema alimentación de combustible	1	100	7200	0.99	712 800
721Sistema de limpieza del gas	1	8900	7200	0.9	57 672 000
Sistema alimentación agente gasificante	1	300	7200	0.99	2 213 400
Centrifugador	1	200	7200	0.9	1 296 000
Total		20195			135 723 200kW

El coste de la potencia contratada por la central se estima en base a una tarifa contratada de 8.14 €/kW siendo la potencia contratada de 20200 kW, por lo que se obtiene un coste de 164428€/año mientras que el coste asociado al consumo de las diferentes instalaciones asciende a, referido a una tarifa base de 0.03€/kWh, a 4 071 696 €/año.

El coste variable de las restantes instalaciones como son alumbrado y servicios mínimos suponen una demanda de 200 Kw que suponen un consumo anual de 129 6000€ , respecto a una tarifa base de 0.03€/año, 38880 €/año.

7.2.6 Gastos

Tabla 7.8.-Porcentajes de operación con respecto a la inversión inicial. [8]

Capacity on as-Received Basis	100 Tons/Day	680 Tons/Day
System type	Manual	Automated
Truck tipper	11%	5%
Conveyor to wood pile	—	1%
Radial stacker, adder	—	4%
Front end loaders, adder	5%	—
Reclaim feeder	—	5%
Conveyor	—	3%
Metal separator	2%	1%
Screener	1%	5%
Grinder	12%	12%
Buffer storage	3%	5%
Fuel metering	12%	1%
Controls	5%	4%
Equipment installation	24%	5%
Civil/structural work	18%	1%
Electrical work	8%	4%
Total direct cost in 2003 dollars	\$2,102,000	\$4,857,000
Operating personnel required	5	4

Source: Prepared based on data from www.epa.gov_chp_documents_chp_catalog_part4.pdf.

Tabla 7.9.- Costes asociados al mantenimiento.

Costes asociados al manejo automatizado de la biomasa	Porcentaje de la inversión inicial	Coste (€)
Sistemas de control	4%	1 058 173.71
Separación de metales	1%	264 543.43
Trabajo estructurado	1%	264 543.43
Almacenaje	5%	1 322 717.14
Mantenimiento de la central	15%	3 968 151.42
Total		11 510 212.43

Con todos los datos obtenidos en los apartados anteriores, se estima unos costes anuales de 31 070 325.61€.

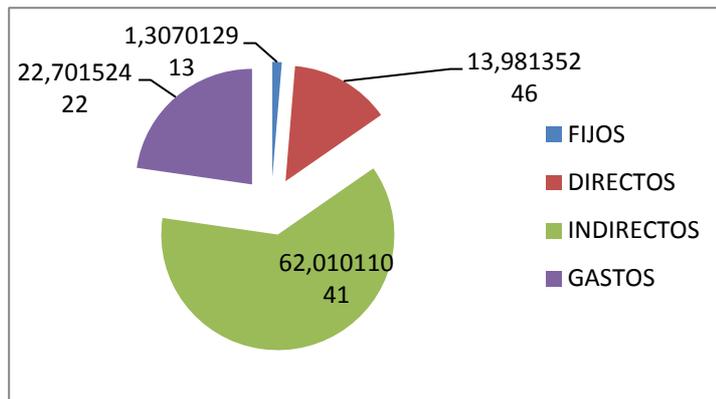


Figura 7.3.- Gráfica resumen de los costes anuales de operación de la central.

Los costes financieros son los gastos derivados del préstamo contraído, dichos fondos prestados se utilizan para financiar en un 60 % la inversión inicial para llevara a cabo el proyecto. De manera que anualmente se calculará el capital a devolver mediante el método de amortización constante, por el cual pagaremos una cuota fija cada año, además de los intereses asociados a la capital pendiente a devolver.

Tabla 7.10.- Costes financieros.

Costes financieros	€
Inversión inicial a sufragar con fondos ajenos	20 488 537.69
Interés compuesto	3%
Descuento compuesto	1%
Cuota anual	1 377 151.558

Se estima el estudio para un periodo de 20 años, el que se devuelve íntegramente la inversión.

El resto de capital invertidos se realiza con fondos propios de capital de la empresa que asciende a 13 569 025.12€

7.3 Ingresos:

La planta contará con diferentes fuentes de ingresos, siendo la principal la asociada a la venta del hidrógeno producido con las diferentes alternativas especificadas en apartados anteriores.

Los ingresos se estiman para un periodo de un año y de igual que se ha calculado la variación de los mismos se calcula para los ingresos de años posteriores mediante el IPRI.

Para el cálculo de los ingresos se tendrá en cuenta los siguientes datos:

El precio de venta en el mercado del hidrógeno se encuentra entre los 28€/kg [25], se ha estimado con el precio aportado por carburos metálicos para el año 2014.

Obteniendo una fuente neta de ingresos:



Se ha estimado un edificio de venta de el metano producido de 0.118€/m³, ya que como se muestra en el gráfico siguiente el precio de venta en el mercado por unidad de BTU es de 1.795 €/BTU(precio estimado) y a través del precio de Enagas para el gas natural en junio de 2016 es de 0.0105€/kWh.

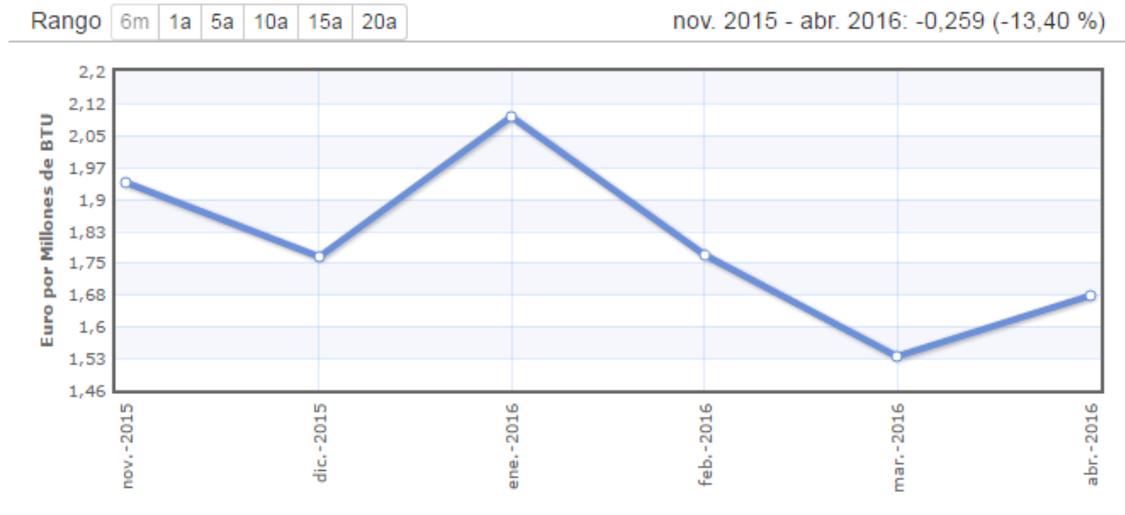


Figura 7.4.- Gráfica evolución del precio del metano en los últimos meses.

Por lo que se obtiene un beneficio de:

- ❖ 8.024€/año.

Otra de las fuentes de ingresos principales de esta planta será la obtenida a través de el CO obtenido en el proceso, que como se explicó más detalladamente en capítulos anteriores tiene una gran demanda para diferentes aplicaciones en el sector industrial.

Dichos ingresos se han estimado en 10 619 532€/año.

7.4 Amortizaciones.

Se denomina al proceso de depreciación del val de un bien, ya sea un activo o pasivo, material a lo largo de su vida útil. Este fenómeno se produce debido a los cambios en el mercado u otras reducciones del valor.

Se calcula a continuación dichas depreciaciones, mediante el coeficiente de amortización estipulado por el "RD. 1777/2004 de 30 de Julio ". Se muestra a continuación como decrece de manera lineal el valor de los activos a lo largo de 10.

La mayoría de los activos se amortizan antes de que termine el periodo de 10 años, como es lógico debido al periodo de vida útil que presentan. Por otro lado los bienes de edificación son los que más tiempo tardan en amortizarse y por lo tanto al final dicho periodo conservan un valor residual, que debe tener en cuenta.

Dicha tabla se adjunta en el anexo de tablas.

7.5 Resultados análisis económico de la planta.

En este apartado se analizan los resultados obtenidos a partir de los métodos de estudio financiero anteriormente descritos, a través de las tablas de ingresos y costes globales que se adjuntan en el anexo de tablas de esta manera se mostrará cómo estos datos se relacionan entre sí.

En un primer lugar se calculará el margen bruto al año sin tener cuenta las periodicidades de las que hablará a continuación.

Se mostrarán en dicha tabla:

Ingresos generados por las ventas, constituidas principalmente p la veta de H₂, CO y metano, según se ha especificado anteriormente.

Coste de las materias primas vendidas: costes directos e indirectos, necesarios en el proceso de producción para la obtención de los productos.

Una vez obtenido este margen bruto, se restarán al mismo los gastos por explotación, es decir, los gastos de periodo y los costes fijos asociados a la mano de obra.

Para obtener el resultado de explotación, se restará la amortización del inmovilizado, que se considera un coste, ya que refleja la disminución de valor de los activos de la compañía con el paso del tiempo. La depreciación no afecta a la situación del activo disponible, pero compensa el impacto de las inversiones en la cuenta de pérdidas y ganancias. Por último, se restarán los intereses de la deuda, según se han detallado anteriormente en los costes financieros.

Al resultado obtenido se le deberá aplicar el impuesto por sociedades que según se especifica en el "RD. 1777/2004 de 30 de Julio " es del 30%.

7.5.1 Periodicidad:

Tienen como objetivo delimitar los gastos e ingresos de cada ejercicio económico , de esta forma lo que se pretende es que la situación de la tesorería concuerde con la operación de la planta en cada instante.

Por lo tanto se establece que los cobros por venta de los productos se realizaran de manera mensual mientras que los pagos se efectuarán cada 90 días, siendo este nuestro criterio a seguir.

7.5.2 Resultados obtenidos para el proyecto considerando que se venden tanto el CH₄ generado como el CO.

La primera opción de estudio consistirá en evaluar los resultados de rentabilidad del proyecto con la hipótesis de vender tanto el CH₄ generado en proceso como el CO obteniendo unos beneficios retribuidos a la venta de dichos productos.

A continuación se evalúan os resultados obtenidos del VAN y TIR así como los beneficios netos.

Para esta suposición se ha obtenido un valor de la rentabilidad de la inversión 683.080,35€ un valor positivo que según los criterios establecidos en el apartado **7.1.1** se recomienda aceptar el proyecto dado su rentabilidad, en cuanto al TIR obtenemos un valor de 28% que indica la rentabilidad de la inversión, por lo que podemos comprobar obtenemos una rentabilidad muy elevada.

Los beneficios netos desglosados por año se adjuntan en el capítulo anexos.

7.5.3 Resultados obtenidos para el proyecto considerando que se emplean el CH₄ y el CO generado para suplir la demanda de GN tras la fase de arranque.

La segunda opción consiste en invertir el caudal de CH₄ y el CO en suplir parte de la demanda de GN de la central, una vez que se ha superado la fase arranque de la misma y se han establecido las condiciones requeridas por el sistema. Tanto el GN como CH₄ y CO se invertirán en mantenerlas, tras calcular la demanda de calor necesaria para el proceso así como la energía aportada por cada uno de los compuestos teniendo en cuenta su caudal de producción se llega a la conclusión de que se podrían emplear para suplir la demanda total de energía, llegando incluso a suplir dicha demanda con la fracción de CH₄ generado. Esto supondría una disminución de los gastos de producción de la planta.

Seguidamente se presentan los resultados obtenidos para el VAN y TIR así como los beneficios netos. Para el VAN obtenemos un resultado mejorado del mismo puesto que se reducen los gastos y se aprecia una ínfima variación en los ingresos, el resultado obtenido para el VAN es de 2.901.209,14 €siendo aconsejable aceptar el proyecto.

En el caso del TIR obtenemos un valor de la rentabilidad del proyecto de 30 % también algo superior.

7.5.4 Resultados finales:

Tras analizar detenidamente las dos alternativas explicadas anteriormente se predispone a seleccionar la opción con mejores resultados obtenidos, mediante los dos sistemas de evaluación de la rentabilidad del proyecto.

Por lo tanto se opta por la segunda opción propuesta ya que tras analizar los resultados o, se observa que los beneficios no varían mucho y de esta manera ahorramos combustible, a la vez que se constituye un planta independiente de importaciones de otras industrias y que empleamos los gases producidos en el proceso para satisfacer demanda de energía de la central, reduciendo considerablemente los costes. Obteniendo una rentabilidad más alta.

8 Análisis del mercado

8.1 Perfil de operación de la planta.

Considerando que la central funcionará en carga base, alcanzando unas 7200 h equivalentes de funcionamiento anuales. Obteniendo así un factor de disponibilidad de un 82.19%, teniendo en cuenta las horas de funcionamiento previstas para la planta anualmente con respecto a las horas disponibles al año.

Teniendo en cuenta este régimen de operación, podemos distinguir dentro del mismo los siguientes perfiles:

Carga continuada con dos paradas: Un perfil de carga continuado sin paradas salvo para los mantenimientos preventivos exigidos por lo equipos que se llevarán a cabo en los días de menor demanda del año .

Tres paradas: Un perfil de carga con 3 paradas repartidas a lo largo del año aprovechando los meses donde la demanda de hidrógeno y CO es menor.

Teniendo en cuenta que el régimen de operación de la misma se ve necesariamente afectado por la demanda de los productos derivados de la gasificación y como se estima una demanda continuada de los mismos a lo largo del año, la planta operará entonces en régimen de carga continua con dos paradas durante el año para realizar el mantenimiento preventivo demandado por misma, así como por sus equipos para garantizar una puesta a punto de la misma.

De esta manera se obtiene un DI de 82.19%, teniendo en cuenta que la planta tiene un perfil de funcionamiento de 7200h/año.

8.2 Análisis DAFO.

En primer lugar es necesario describir la situación inicial de la planta, para realizar un análisis de las debilidades y fortalezas de las que dispone la planta, analizando cada uno de los sectores de la empresa.

FORTALEZAS	DEBILIDADES
<ul style="list-style-type: none"> ❖ Se emplea un residuo fácil de gestionar, renovable y competitivo en el mercado con otros combustibles (combustibles fósiles). ❖ A lo largo de la cadena de transformación de este recurso, se generan nuevos puestos de trabajo en el sector rural y ayuda en el mantenimiento de los ya existentes. ❖ Se trata de una energía renovable y sostenible y su empleo reduce las emisiones de contaminantes a la atmósfera. ❖ Contribuye a reducir la dependencia de los combustibles fósiles. ❖ Mejora de la actividad industrial de la zona. ❖ Revalorización energética de un residuo. ❖ Costes de operación son competitivos. ❖ Tecnología de elevado rendimiento. ❖ Empleo de un recurso regional. ❖ Reducción en las emisiones en transporte. ❖ Coste del recurso 0 (actualmente). ❖ Evitamos emisiones a la atmósfera por combustión del recurso en el campo. ❖ Reciclado del recurso. ❖ Pre-tratamiento de la biomasa mínimo. ❖ Elevada cantidad de residuo disponible en región. 	<ul style="list-style-type: none"> ❖ Disponibilidad estacional, marcada por las temporadas de cosecha del recurso. ❖ Almacenamiento de superficie elevada, para abastecer la demanda anual. ❖ Coordinación logística compleja. ❖ Con el tiempo varían las características energéticas de la biomasa. ❖ Inversión inicial elevada. ❖ Costes anuales importantes. ❖ Planta de elevadas dimensiones, con gran superficie. ❖ Es necesario un volumen de almacenamiento significativo. ❖ Biomasa con contenido en humedad alto, necesita tiempo para secarse.
OPORTUNIDADES	AMENAZAS
<ul style="list-style-type: none"> ❖ Capacidad para tratar otro tipo de biomasa y residuo. ❖ Crecimiento económico de la región. ❖ Reducción de los incendios por quema de el residuo en el campo. ❖ Se trata de un sector en crecimiento y con buenas expectativas. ❖ Tecnología madura y con experiencia. 	<ul style="list-style-type: none"> ❖ Tecnologías como el reformado de metano más baratas. ❖ Proceso de producción poco divulgado. ❖ En fases de mejora de la tecnología para abaratar el proceso. ❖ Lentitud de los permisos administrativos. ❖ Reformas en la normativa reguladora. ❖ Suspensión de a las primas para el sector de las renovables. ❖ Inseguridad jurídica. ❖ Riesgo de sobreexplotación del recurso.

9 CONCLUSIONES.

Si realizamos una comparativa del proceso de obtención de hidrógeno mediante biomasa, respecto al proceso de obtención mediante gasificación de carbón, se observa en la tabla siguiente que hay un aumento del coste de producción mediante la fuente de biomasa. Esto es debido al estado actual de la tecnología, dado que en el campo de la gasificación de carbón se emplea tecnología más madura y con una gran experiencia en el proceso, además de las características y condiciones del carbón, en relación a la densidad energética del mismo, grado de humedad y otras propiedades. Pero a pesar de este hecho se trata de una alternativa interesante para una producción continuada de H₂, constituyendo así una fuente fiable, ya que no se ve influido por las importaciones de suministros de otros países, pues se trata de una fuente de energía disponible en el entorno.

Método / fuente de energía	Coste (\$/kWh)	Parámetros críticos / criterios
Métodos basados en combustibles fósiles		
Reformado con vapor, de GN	0.02 – 0.04	Sensible a coste GN
Gasificación del carbón	0.05 – 0.07	Precisa elevada inversión
Oxidación parcial de petróleo	0.03 – 0.05	Precisa elevada inversión
Métodos basados en energías renovables		
Colectores cilindroparabólicos + electrolisis	0.20	Electricidad a 0.12 \$/kWh
Central solar de torre + electrolisis	0.16	Electricidad a 0.08 \$/kWh
Discos Stirling + electrolisis	0.26	Electricidad a 0.18 \$/kWh
Electrolisis a alta temperatura con energía solar	0.13	Sistema de torre. Sensible a temperatura.
Fotovoltaica + electrolisis	0.20 – 0.30	Previsión para 2010
Eólica + electrolisis	0.10 – 0.17	Electricidad a 0.06 \$/kWh
Gasificación de biomasa	0.06 – 0.10	Dificultad purificación H ₂
Hidráulica + electrolisis	0.10	

Tabla 9.1. Costes de producción de hidrógeno según la tecnología empleada. (Arimea 2003)

El National Research Council ha estimado los costes actuales y potenciales de hidrógeno a partir de la tecnología de gasificación de la biomasa de media (24000Kg H₂ / día a 270000 Nm³/h) entorno a 3.5 €/Kg H₂ (24.5 €/GJ) con la tecnología actual y de 1.7 €/Kg H₂ (11.7€/GJ) con la tecnología futura en este campo. Este coste se ve reducido debido al

aumento de la capacidad de producción, si bien, para una producción de H_2 960000 Nm^3 /día (85500Kg/día) el coste es de 1.35 €/ Kg H_2 . Por lo que se deduce que la gasificación tiene unos elevados costes de producción a bajas capacidades.

Para una producción de coste 1.35€/Kg, se necesita alimentar el gasificador con 1500 toneladas de biomasa seca por día (550000 t/año). Sin embargo para una instalación de producción de hidrógeno a partir de biomasa con una capacidad de tratamiento de 200.000 ton/año el coste de producción de hidrógeno aumentaría, de forma estimativa, a 2,3€/kg H_2 .

Por lo que el precio de coste de producción de H_2 en una planta de las características de nuestra instalación se estima en 2.9 €/Kg .

Se concluye en este proyecto que tras analizar este proceso, se obtiene una rentabilidad asequible para los dos alternativas descritas, por lo tanto está tecnología es rentable de cara al futuro, dado la tendencia en auge del mercado, por ejemplo, se estima que el mercado de las pilas de combustible va a registrar en los próximos 10 años y un índice de crecimiento anual se encontrará entre el 40% y el 60% en el transporte. [25]

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos para el estudio económico es interesante remarcar que la rentabilidad de la inversión obtenida es superior a al interés contraído en la deuda financiera, lo que supone una rentabilidad atractiva para inversores, incentivando mayor inversión de capital financiero en el proyecto.

Como mejoras que incluir en el proyecto se plantea el almacenamiento de CO_2 en una formación geológica, cuya estructura favorece su acumulación de forma estable y segura en el tiempo. Las formaciones geológicas idóneas para el almacenamiento de CO_2 son las sedimentarias, destacando aquellas que han retenido petróleo, gas natural, agua salada y capas de carbón. El CO_2 inyectado en los poros de la formación almacén migrará a través de la roca, empujando y expulsando el fluido original contenido en los mismos. Para que el CO_2 pueda desplazarlo debe ser inyectado a una presión mayor de la existente en la formación. [26]

- Yacimientos/reservas de hidrocarburos: petróleo o gas natural:
- Acuíferos salinos profundos:
- Capas de carbón no explotables.

Por último y no menos importante destacar que estas características de producción se han estimado para unos rendimientos teóricos de la planta en base a los resultados obtenidos en plantas piloto, consecuentemente estos pueden variar cuando se alcancen las condiciones de operación. Por lo que convendría añadir que la producción podría variar de los primeros años a los siguientes.

10 Anexo de cálculos.

10.1 cálculo de la superficie de almacenamiento.

Para el cálculo de la superficie necesaria de almacenamiento se propone un disposición en tres áreas separadas, zona de sarmientos, zona de maquinaria y zona de astillas, respectivamente.

10.1.1 Zona de sarmientos

Para la cual se ha calculado una superficie de almacenamiento necesaria de la siguiente manera:

- ✓ Volumen de pila 500 m^3
- ✓ Dimensiones de la pila (20×25×5)
- ✓ Densidad del residuo biomásico $189 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$.

$$18247.86 \frac{\text{t}}{\text{año}} \times \frac{1000 \text{kg}}{1 \text{t}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{198 \text{ kg}} = 9216.09 \text{ m}^3$$

$$\frac{9216.09 \text{m}^3}{2500 \text{m}^3} = 37 \text{ pilas}$$

- ✓ Distribución óptima de las pilas para abarcar el menor espacio posible es, 2 columnas de 19 filas cada una.

$$S_{zSART} = (25 \times 2 + 2.5 \times 3(\text{huecos})) \times (19 \times 20 + 2.5 \times 21(\text{huecos})) = 24940 \text{m}^2$$

10.1.2 Zona de astillas.

Para la cual se ha calculado una superficie de almacenamiento necesaria de la siguiente manera:

- ✓ Volumen de pila 50 m^3
- ✓ Dimensiones de la pila (2×5×5)
- ✓ Densidad astillas $500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$.

$$18247.86 \frac{t}{año} \times \frac{1000kg}{1t} \times \frac{1 m^3}{500 kg} = 36495.72 m^3$$

$$\frac{36495.72 m^3}{50 m^3} = 730 pilas$$

- ✓ Distribución óptima de las pilas para abarcar el menor espacio posible es, 15 columnas de 49 filas cada una.

$$S_{zAST} = (5 \times 15 + 2.5 \times 16) \times (2 \times 49 + 2.5 \times 50) = 25645 m^2$$

10.2 Cálculo de el calor específico de la biomasa empleada:

Según las siguientes expresiones podemos obtener a partir de la composición de la biomasa aportada por la Tabla 3.6.- Caracterización del sarmiento. **Tabla 3.6.**

$$HHVd = 0.3491 \times C + 1.1783 \times H + 0.1005 \times S - 0.015 \times N - 0.1034 \times O - 0.0211 \times ASH$$

$$HHVd = 0.3491 \times 47.1 + 1.1783 \times 5.7 + 0.1005 \times 0.0005 - 0.015 \times 1.14 - 0.1034 \times 42.28 - 0.0211 \times 13.2 = 18.49 \frac{MJ}{kg}$$

$$HHVdaf = HHVd \times \left(\frac{1 - humid}{1 - cen - humid} \right)$$

$$HHVdaf = 18491 \frac{kJ}{kg} \times \left(\frac{1 - 0.095}{1 - 0.132 - 0.095} \right) = 21649 \frac{kJ}{kg}$$

$$LHVbm = 21649 - 2030 \times 0.057 - 2260 \times 0.096 = 18232.05 \frac{kJ}{kg}$$

$$18232.05 \frac{kJ}{kg} \times \frac{1MJ}{1000kJ} = 18.23 \frac{MJ}{kg}$$

10.3 Determinación del caudal de agente gasificante necesario para la gasificación.

10.3.1 Cálculo de el aire necesario para la gasificación:

Mediante la siguiente fórmula se calcula la calidad de aire estequiométrico necesario para combustión completa por unidad de combustible. Sin embargo para un gasificador que trabaja en con aire se obtiene a través de la siguiente expresión.

$$Maf = Mda \times ER \times Mf$$

ER: Determina rendimiento de la gasificación y es el ratio entre el aire estequiométrico necesario y el actual. Siendo $ER < 1$ para gasificación y pirolisis, concretamente para gasificación este valor está comprendido entre 0.2-0.3 . Para un valor de ER menor de 0.25, el combustible no se convierte completamente en gas, mientras que para un valor por encima de 0.25, algunos gases producidos arden, lo que provoca un aumento de la temperatura.

Mf: Representa el ratio de combustible a alimentar al gasificador.

Por todo lo predispuesto con anterioridad, se tomará como valor de $ER=0.25$.

Siendo 2.53 t/h el caudal a alimentar, es decir, 2534.425 Kg/h.

Cálculo de los valores:

$$Mda = 0.1153 \times C + 0.3434 \times \left(H - \frac{O}{8} \right) + 0.043 \times S$$

$$Mda = 0.1153 \times 47.1 + 0.3434 \times \left(5.7 - \frac{42.28}{8} \right) + 0.043 \times 0.005 = 5.57 \frac{Kg \text{ aire seco}}{Kg \text{ comb.seco.}}$$

$$Maf = 5.57 \times 0.25 \times \frac{2534.425Kg}{h} = 3529.18 \text{ Kg aire.}$$

10.3.2 Cálculo de caudal de vapor necesario:

El vapor sobrecalentado es empleado en la gasificación como medio gasificante, sólo o con aire o oxígeno. Para este caso en concreto, se empleará en una mezcla con aire.

Para calcular la cantidad de vapor necesario para la gasificación según se muestra en la siguiente expresión.

$$M_{fh} = 18 \times \frac{M_f \times C}{12} \times \frac{S}{C}$$

Siendo C el porcentaje de carbono presente en el combustible,

S/C: Indica el ratio de vapor en función del carbono. Un valor comprendido entre 2-2.5, da un valor razonable de producción de gas.

$$M_{fh} = 18 \times \frac{2534.425 \times 0.471}{12} \times 2.3 = 4118.31 \text{ Kg vapor.}$$

10.4 cálculo de gas a la salida del reactor.

✓ Aire necesario para la gasificación: $3592.187 \frac{kg}{h}$

Balance de materia al N₂:

$$3592.187 \text{ kg} = \left(1 + \frac{21}{79}\right) N_2$$

Por consiguiente, la cantidad de N₂ contenido en el aire es:

✓ $2837.82773 \frac{kg}{h} N_2$

$$2837.82773 \frac{kg}{h} N_2 \times \frac{1 \text{ kmol}}{28 \text{ kg}} = 101.351 \frac{\text{kmol}}{h}$$

Según la concentración de N₂ en el gas obtenemos:

$$(101.351 + 0.014) \text{ kmol} \times \frac{100 \text{ gas}}{45.151 N_2} = 224.5 \frac{\text{kmol gas}}{h}$$

$$224.5 \frac{\text{kmol gas}}{h} \times \frac{22.4 \text{ m}^3}{1 \text{ kmol}} = 5025.8 \frac{\text{m}^3}{h}$$

Obteniendo así para cada uno de los compuestos y elementos que forman el gas las siguientes composiciones:

- ❖ $5028.8 \frac{m^3}{h} \text{ gas} \times 0.2818 = 1417.116 \frac{m^3}{h} \text{ H}_2.$
- ❖ $5028.8 \frac{m^3}{h} \text{ gas} \times 0.0838 = 421.41 \frac{m^3}{h} \text{ CO.}$
- ❖ $5028.8 \frac{m^3}{h} \text{ gas} \times 0.1639 = 824.22 \frac{m^3}{h} \text{ CO}_2.$
- ❖ $5028.8 \frac{m^3}{h} \text{ gas} \times 0.00234 = 11.76 \frac{m^3}{h} \text{ CH}_4.$
- ❖ $5028.8 \frac{m^3}{h} \text{ gas} \times 0.156 = 784.49 \frac{m^3}{h} \text{ C}_N\text{H}_m.$
- ❖ $5028.8 \frac{m^3}{h} \text{ gas} \times 0.45151 = 2270.55 \frac{m^3}{h}$

10.5 Cálculo del calor específico de el gas producto:

Tabla 10.1.- Valores volumétricos de calor y otras propiedades de los componentes que forman el gas de gasificación de biomasa. [8]

Gases	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	C ₃ H ₈	N ₂
HHV (MJ/Nm ³) ^a	12.74	12.63		39.82	70.29	63.41	58.06	101.24	
LHV (MJ/Nm ³) ^a	10.78	12.63		35.88	64.34	59.45	56.07	99.09	
Viscosity ^b (μP)	90	182	150	112	94	103	104	82	180
Thermal conductivity ^b (W/m K)	0.1820	0.0251	0.0166	0.0343	0.0218	0.0214	0.0213	0.0183	0.026
Specific heat ^b (kJ/kg K)	3.467	1.05	0.85	2.226	1.926	1.691	1.775	1.708	1.05
	C ₃ H ₆	i-C ₄ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	C ₆ H ₆	NH ₃	H ₂ S		
HHV (MJ/Nm ³) ^a	93.57	125.08	133.12	134.06	142.89	13.07	25.10		
LHV (MJ/Nm ³) ^a	87.57	116.93	122.91	123.81	141.41	10.13	23.14		

^aData compiled from Waldheim and Nilsson (2001).
^bData compiled from Jenkins (1989, p. 887).

Por lo que se obtiene la siguiente expresión:

Como las concentraciones de los compuestos C_NH_m son muy pequeñas se pretende determinar un calor específico para todos ellos y se tomará como dicho un promedio de todos los calores específicos de cada uno, de esta manera obtenemos.

$$HHV = H_2 \times 12.74 + CO \times 12.63 + CH_4 \times C_N H_m \times 100.38 + 0 \times N_2 + 0 \times CO_2 =$$

$$HHV = 0.3505 \times 12.74 + 0.09 \times 12.63 + 0.00214 \times 39.82 + 0.014 \times 100.38 + 0 \times N_2 + 0 \times CO_2 = 6.24 \frac{MJ}{m^3}$$

10.6 cold-gas

En este apartado se muestran los cálculos realizados para determinar la eficiencia del proceso: A partir de los calores específicos de el gas producto y de la biomasa especificados en los apartados anteriores, respectivamente, suponiendo como base de cálculo los Kmol de gas producido contenidos en 1 kg de combustible.

$$\frac{224.5 \text{ kmol}}{2534.425 \text{ kg}} = 0.886 \frac{\text{kmol}}{\text{kg comb.}}$$

Por consiguiente el poder calorífico del gas es para $0.886 \frac{\text{kmol}}{\text{kg comb.}}$:

$$6.21 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \times \frac{22.4 \text{ m}^3}{1 \text{ kmol}} \times \frac{0.0866 \text{ kmol}}{\text{kg comb}} = 12.32 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$\eta = \frac{Q_g \times M_g}{LHV \times M_F}$$

$$\eta = \frac{Q_g \times M_g}{LHV \times M_F} = \frac{12.32}{18.23} = 0.675$$

10.7 Hot-gas.

Primeramente se determinará el calor específico de cada componente del gas producido en el proceso a una temperatura de 900 °C, debido a que se estipula que los gases obtenidos rondarán esta temperatura a la salida del gasificador, a partir de la siguiente tabla.

Tabla 10.2.- Cálculo de el calor específico de cada componente del gas . [8]

TABLE C.4 Temperature Dependence of Molar Specific Heat of Some Gases

Gas	Molecular Weight	Specific Heat (kJ/kmol K) at Temperature, T (K)	Range of Validity (K)
H ₂ S	34	$30.139 + 0.015T$	300–600
H ₂ O _{steam}	18	$34.4 + 0.000628T + 0.0000052T^2$	300–2500
H ₂	2	$27.71 + 0.0034T$	273–2500
CH ₄	16	$22.35 + 0.048T$	273–1200
CO	28	$27.62 + 0.005T$	273–2500
CO ₂	44	$43.28 + 0.0114T - 818,363/T^2$	273–1200
O ₂	32	$34.62 + 0.00108T - 785,712/T^2$	300–5000
N ₂	28	$27.21 + 0.0042T$	300–5000

Source: Adapted from Perry and Green (1997).

10.7.1 Calor específico:

CO:

$$27.62 + 0.005 \times T^a = 27.62 + 0.005 \times 1173 = 33.48 \frac{KJ}{kmol}$$

CO₂:

$$43.62 + 0.00108 \times T^a - \frac{818.363}{T^{a2}} = 43.62 + 0.00108 \times 1173 - \frac{818.363}{1173^2}$$

$$= 58.06 \frac{KJ}{kmol}$$

H₂:

$$27.71 + 0.0034 \times T^a = 27.71 + 0.0034 \times 1173 = 31.692 \frac{KJ}{kmol}$$

N₂:

$$27.21 + 0.0042 \times 1173 = 32.136 \frac{kJ}{kmol}$$

CH₄:

$$22.35 + 0.048 \times T^a = 22.35 + 0.048 \times 1173 = 8.654 \frac{kJ}{kmol}$$

10.7.2 Calor latente:

Tras obtener los valores correspondientes a cada componente, se dispone a calcular el calor latente de cada componente respectivamente.

CO₂:

$$(0.169 \times 0.0886) \times 58.06 \times (1173 - 298) \times 10^{-3} = 0.738 \frac{MJ}{kg}$$

CO:

$$(0.0835 \times 0.0886) \times 33.48 \times (1173 - 298) \times 10^{-3} = 0.217 \frac{MJ}{kg}$$

H₂:

$$(0.2818 \times 0.0886) \times 31.698 \times (1173 - 298) \times 10^{-3} = 0.69 \frac{MJ}{kg}$$

N₂:

$$(0.15151 \times 0.0886) \times 32.136 \times (1173 - 298) \times 10^{-3} = 1.12 \frac{MJ}{kg}$$

CH₄:

$$(0.00234 \times 0.0886) \times 78.65 \times (1173 - 298) \times 10^{-3} = 0.014 \frac{MJ}{kg}$$

Para el H₂, se debe de tener en cuenta el H₂ aportado por la biomasa, el contenido en el vapor aportado al gasificador como agente gasificante junto al oxígeno y el contenido en la humedad del aire aportado al proceso, además es importante añadir que no se ha tenido en cuenta la humedad contenida en el gas producto ya que se considera mínima y se desprecia por ello para este cálculo.

✓ H₂ aportado por el vapor:

$$\frac{4118.3 \text{ kg vapor}}{2584.425 \text{ kg comb.}} = 1.59 \frac{\text{kg vapor}}{\text{kg comb.}}$$

✓ H₂ aportado por el aire:

$$\frac{0.01 \text{ kg } H_2O}{\text{kg aire}} \times \frac{1.39 \text{ kg aire}}{1 \text{ kg comb.}} = 0.0139 \frac{\text{kg } H_2O \text{ aire}}{\text{kg comb.}}$$

$$H_{2\text{aportado}} = 0.057 + \frac{1.59}{9} + \frac{0.0139}{9} = 0.235 \frac{\text{kg } H_2}{\text{kg comb.}}$$

Si descontamos la cantidad de H₂ invertido en la producción de metano, teniendo en cuenta que en un mol de metano hay dos de H₂:

$$\begin{aligned} (0.2818 \times 2 \times 0.00234) \times 0.0886 &= 1.168 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{kg}} \times \frac{2 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} \\ &= 2.337 \times 10^{-4} \frac{\text{kg } H_2}{\text{kg comb.}} \end{aligned}$$

Por lo tanto el H₂ total es :

$$0.235 - 2.337 \times 10^{-4} = 0.2348 \frac{\text{kg } H_2}{\text{kg comb.}}$$

Calor latente del H₂:

$$0.2348 \times (4398.05 - 104.93) \times 10^{-3} = 1.0078 \frac{\text{MJ}}{\text{kg comb}}$$

Por lo tanto sumando todos estos valores obtenidos obtenemos:

$$0.738 + 0.217 + .69 + 1.12 + 0.014 + 1.0079 = 3.7869 \frac{\text{MJ}}{\text{kg comb.}}$$

10.7.3 Eficiencia:

$$\eta = \frac{Q_{\text{gas}} \times M_g + M_g \times C_p \times (T^{a2} - T^{a1})}{LHV_{\text{comb}}}$$

$$\eta = \frac{12.32 + 3.7864}{17.72} = 0.883$$

10.8 Cálculo del volumen y área del lecho del reactor.

$$Ab = \frac{Vg}{Us} = \frac{5028m^3}{14400m/s} = 0.349 m^2$$

$$\theta = C_0 \times \frac{X}{r} = \frac{1193.7141 \times 0.9}{1.14} = 942.41 s$$

$$C_0 = 0.471 \times 2534.25kg(\text{biomasa}) = 1193.72kg$$

$$r = 4118.31 \frac{kg}{h} \times \frac{1h}{3600s} = \frac{1.14kg}{s}$$

$$V = \frac{F[C] \times \theta}{(1 - \varepsilon) \times xchar \times \rho} = \frac{0.02 \times \frac{942.41}{60 s}}{(1 - 0.7) \times 0.06 \times 300kg/m^3} = 0.059 m^3$$

$$m = 0.059m^3 \times 0.7 \times \frac{1.62 kg}{m^3} = 0.066kg \text{ de lecho}$$

$$H = \frac{Vbed}{Ab} = \frac{0.095m^3}{0.349 m^2} = 0.27m \text{ altura del lecho.}$$

10.9 Cálculos del estudio económico.

10.9.1 WACC:

$$WACC = 0.6 \times \frac{10\,581\,737.12}{10\,581\,737.12 + 15\,872\,605.69} + 0.03 \times (1 - 0.3)$$

$$\times \frac{15\,872\,605.69}{10\,581\,737.1 + 15\,872\,605.69} = 0.2526$$

10.9.2 Cuota anual.

$$C_0 = A \times \frac{(1 - (1 + i)^n)}{i} =$$

$$20488537.69 = A \times \frac{(1 - (1 + 0.03)^n)}{0.03}$$

Despejando A obtenemos:

$$\diamond 1377151,558 \text{ €}$$

10.9.3 Interés complejo.

$$C_f = C_0 \times (1 + i)^n$$

$$C_f = 1377151.558 \times (1 + 0.03)^n$$

Siendo n; el plazo de operación anual.

10.10 Cálculo del calor de reacción :

Es el calor ganado o perdido en la reacción para X moles de biomasa.

Calor de reacción= calor productos- calor reactivos.

$$Q = \text{CALOR DE FORMACIÓN} (A \times C + B \times CO_2 + C \times CO + D \times CH_4 + E \times H_2O + F \times H_2) - \text{CALOR DE FORMACIÓN}(\alpha \times H_2O + \beta \times O_2 + \text{BIOMASA})$$

$$Q = (0 + 36785.7 \times (-393.5 + 18812.95 \times (-110.5) + 525 \times (-78.4) + 0 + 0)$$

$$-(228795 \times (-241.8) + 789.3 \times 0 + 522561.85 \times 88.6) =$$

$$36768.997 \frac{kJ}{MOL} = \frac{36.77GJ}{h}$$

Tabla 10.3.- Tabla de calor de formación de formación de las diferentes componentes en condiciones estándar.

TABLE C.6 Heat of Formation of Some Elements and Compounds at Standard Condition 25°C and 1 Bar Pressure

Substance	Heat of Formation ΔH_f° (kJ/mol)	Absolute Entropy, S° (J/K mol)	Gibbs Function of Formation, ΔG_f° (kJ/mol)
C ₆ (graphite)	0	5.7	0
C ₆ (diamond)	1.9	2.38	2.90
CH ₄ (g)	-74.8	186.3	-50.7
C ₂ H ₂ (g)	226.7	200.9	209.2
C ₂ H ₄ (g)	52.3	219.6	68.2
C ₂ H ₆ (g)	-84.7	229.6	-32.8
C ₃ H ₈ (g)	-103.8	269.9	-23.5
C ₆ H ₆ (l)	49.0	172.8	124.5
CH ₃ OH(l)	-238.7	126.8	-166.3
C ₂ H ₅ OH(l)	-277.7	160.7	-178.8
CH ₃ CO ₂ H(l)	-484.5	159.8	-389.9
CO(g)	-110.5	197.7	-137.2
CO ₂ (g)	-393.5	213.7	-394.4
He(g)	0	126.0	0
H ₂ (g)	0	130.7	0
H ₂ O(l)	-285.8	69.9	-237.1
H ₂ O(g)	-241.8	188.8	-228.6
H ₂ O ₂ (l)	-187.8	109.6	-120.4
N ₂ (g)	0	191.6	0
NH ₃ (g)	-46.1	192.5	-16.5
NO(g)	90.3	210.8	86.6
NO ₂ (g)	33.2	240.1	51.3
N ₂ O(g)	82.1	219.9	104.2
N ₂ O ₄ (g)	9.2	304.3	97.9
HNO ₃ (l)	-174.1	155.6	-80.7
O(g)	249.2	161.1	231.7
O ₂ (g)	0	205.1	0

(Continued)

10.10.1 Cálculo del GN necesario:

$$\frac{36.77 \text{ GJ/h}}{0.038 \text{ GJ/m}^3 \text{CH}_4} = \frac{967.63 \text{ m}^3}{h}$$

$$\frac{967.63 \text{ m}^3}{h} \times 7200 h = 6966936 \text{ m}^3 \text{ de GN al año.}$$

10.10.2 Calor aportado por el CO y el CH₄.

$$\frac{8.4MJ}{kg} \times \frac{1kg}{1000g} \times \frac{28g}{1mol} \times \frac{1mol}{22.4L} \times \frac{1000L}{1m^3} = 10.5 \frac{MJ}{m^3} CO$$

$$\frac{50.2MJ}{kg} \times \frac{1kg}{1000g} \times \frac{16g}{1mol} \times \frac{1mol}{22.4L} \times \frac{1000L}{1m^3} = 35.85 \frac{MJ}{m^3} CH_4$$

$$\frac{11.76m^3}{h} \times 35.85 \frac{MJ}{m^3} = 424.9 \sim \frac{425MJ}{h}$$

$$\frac{425MJ}{h} \times 7200h = 3060000 MJ CH_4$$

$$\frac{421.11m^3}{h} \times \frac{10.5MJ}{m^3} = 4424.805 \frac{MJ}{h}$$

$$\frac{4424.8m^3}{h} \times 7200h = 7500MJ$$

Siendo la demanda de la central de :

$$3677 \frac{MJ}{h} \times 7200h = \frac{264744MJ}{año}$$

Como podemos comprobar se supe en su totalidad la demanda energética con el CH₄. [27] [28].

Lista de referencias

- [1] R. NIELSEN, *Catalysis Today; Fischer-Tropsch synthesis on the eve of the XXI Century*.
- [2] U. d. L. Rioja, «Plan energético de La Rioja 2015-2020».
- [3] I. G. Barragán, «Aprovechamiento energético de sarmiento en calderas de biomasa mediante peletizado.».
- [4] CIRCE, «Evaluación del potencial de biomasa residual en los ecosistemas forestales y los medios agrícolas en provincia de Huesca».
- [5] M. M. y I. R. Delgado, «Estudio de pellets a través de paja de cereales para generar calor en usos domésticos».
- [6] C. r. d. l. d. d. o. c. Rioja, «Memoria 2014».
- [7] IDAE, «Instalaciones de biomasa térmica en edificios».
- [8] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*.
- [9] J. Speight, *The refinery of the future*.
- [10] IDE, «GeoVisor La Rioja.» [En línea].
- [11] J. S. R. Luque¹, *Gasification for synthetic liquidfuel production: past, present, and future..*
- [12] Avebiom, *Buenas prácticas en el almacenamiento de pellets y astillas de madera..*
- [13] M. G. Fernández, *Planta de pellets a partir de biomasa agrícola en Valencia de Don Juan*.
- [14] S. D. T. y D. J. F. CANO, *INGENIERÍA DE DETALLE Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE GASIFICACIÓN EN TRES ETAPAS*.
- [15] CIEMAT, «Dialnet.» [En línea].
- [16] D. d. gas, «www.tdx.cat.» [En línea].
- [17] K. Weissermer, *Química orgánica industrial..*
- [18] A. R. ,. S. E. M. K. B. Nuno Couto, «Fuente study of Influence of the Biomass Gasification».
- [19] M. d. Fomento, «pre.» [En línea].
- [20] P. m. m. c. p. c. a. y. provincias, «<http://www.fomento.es/>,» [En línea].
- [21] I. N. d. Estadística. [En línea].
- [22] «Informe Inventarios GEI 1990-2013,» 2015.
- [23] <http://www.igme.es/PanoramaMinero/actual/OXHIER12.pdf>, «óxidos de hierro naturales,» [En línea].
- [24] «http://es.made-in-china.com/co_adachemicals/product_High-Quality-Iron-Oxide-Catalyst_eegnyhgg.html,» [En línea].

- [25] A. d. r. e. r. n. i. e. l. r. eléctrica, «Universidad de Sevilla».
- [26] U. d. chile., *Tecnogías de captura y almacenamiento..*
- [27] GEI, «FACTORES DE EMISIÓN DE CO₂ Y PCI DE LOS DE LOS COMBUSTIBLES».
- [28] i. n. d. l. h. e. e. trabajo, «poder caorifico».
- [29] P. Basu., *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction.*
- [30] *Arimea 2003.*
- [31] «ClimateData.org,» [En línea].
- [32] R. E. d. España., «WWW.REE.es,» [En línea].
- [33] IDAE, «Evaluación potencial de la energía de la biomasa.».
- [34] G. d. L. Rioja, «Estadística agrária 2013.».
- [35] IDAE, «Biomasa industria».
- [36] R. E. d. España, «[http://www.ree.es/es/actividades/gestor-de-la-red-y-transportista/mapas-de-la-red,](http://www.ree.es/es/actividades/gestor-de-la-red-y-transportista/mapas-de-la-red)» [En línea].
- [37] *Manual de gases.*
- [38] Elcogas, *IGG Puertollano.*

11 Anexo de resultados.

Costes	año 1	año 2	año 3	año4	año5
Costes fijos					
operarios parque	86400	86400	86400	86400	86400
personal transporte	134400	134400	134400	134400	134400
Limpieza	48.000,00	48000	48000	48000	48000
Jefe planta	40800	40800	40800	40800	40800
Personal planta	86400	86400	86400	86400	86400
índice de variación					
total	396000	396000	396000	396000	396000
costes indirectos					
potencia contratada	164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30
electricidad consumida	4.071.696,00	4.153.129,92	4.320.916,37	4.407.334,70	4.495.481,39
incremento del precio	0,02				
total	4236083,3	4317517,22	4485303,669	4571721,996	4659868,69
Cotes directos					
Biomasa	114414,08	114414,08	114414,08	114414,08	114414,08
niquel	18672571,6	18990005,32	19312835,41	19641153,61	19975053,22
arena sílicea	0,005775	0,005873175	0,005973019	0,00607456	0,006076287
alumino silicatos	895,7	910,9269	926,4126573	942,1616725	958,1784209
gas natural empleado	772231,68	785359,6186	798710,7321	812288,8145	826097,7244
oxido de hierro zinc	0,11323	0,11515491	0,117112543	0,119103457	0,121128215
IPRI	1,70%				
Total	19560113,18	899773,6986	913124,8121	20568798,79	940511,8044
gastos					
Sistema de control	1.058.173,71	1.058.173,71	1.058.173,70	1.058.173,70	1.058.173,70
Separacion de metales	264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
trabajo estructurado	264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
almacenaje	1.322.717,14	1.322.717,14	1.322.717,14	1.322.717,14	1.322.717,14
mantenimiento de la central	3.968.151,42	3.968.151,42	3.968.151,42	3.968.151,42	3.968.151,42
total costes	24192196,48	5613290,919	5794428,481	25536520,79	5996380,494
total	6878129,13	6878129,13	6878129,12	6878129,12	6878129,12
TOTAL COSTES PROCESO	31070325,61	12491420,05	12672557,6	32414649,91	12874509,61

año 6	año 7	año 8	año 9	año 10
86400	86400	86400	86400	86400
134400	134400	134400	134400	134400
48000	48000	48000	48000	48000
40800	40800	40800	40800	40800
86400	86400	86400	86400	86400
396000	396000	396000	396000	396000
164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30
4.585.391,02	4.244.837,74	4.321.089,27	4.239.551,71	4.320.983,55
4749778,318	4409225,04	4485476,573	4403939,005	4485370,853
114414,08	114414,08	114414,08	114414,08	114414,08
20314629,13	20659977,82	21011197,44	21368387,8	21731650,39
0,006177828	0,006179583	0,006282851	0,006284636	0,006389659
974,4674541	991,0334008	1007,880969	1025,014945	1042,440199
840141,3857	854423,7892	868948,9937	883721,1265	898744,3857
0,123187395	0,125281581	0,127411368	0,129577361	0,131780176
954555,4657	968837,8692	983363,0737	22367548,16	1013158,466
1058173,7	1058173,70	1058173,7	1058173,7	1058173,7
264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
1322717,14	1322717,14	1322717,14	1322717,14	1322717,14
3968151,42	3968151,42	3968151,42	3968151,42	3968151,42
6100333,784	5774062,91	5864839,647	27167487,16	5894529,318
6878129,12	6878129,12	6878129,12	6878129,12	6878129,12
12978462,9	12652192,03	12742968,77	34045616,28	12772658,44

Costes financieros					
año	capital pendiente	cuota anual	cantidad variable descuent	cantidad con intereses	pago anual
año 0	20488537,69			0	0
año 1	20488537,69	1377151,558	20283652,31	21103193,82	819541,5074
año2	19111386,13	1377151,558	20080815,79	21736289,63	1655473,845
año3	17734234,57	1377151,558	19880007,63	22388378,32	2508370,692
año4	16357083,01	1377151,558	19681207,55	23060029,67	3378822,118
año5	14979931,45	1377151,558	19484395,48	23751830,56	4267435,083
año6	13602779,9	1377151,558	19289551,52	24464385,48	5174833,955
año7	12225628,34	1377151,558	19096656,01	25198317,04	6101661,034
año8	10848476,78	1377151,558	18905689,45	25954266,55	7048577,106
año9	9471325,22	1377151,558	18716632,55	26732894,55	8016261,997
año10	8094173,662	1377151,558	18529466,23	27534881,39	9005415,159
año11	6717022,104	1377151,558	18344171,56	28360927,83	10016756,26
año12	5339870,546	1377151,558	18160729,85	29211755,66	11051025,81
año13	3962718,988	1377151,558	17979122,55	30088108,33	12108985,78
año14	2585567,43	1377151,558	17799331,32	30990751,58	13191420,26
año15	1208415,871	1377151,558	17621338,01	31920474,13	14299136,12
año16	-168735,6868	1377151,558	17445124,63	32878088,35	15432963,72
año17	-1545887,245	1377151,558	17270673,38	33864431	16593757,62
año18	-2923038,803	1377151,558	17097966,65	34880363,93	17782397,28
año19	-4300190,361	1377151,558	16926986,98	35926774,85	18999787,87
año20	-5677341,92	1377151,558	16757717,11	37004578,1	20246860,98
cuota	1377151,558				
interes	0,03				

BENEFICIOS										
Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H2	25519680	25953514,56	26387349,12	26821183,68	27255018,24	27688852,8	28122687,36	28556521,92	28990356,48	29424191,04
CO	3640982,4	3702879,101	3764775,802	3826672,502	3888569,203	3950465,904	4012362,605	4074259,306	4136156,006	4198052,707
Ch4	8,024	8,160408	8,296816	8,433224	8,569632	8,70604	8,842448	8,978856	9,115264	9,251672
IPRI	1,70%									
TOTAL	29160670,4	29656401,82	30152133,22	30647864,62	31143596,01	31639327,41	32135058,81	32630790,2	33126521,6	33622253

Costes	año 1	año 2	año 3	año4	año5
Costes fijos					
operarios parque	86400	86400	86400	86400	86400
personal transporte	134400	134400	134400	134400	134400
Limpieza	48.000,00	48000	48000	48000	48000
Jefe planta	40800	40800	40800	40800	40800
Personal planta	86400	86400	86400	86400	86400
indice de variación					
total	396000	396000	396000	396000	396000
costes indirectos					
potencia contratada	164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30
electricidad consumida	4.071.696,00	4.153.129,92	4.320.916,37	4.407.334,70	4.495.481,39
incremento del precio	0,02				
total	4236083,3	4317517,22	4485303,669	4571721,996	4659868,69
Cotes directos					
Biomasa	114414,08	114414,08	114414,08	114414,08	114414,08
niquel	18672571,6	18990005,32	19312835,41	19641153,61	19975053,22
arena sílicea	0,005775	0,005873175	0,005973019	0,00607456	0,006076287
alumino silicatos	895,7	910,9269	926,4126573	942,1616725	958,1784209
gas natural empleado	0	0	0	0	0
oxido de hierro zinc	0,11323	0,11515491	0,117112543	0,119103457	0,121128215
IPRI	1,70%				
Total	18787881,5	114414,08	114414,08	19756509,98	114414,08
gastos					
Sistema de control	1.058.173,71	1.058.173,71	1.058.173,70	1.058.173,70	1.058.173,70
Separacion de metales	264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
trabajo estructurado	264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
almacenaje	1.322.717,14	1.322.717,14	1.322.717,14	1.322.717,14	1.322.717,14
mantenimiento de la central	3.968.151,42	3.968.151,42	3.968.151,42	3.968.151,42	3.968.151,42
total costes	23419964,8	4827931,3	4995717,749	24724231,97	5170282,77
total	6878129,13	6878129,13	6878129,12	6878129,12	6878129,12
TOTAL COSTES PROCESO	30298093,93	11706060,43	11873846,87	31602361,09	12048411,89

año 6	año 7	año 8	año 9	año 10
86400	86400	86400	86400	86400
134400	134400	134400	134400	134400
48000	48000	48000	48000	48000
40800	40800	40800	40800	40800
86400	86400	86400	86400	86400
396000	396000	396000	396000	396000
164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30	164.387,30
4.585.391,02	4.244.837,74	4.321.089,27	4.239.551,71	4.320.983,55
4749778,318	4409225,04	4485476,573	4403939,005	4485370,853
114414,08	114414,08	114414,08	114414,08	114414,08
20314629,13	20659977,82	21011197,44	21368387,8	21731650,39
0,006177828	0,006179583	0,006282851	0,006284636	0,006389659
974,4674541	991,0334008	1007,880969	1025,014945	1042,440199
0	0	0	0	0
0,123187395	0,125281581	0,127411368	0,129577361	0,131780176
114414,08	114414,08	114414,08	21483827,03	114414,08
1058173,7	1058173,70	1058173,7	1058173,7	1058173,7
264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
264.543	264.543	264.543	264.543	264.543
1322717,14	1322717,14	1322717,14	1322717,14	1322717,14
3968151,42	3968151,42	3968151,42	3968151,42	3968151,42
5260192,398	4919639,12	4995890,653	26283766,04	4995784,933
6878129,12	6878129,12	6878129,12	6878129,12	6878129,12
12138321,52	11797768,24	11874019,77	33161895,16	11873914,05

Costes financieros					
año	capital pendiente	cuota anual	cantidad variable descuent	cantidad con intereses	pago anual
año 0	20488537,69			0	0
año 1	20488537,69	1377151,558	20283652,31	21103193,82	819541,5074
año2	19111386,13	1377151,558	20080815,79	21736289,63	1655473,845
año3	17734234,57	1377151,558	19880007,63	22388378,32	2508370,692
año4	16357083,01	1377151,558	19681207,55	23060029,67	3378822,118
año5	14979931,45	1377151,558	19484395,48	23751830,56	4267435,083
año6	13602779,9	1377151,558	19289551,52	24464385,48	5174833,955
año7	12225628,34	1377151,558	19096656,01	25198317,04	6101661,034
año8	10848476,78	1377151,558	18905689,45	25954266,55	7048577,106
año9	9471325,22	1377151,558	18716632,55	26732894,55	8016261,997
año10	8094173,662	1377151,558	18529466,23	27534881,39	9005415,159
año11	6717022,104	1377151,558	18344171,56	28360927,83	10016756,26
año12	5339870,546	1377151,558	18160729,85	29211755,66	11051025,81
año13	3962718,988	1377151,558	17979122,55	30088108,33	12108985,78
año14	2585567,43	1377151,558	17799331,32	30990751,58	13191420,26
año15	1208415,871	1377151,558	17621338,01	31920474,13	14299136,12
año16	-168735,6868	1377151,558	17445124,63	32878088,35	15432963,72
año17	-1545887,245	1377151,558	17270673,38	33864431	16593757,62
año18	-2923038,803	1377151,558	17097966,65	34880363,93	17782397,28
año19	-4300190,361	1377151,558	16926986,98	35926774,85	18999787,87
año20	-5677341,92	1377151,558	16757717,11	37004578,1	20246860,98
cuota	1377151,558				
interes	0,03				

BENEFICIOS										
Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H2	25519680	25953514,56	26387349,12	26821183,68	27255018,24	27688852,8	28122687,36	28556521,92	28990356,48	29424191,04
CO	3640982,4	3702879,101	3764775,802	3826672,502	3888569,203	3950465,904	4012362,605	4074259,306	4136156,006	4198052,707
Ch4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
IPRI	1,70%									
TOTAL	29160662	29656393,66	30152124,92	30647856,18	31143587,44	31639318,7	32135049,96	32630781,23	33126512,49	33622243,75

	inversión	vida útil(años)	Tipo de amortización	amortización anual	año1	año2
condicionamiento terreno	608.765,00	40	5%	30438,25	578.326,75	547.888,50
pavimentado	989.058,00	40	5%	49452,9	939.605,10	890.152,20
almacén	3.066.981,25	68	3%	92009,4375	2.974.971,81	2.882.962,38
edificio planta	1.000.000,00	68	3%	30000	970.000,00	940.000,00
señalización	5.000,00	18	12%	600	4.400,00	3.800,00
estintores	507	18	12%	60,84	446,16	385,32
Bascula camión	50.000,00	18	12%	6000	44.000,00	38.000,00
sarmentador	10.000,00	20	10%	1000	9.000,00	8.000,00
empacador	384	20	10%	38,4	345,60	307,20
camión rígido	414.000,00	14	15%	62100	351.900,00	289.800,00
tractr con remolque	30.000,00	18	12%	3600	26.400,00	22.800,00
Astilladora	126.000,00	18	12%	15120	110.880,00	95.760,00
Tolvas	7.160,40	18	12%	859,248	6.301,15	5.441,90
Cinta transportadora	2.282,76	20	10%	228,276	2.054,48	1.826,21
Tolvas de alimentación	2.282,76	20	10%	228,276	2.054,48	1.826,21
gasificador	3.500.000,00	14	15%	525000	2.975.000,00	2.450.000,00
sistema de alimentación	4.589,00	14	15%	688,35	3.900,65	3.212,30
sistema limpieza de gas	8.600.000,00	14	15%	1290000	7.310.000,00	6.020.000,00
sistema alim gasificante	8565	14	15%	1284,75	7.280,25	5.995,50
Caldera de recuperación	3.890,00	14	15%	583,5	3.306,50	2.723,00
sist almacenamint gas	8000000	40	5%	400000	7.600.000,00	7.200.000,00
total año				2509292,228	23.920.172,94	21.410.880,72

año3	año4	año5	año6	año7	año8	año9	año10
517.450,25	487.012,00	456.573,75	426.135,50	395.697,25	365.259,00	334.820,75	304.382,50
840.699,30	791.246,40	741.793,50	692.340,60	642.887,70	593.434,80	543.981,90	494.529,00
2.790.952,94	2.698.943,50	2.606.934,06	2.514.924,63	2.422.915,19	2.330.905,75	2.238.896,31	2.146.886,88
910.000,00	880.000,00	850.000,00	820.000,00	790.000,00	760.000,00	730.000,00	700.000,00
3.200,00	2.600,00	2.000,00	1.400,00	800,00	200,00	-400,00	-1.000,00
324,48	263,64	202,80	141,96	81,12	20,28	-40,56	-101,40
32.000,00	26.000,00	20.000,00	14.000,00	8.000,00	2.000,00	-4.000,00	-10.000,00
7.000,00	6.000,00	5.000,00	4.000,00	3.000,00	2.000,00	1.000,00	0,00
268,80	230,40	192,00	153,60	115,20	76,80	38,40	0,00
227.700,00	165.600,00	103.500,00	41.400,00	-20.700,00	-82.800,00	-144.900,00	-207.000,00
19.200,00	15.600,00	12.000,00	8.400,00	4.800,00	1.200,00	-2.400,00	-6.000,00
80.640,00	65.520,00	50.400,00	35.280,00	20.160,00	5.040,00	-10.080,00	-25.200,00
4.582,66	3.723,41	2.864,16	2.004,91	1.145,66	286,42	-572,83	-1.432,08
1.597,93	1.369,66	1.141,38	913,10	684,83	456,55	228,28	0,00
1.597,93	1.369,66	1.141,38	913,10	684,83	456,55	228,28	0,00
1.925.000,00	1.400.000,00	875.000,00	350.000,00	-175.000,00	-700.000,00	-1.225.000,00	-1.750.000,00
2.523,95	1.835,60	1.147,25	458,90	-229,45	-917,80	-1.606,15	-2.294,50
4.730.000,00	3.440.000,00	2.150.000,00	860.000,00	-430.000,00	-1.720.000,00	-3.010.000,00	-4.300.000,00
4.710,75	3.426,00	2.141,25	856,50	-428,25	-1.713,00	-2.997,75	-4.282,50
2.139,50	1.556,00	972,50	389,00	-194,50	-778,00	-1.361,50	-1.945,00
6.800.000,00	6.400.000,00	6.000.000,00	5.600.000,00		-400.000,00	-800.000,00	-1.200.000,00
18.901.588,49	16.392.296,26	13.883.004,03	11.373.711,81	3.664.419,58	1.155.127,35	-1.354.164,88	-3.863.457,11

	Año1	año2	año3	año4	año5	año6	año7	año8	año9	año10
Ingresos por ventas	29160670,42	29656401,8	30152133	30647865	31143596	31639327,4	32135058,8	32630790,2	33126522	33622253
Costos de las mercancías vend	24192196,48	5613290,92	5794428,5	25536521	5996380,5	6100333,78	5774062,91	5864839,65	27167487	5894529,3
margen bruto	4968473,945	24043110,9	24357705	5111343,8	25147216	25538993,6	26360995,9	26765950,6	5959034,4	27727724
gastos de explotación	6878129,13	6878129,13	6878129,1	6878129,1	6878129,1	6878129,13	6878129,13	6878129,13	6878129,1	6878129,1
EBITDA	-1909655,185	17164981,8	17479576	-1766785,3	18269086	18660864,5	19482866,8	19887821,4	-919094,69	20849595
Amortización inmovilizada	2509292,228	2509292,23	2509292,2	2509292,2	2509292,2	2509292,23	2509292,23	2509292,23	2509292,2	2509292,2
EBIT	-4418947,413	14655689,5	14970283	-4276077,5	15759794	16151572,3	16973574,5	17378529,2	-3428386,9	18340302
interés de la deuda anual	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55
Impuestos antes de impuest	-4460261,963	14614375	14928969	-4317392,1	15718480	16110257,7	16932260	17337214,6	-3469701,5	18298988
Impuestos sobre beneficio	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%
beneficio neto	-3122183,374	10230062,5	10450278	-3022174,5	11002936	11277180,4	11852582	12136050,3	-2428791	12809291

Segunda propuesta

segunda propuesta

	Año1	año2	año3	año4	año5	año6	año7	año8	año9	año10
Ingresos por ventas	29160662,4	29656393,7	30152125	30647856	31143587	31639318,7	32135050	32630781,2	33126512	33622244
Costos de las mercancías vend	23419964,8	4827931,3	4995717,7	24724232	5170282,8	5260192,4	4919639,12	4995890,65	26283766	4995784,9
margen bruto	5740697,601	24828462,4	25156407	5923624,2	25973305	26379126,3	27215410,8	27634890,6	6842746,4	28626459
gastos de explotación	6878129,13	6878129,13	6878129,1	6878129,1	6878129,1	6878129,13	6878129,13	6878129,13	6878129,1	6878129,1
EBITDA	-1137431,529	17950333,2	18278278	-954504,92	19095176	19500997,2	20337281,7	20756761,4	-35382,68	21748330
Amortización inmovilizada	2509292,228	2509292,23	2509292,2	2509292,2	2509292,2	2509292,23	2509292,23	2509292,23	2509292,2	2509292,2
EBIT	-3646723,757	15441041	15768986	-3463797,1	16585883	16991704,9	17827989,5	18247469,2	-2544674,9	19239037
interés de la deuda anual	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55	41314,55
Impuestos antes de impuest	-3688038,307	15399726,5	15727671	-3505111,7	16544569	16950390,4	17786674,9	18206154,7	-2585989,5	19197723
Impuestos sobre beneficio	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%
beneficio neto	-2581626,815	10779808,5	11009370	-2453578,2	11581198	11865273,3	12450672,5	12744308,3	-1810192,6	13438406

12 Anexo de presupuestos.

Presupuesto

Código	Nat	Ud	Resumen	CanPres	PrPres
IMVERSIÓN	Capítulo			1	34.256.562,81
MAQUINARIA	Partida			1,00	20.714.031,56
PLANTA	Partida			1,000	20.126.487,16
CINTA TRANS	Maquinaria	u	cinta transportadora	2,000	1.141,38
TOLVAS ALIMNT	Maquinaria	u	tolvas aimentación	2,000	3.580,20
GASIFICADOR	Otros	u	gasificador de lecho fluidizado	1,000	3.500.000,00
SISTEMA ALIME	Otros	u		1,000	8.565,00
SIST LIMP GAS	Otros	u		1,000	8.600.000,00
SIST AIRE	Otros	u		1,000	4.589,00
CALDERA DE RC	Otros			1,000	3.890,00
CONTRCC TAQUE	Material		Construcción tanques de almacenamiento	1,000	8.000.000,00
			PLANTA	1,000	20.126.487,16
LOGISTICA	Partida			1,000	587.544,40
SARMENT 2 CAJ	Maquinaria	u	Maquinaria SARMENT 2 CAJ	10,000	1.000,00
EMPAC ATOPROP	Maquinaria	u	Maquinaria EMPAC ATOPROP	10,000	38,40
CAMION RIGIDO	Maquinaria	u	Maquinaria CAMION RIGIDO	3,000	138.000,00
TRATR PLA-REM	Maquinaria	u	Maquinaria TRATR PLA-REM	5,000	6.000,00
ASTILL SMFIJA	Maquinaria	u	Maquinaria ASTILL SMFIJA	7,000	18.000,00
TOLVAS	Otros	u		2,000	3.580,20
			LOGISTICA	1,000	587.544,40
			MAQUINARIA	1,00	20.714.031,56
OBRA CIVIL	Partida			1,00	5.111.546,25
SEÑALIZACIÓN	Otros	u		1,000	5.000,00
CNSTRUC DARSN	Otros	u	Otros CNSTRUC DARSN	1,000	3.066.981,25
ACODICIONAMIE	Material		Material ACODICIONAMIE	1,000	66.981,25
NAVE	Otros			1,000	3.000.000,00
			CNSTRUC DARSN	1,000	3.066.981,25
BÁSCULA CAMN	Otros	u	Otros BÁSCULA CAMN	1,000	50.000,00
EXTINTORES	Material	u		10,000	50,70
EDIF PRODUCCI	Otros	u		1,000	1.000.000,00
ACOND CAMNOS	Material	u		1,000	989.058,00
			OBRA CIVIL	1,00	5.111.546,25
LICENCIAS	Partida			1,00	20.000,00
ASESORIAS	Otros		concepto	1,000	3.000,00
I MPUESTOS	Otros		cocepto	1,000	2.000,00
INGENIERÍA	Otros		trabajos de ingeniería y proyecto	1,000	10.000,00
LICENCI	Otros			1,000	5.000,00
			LICENCIAS	1,00	20.000,00
COST COMPR S	Partida	m2	costes compra de suelo	77.165,00	109,00
			IMVERSIÓN	1	34.256.562,81
COSTES	Capítulo			1	12.461.874,32
DIRECTOS	Partida			1,00	951.661,89
COSTE BIOMASA	Partida	u	Partida COSTE BIOMASA	1,000	114.414,08
TRANS-CAR-DES	Otros	t	Otros TRANS-CAR-DES	18.247,860	6,27
BIOMASA	Material	t	Material BIOMASA	18.247,860	0,00
			COSTE BIOMASA	1,000	114.414,08

NIQUEL	Otros	u		1,000	18.694.695,50
ALUMINO SILIC	Otros			1,000	895,70
GAS NATURAL	Otros			1,000	836.352,00
9	Otros			6.969.600,000	0,12
GAS NATURAL				1,000	836.352,00
OXI ZINC	Otros			1,000	0,11
DIRECTOS				1,00	951.661,89
INDIRECTOS	Partida			1,00	4.236.083,30
POTENCIA INST	Otros		Potencia contratada	20.195,000	8,14
ELEC CONSUM	Otros		electricidad consumida por la planta	135.723.200,000	0,03
INDIRECTOS				1,00	4.236.083,30
COSTES FIJOS	Partida			1,00	396.000,00
OPERARS PARQ	Mano de obra	u	Mano de obra OPERARS PARQ	6,000	14.400,00
TBJ	Otros	1		12,000	1.200,00
OPERARS PARQ				6,000	14.400,00
PER TRASNSP	Mano de obra	u	Mano de obra PER TRASNSP	7,000	19.200,00
OPERARIO	Mano de obra	u	mes operario transporte	12,000	1.600,00
PRECIO MES	Mano de obra			20,000	80,00
PRECIO HORA	Mano de obra			4,000	20,00
PRECIO MES				20,000	80,00
OPERARIO				12,000	1.600,00
PER TRASNSP				7,000	19.200,00
LIMPIEZA	Mano de obra		servicio limpieza parque	4,000	12.000,00
PERSONAL	Mano de obra	u	Mano de obra PERSONAL	12,000	1.000,00
LIMPIEZA				4,000	12.000,00
JEFE PLANTA	Mano de obra	u	jefe planta	1,000	40.800,00
AÑO	Otros			12,000	3.400,00
TBJ	Otros	1		1,000	1.200,00
AÑO				12,000	3.400,00
JEFE PLANTA				1,000	40.800,00
PERS PLANTA	Mano de obra	u	personal planta	6,000	14.400,00
PER AÑO	Otros		coste personal año	12,000	1.200,00
COT MES	Mano de obra			1,000	1.200,00
PER AÑO				12,000	1.200,00
PERS PLANTA				6,000	14.400,00
COSTES FIJOS				1,00	396.000,00
GASTOS	Partida			1,00	6.878.129,13
CONTROL	Otros			1,000	1.058.173,71
1	Otros			0,040	26.454.342,81
CONTROL				1,000	1.058.173,71
S MTAL	Otros			1,000	264.543,43
2	Otros			0,010	26.454.342,81
S MTAL				1,000	264.543,43
T ESTRUC	Otros			1,000	264.543,43
3	Otros			0,010	26.454.342,81
T ESTRUC				1,000	264.543,43
ALM	Otros			1,000	1.322.717,14
4	Otros			0,050	26.454.342,81
ALM				1,000	1.322.717,14

MANT	Otros		1,000	3.968.151,42
5	Otros		0,150	26.454.342,81
		MANT	1,000	3.968.151,42
		GASTOS	1,00	6.878.129,13
		COSTES	1	12.461.874,32
		GASIFICACION	1	46.718.437,13