



**UNIVERSITAT
JAUME·I**

ESCUELA SUPERIOR DE TECNOLOGÍA Y CIENCIAS EXPERIMENTALES
UNIVERSIDAD JAIME I

MÁSTER UNIVERSITARIO EN EFICIENCIA ENERGÉTICA Y
SOSTENIBILIDAD



**DISEÑO DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN
PARA LOS COMBUSTIBLES SÓLIDOS
RECUPERADOS PROCEDENTES DE UNA
PLANTA DE TRATAMIENTO MECÁNICO
BIOLÓGICO**

Autor: *ILIE IONUT-CRISTIAN*

Tutor UJI: *Antonio Gallardo Izquierdo*

Curso: 2018/2019



**UNIVERSITAT
JAUME·I**

ESCUELA SUPERIOR DE TECNOLOGÍA Y CIENCIAS EXPERIMENTALES
UNIVERSIDAD JAIME I

MÁSTER UNIVERSITARIO EN EFICIENCIA ENERGÉTICA Y
SOSTENIBILIDAD

**DISEÑO DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN
PARA LOS COMBUSTIBLES SÓLIDOS
RECUPERADOS PROCEDENTES DE UNA
PLANTA DE TRATAMIENTO MECÁNICO
BIOLÓGICO**

Autor: *ILIE IONUT-CRISTIAN*

Tutor UJI: *Antonio Gallardo Izquierdo*

Curso: 2018/2019

Agradecimientos:

En primer lugar, quisiera expresar mis más sinceros agradecimientos a mi tutor de la Universidad Jaume I, señor Antonio Gallardo Izquierdo, por todo el apoyo, dedicación y trabajo sin los cuales no hubiera sido posible su elaboración y desarrollo.

También quería agradecer a mi mejor amigo y compañero Mihai-Rafael Balasa, que siempre me ha apoyado y aconsejado bien y con el que he compartido muy buenos momentos.

A todos los profesores del Máster, por la buena formación como estudiantes y personas, por los consejos, la amabilidad y comprensión.

Por último, quiero dedicar este proyecto a mis padres, que gracias a Díos han estado siempre a mi lado, apoyándome, animándome, dándome los mejores consejos. Hemos compartido los peores y mejores momentos, todos los nervios y sufrimientos durante la época de exámenes, pero en un final gracias a ellos he conseguido hacer mi sueño realidad.

Gracias a todos.

Resumen:

El presente proyecto tiene por objetivo diseñar un proceso para la producción de gas de síntesis mediante la tecnología de tratamiento térmico, de gasificación, desde un punto de vista sostenible y controlado. En él se establecerán las características técnicas del reactor de gasificación, así como de la tecnología empleada para el acondicionamiento del gas.

Se utilizará el combustible sólido recuperado (CSR) procedente de una planta de tratamiento mecánico-biológico (TMB) en forma de pellets, siendo estos transportados a la planta de gasificación, según requerimientos característicos que deben de cumplir para su uso energético. La planta de TMB trata los residuos mezcla de 300.000 habitantes.

Se determinará el proceso de gasificación más adecuado, empleando el agente gasificante más eficiente y fijando las condiciones del proceso como temperatura y presión con la finalidad de conseguir un combustible óptimo.

Tras la etapa del diseño de la gasificación, se seleccionarán 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. Se plantea así un diseño mediante un reactor gasificador, un sistema eficaz de limpieza del gas (ciclón y lavador de gases) y un motor de combustión interna para convertir el gas en energía eléctrica.

Para finalizar y tras analizar la tecnología óptima a emplear, se realizará un estudio de viabilidad económica mediante el cual se establecen los parámetros que determinarán la rentabilidad del proyecto en cuestión, también se determinará la magnitud de la inversión inicial a realizar, así como de los costes de operación y los beneficios esperados por este proceso.

Índice

1.	Introducción.....	13
1.1	El problema de los residuos.....	13
1.2	Generación de residuos.....	14
1.3	Tratamiento final de los residuos domiciliarios	15
1.4	Combustible sólido recuperado	17
1.5	Producción del combustible sólido recuperado	19
1.6	Marco Legal.....	20
1.7	La generación de energía eléctrica en España	22
2.	Objetivo	24
3.	Justificación	25
4.	Generación, limpieza y uso del gas producido en la gasificación.....	27
4.1	Características de la gasificación.....	28
4.2	Reacciones de la gasificación	29
4.3	Etapas de la gasificación.....	31
4.4	Tipos de gasificadores	33
4.5	Agentes gasificantes	38
4.6	Factores de operación	39
4.7	Otras variables que influyen en las reacciones de gasificación.....	41
4.8	Factores del residuo gasificado.....	42
4.9	Acondicionamiento y purificación del gas	43
5.	Requisitos de diseño	44
5.1	Propiedades del CSR.	45
5.2.	Restricciones de las emisiones	45
6.	Diseño del proceso de gasificación	46

6.1.	Elección del agente gasificante.....	46
6.2.	Elección del gasificador.....	47
6.3.	Cálculo del gas de síntesis	48
6.4.	Cálculo del caudal másico de cenizas volantes	69
6.5.	Rendimiento del proceso de gasificación.	70
7.	Diseño del sistema de limpieza del gas de síntesis.....	71
7.1	Separador ciclónico o ciclón	71
7.2	Limpieza del gas mediante lavador Scrubber.....	74
8.	Selección del motor de combustión interna alternativo	77
8.1.	Elección del modelo de motor	77
9.	Energía eléctrica suministrada y rendimiento global	79
10.	Análisis de viabilidad económica.....	81
10.1.	Presupuesto de inversión	81
10.2.	Presupuesto de explotación	82
10.2.1.	Personal planta.....	83
10.2.2.	Autoconsumo eléctrico	83
10.3.	Ingresos.....	83
10.4.	Estudio de viabilidad económica.....	84
10.4.1.	Valor actual neto.....	85
10.4.2.	Tasa interna de retorno	85
10.4.3.	Periodo de retorno (Pay Back).....	86
10.4.4.	Cálculo de indicadores	86
11.	Conclusiones.....	88
12.	Bibliografía.....	89

Lista de tablas

Tabla 1. Plantas de tratamiento de RD y generación de rechazo en España. (ECOEMBES 2016)	16
Tabla 2. Producción estimada y uso final de los CSR en Europa. (ERFO, 2012).....	19
Tabla 3. Propiedades del CSR (Arena. 2015).....	45
Tabla 4. Composición del gas según agente gasificante seleccionado. (CPS-UNIZAR)...	46
Tabla 5. Obtención de los moles estequiométricos de los componentes. (Sánchez, 2017)	49
Tabla 6. Composición del gas de síntesis. (Arena. 2015).....	53
Tabla 7. Composición del singas producido por la gasificación de un CSR. (Arena,2015).....	53
Tabla 8. Masa de cada compuesto químico. (Sánchez, 2017).....	54
Tabla 9. Cálculo de la entalpía del syngas.	67
Tabla 10. Características técnicas del lavador venturi. (GEA Group)	76

Lista de figuras

Figura 1. Residuos generados en la economía española (porcentaje). (IDAE 2016)	14
Figura 2. Distribución porcentual del tratamiento de RD, España 2016. (Gallardo et.al 2017).....	16
Figura 3. CSR triturado. (Gallardo et.al 2017)	18
Figura 4. CSR Pelletizado. (Gallardo et.al 2017)	18
Figura 5. Porcentaje de producción de la Energía Eléctrica en la Península Ibérica en el año 2018. (IDAE 2016)	23
Figura 6. Características sobre los procesos de incineración y gasificación. (Gallardo et.al 2014)	26
Figura 7. Reacciones obtenidas en el proceso de la gasificación. (Celia Martínez de León, 2016).....	30
Figura 8. Proceso de gasificación en la biomasa. (Celia Martínez de León, 2016)	32
Figura 9. Gasificador de lecho fijo “downdraft” (izquierda) y “updraft” (derecha) (Bull, D.,2008).....	37
Figura 10. Gasificador de lecho fluidizado burbujeante (izquierda) circulante (derecha) (Bull, D., 2008).....	37
Figura 11. Requerimientos del gas de producto en función de los posibles usos. (Ruiz, 2014).....	44
Figura 12. Características de diseño y operación de reactores para gasificación (adaptado de Knoef, 2005).	48
Figura 13. Ciclón separador de partículas (BUHLER GROUP).....	73
Figura 14. Eficiencia del ciclón (BUHLER GROUP).....	73
Figura 15. Lavador de Venturi serie LV-SC (GEA Group)	76
Figura 16. Motor TCG 2032 V16 50Hz (MWM).....	78
Figura 17. Características técnicas motor TCG 2032 V16 50 Hz (MWM).....	78
Figura 18. Gastos maquinarias (Elaboración propia).	81
Figura 19. Costes fijos y variables (Elaboración propia).	82
Figura 20. Costes fijos personal planta gasificadora (Elaboración propia).....	83
Figura 21. Estudio de la viabilidad económica sobre la planta de gasificación de los compuestos sólidos recuperados (Elaboración propia).	87

1. Introducción

1.1 El problema de los residuos

En el marco de la estrategia Europa 2020, se pretende generar un crecimiento inteligente, sostenible e integrador mediante un uso eficaz de los recursos. En diciembre de 2015 la Comisión Europea adoptó un ambicioso nuevo paquete para impulsar la transición de Europa hacia una economía circular que impulse la competitividad mundial, fomente el crecimiento económico sostenible y cree nuevos puestos de trabajo (Gallardo et al. 2017).

Las acciones propuestas contribuirán a cerrar los ciclos de vida de los productos a través de un mayor reciclado y reutilización, y aportarán beneficios tanto al medio ambiente como a la economía.

Dentro de este contexto, los residuos domiciliarios (RD) que no se pueden reutilizar o reciclar, pueden convertirse en Combustibles Sólidos Recuperados (CSR). Intentar dar un uso posterior al CSR reduciría la cantidad de residuos enviados a los vertederos al tiempo que serviría de sustituto de otros combustibles fósiles.

En Europa, desde hace tiempo varios países empezaron a producir y a regular el uso de estos combustibles. Por otro lado, como consecuencia del aumento de su uso en más países, la Unión Europea ha publicado unos estándares de calidad del CSR para crear un lenguaje común entre los productores.

Por otro lado, el desarrollo de la sociedad ha venido acompañado de un gran consumo de energía y del uso de combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) para satisfacer sus necesidades. Además, en los últimos años ha entrado en juego una nueva variable: el cambio climático derivado de las emisiones de gases de efecto invernadero. Por lo que, con el objetivo de reducir el efecto negativo del uso de estos combustibles, ha sido necesario el desarrollo de nuevas medidas desde el punto de vista energético y medioambiental, entre las que se incluye el uso de fuentes de energías renovables alternativas (Gallardo et al. 2017).

En este sentido, el Plan de Acción Nacional de Energías Renovables, aprobado en 2011 (PER 2011-2020) contempla que de entre las fuentes de energía renovables existentes y contempladas en la legislación se hallan los RD. Por todo ello, su transformación en un combustible alternativo supone una serie de ventajas medioambientales y económicas que hacen más atractiva la posibilidad de llevar a cabo su valorización energética.

1.2 Generación de residuos

En España, la cantidad de residuos generados en el año 2016 fue de 129 Mt, un 0,1% menos que el año anterior. De estos, 3,2 millones correspondieron a residuos peligrosos (un 5,8% menos que en 2015) y 125,8 millones a residuos no peligrosos (cifra similar a la del año anterior), datos obtenidos del Instituto Nacional de Estadística.

Las categorías de residuos generados más relevantes fueron:

- Residuos minerales (67 Mt)
- Residuos mezclados (34,9 Mt)
- Residuos de animales y vegetales (9,1 Mt)

En la figura 1 se observa que, en 2016, el 97,5% de los residuos generados fueron residuos no peligrosos y el 2,5% residuos peligrosos. Del total de residuos peligrosos generados, el 46,3% correspondieron a Residuos químicos, el 29,9% a Equipos desechados y el 19,1% a Residuos minerales.

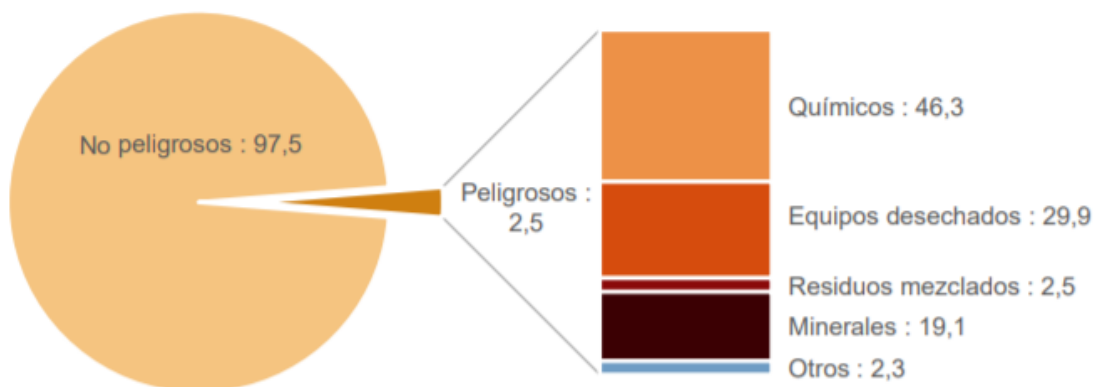


Figura 1. Residuos generados en la economía española (porcentaje). (IDAE 2016)

Dentro de los residuos no peligrosos, los residuos domiciliarios generados en el año 2016 fueron de 21,3 Mt, de las cuales 17,5 Mt corresponde a RD mezclados y el resto a RD recogidos selectivamente, resultando una tasa de generación total de 1,26 kg/hab · día (INE, 2018). Desde el punto de vista del tratamiento dado a los RD, un 68,91% fue enviado a diferentes instalaciones de tratamiento mecánico y/o biológico, un 5,41% fue incinerado directamente y un 25,68% se depositó en vertedero sin ser sometidos a ningún tratamiento (MAPAMA 2016).

1.3 Tratamiento final de los residuos domiciliarios

El tratamiento más extendido para los RD es el tratamiento mecánico-biológico (TMB) en las plantas de triaje y compostaje (PTC) y en las de triaje y biometanización (PTB) (figura 2), el cual tiene como finalidad la bioestabilización de la materia orgánica presente en los RD mezclados y la recuperación de distintos materiales para su posterior reciclaje. Como resultado de este tratamiento se obtienen un flujo de materiales recuperados (vidrio, plásticos, metales, papel y cartón, etc.), un flujo de material bioestabilizado y varias corrientes de rechazo.

En cuanto al tratamiento de los RD recogidos selectivamente, las principales instalaciones son: las plantas de compostaje o biometanización de la fracción orgánica recogida selectivamente (FORS), y las plantas de clasificación de envases.

Actualmente, el TMB en plantas de compostaje (PC) y biometanización (PB) de biorresiduos procedentes de los RD y recogidos selectivamente es un proceso poco extendido. Sin embargo, una de las acciones del Plan Estatal Marco de Gestión de Residuos (PEMAR 2016-2022) para incrementar el reciclado es la implantación de la recogida separada de biorresiduos y la construcción de nuevas instalaciones para su tratamiento. En estas instalaciones se obtiene un flujo de compost y varias corrientes de rechazo. Respecto a las plantas de clasificación de envases (PCE), su objetivo es clasificar y separar con el mayor grado de calidad posible los diferentes materiales reciclables, mediante procesos mecánicos, neumáticos, electromagnéticos y ópticos.



Figura2. Distribución porcentual del tratamiento de RD, España 2016. (Gallardo et.al 2017)

Como resultados se obtienen varios flujos de materiales para su reciclaje y una corriente de rechazo formada por impropios y envases no recuperados.

La problemática de estas plantas radica en la gran cantidad de rechazo generado en el proceso. Esto se debe a la heterogeneidad del material entrante ya que junto con los residuos solicitados entran materiales impropios que acaban en el rechazo, cuyo destino principal es el vertedero, suponiendo en España el 33,77% de los residuos generados y el 56,11% del material entrante a los vertederos.

En la tabla 1 se presentan el número de plantas de tratamiento de RD existentes en España, el porcentaje de rechazo generado en cada una de ellas respecto a las entradas de material y el reparto porcentual respecto al total de rechazo generado.

	<i>Nº de plantas</i>	<i>Rechazo respecto a las entradas (%)</i>	<i>Rechazo respecto al total generado (%)</i>
<i>PTC</i>	74	62,39	67,13
<i>PTB</i>	22	73,79	28,97
<i>PCFO</i>	40	28,36	1,53
<i>PBFO</i>	5	39,37	1,20
<i>PCE</i>	92	16,40	1,16
<i>TOTAL</i>	233		100

Tabla 1. Plantas de tratamiento de RD y generación de rechazo en España. (ECOEMBES 2016)

Como se indica en la tabla 1, en España, las plantas de TMB de los RD mezclados son las que mayor cantidad de rechazo generan respecto a las entradas de material, con un 62,39% para las PTC y un 73,79% para las PBC. Además, en estas instalaciones se produce el 96,11% del total de rechazo generado (Gallardo et.al 2017).

Respecto al número de plantas, las PCE son las mayoritarias (92 plantas), en ellas únicamente el 16,40% de los RD entrantes acaban como rechazo, suponiendo tan solo un 1,16% del reparto porcentual.

En segunda posición se encuentran las PTC con 74 instalaciones, produciéndose en ellas más de un tercio del total de rechazos generados (67,13%) (Gallardo et.al 2017). Además, el número de plantas de tratamiento ha ido aumentando año tras año debido principalmente al desarrollo legislativo del Real Decreto 252/2006, por el que se establecen objetivos más exigentes de recuperación de materiales.

Los rechazos poseen un contenido energético elevado debido a su alto porcentaje en papel/cartón, plástico y madera, especialmente cuando los RD de entrada a la planta tienen un alto poder calorífico, por lo que pueden ser aprovechados energéticamente utilizando diferentes técnicas como son: incineración, co-incineración, gasificación, pirolisis o gasificación mediante plasma.

1.4 Combustible sólido recuperado

Así pues, una de las principales alternativas para la valorización de los rechazos es su conversión en un combustible sólido recuperado (CSR). La normativa europea define CSR como aquellos combustibles producidos a partir de residuos no peligrosos, tras su adecuado tratamiento, y que cumplen los requisitos de clasificación y especificaciones establecidas en la norma CEN/TS 15359 (2012).

Para su fabricación es necesario la eliminación del material no combustible, trituración, secado y, en algunos casos, pelletización (Nasrullah et al. 2015), figuras 3 y 4.

Por otro lado, aquellos combustibles que no cumplan los estándares fijados en esta norma serán considerados como Combustibles Derivados de Residuos (CDR).



Figura 3. CSR triturado. (Gallardo et.al 2017)



Figura 4. CSR Pelletizado. (Gallardo et.al 2017)

1.5 Producción del combustible sólido recuperado

En la Unión Europea, los últimos datos recogidos por la European Recovered Fuel Organisation (ERFO) sobre las cantidades totales de CSR que son producidas a partir de RD y se estiman en 11 Mt.

Este combustible es utilizado principalmente en instalaciones de generación de energía, en plantas de cogeneración, hornos de cemento y en procesos demandantes de calor, suponiendo un ahorro de energía primaria (ERFO 2012).

Además, debido a que los CSR tienen un contenido en material biodegradable elevado (50-60%), su valorización contribuye a la reducción de emisiones de CO₂, ya que el dióxido de carbono liberado por la combustión de la fracción biodegradable no contabiliza en el cómputo de emisiones (Directiva 2003/87/CE).

En la tabla 2 se muestra la producción estimada y el uso final de los CSR en algunos países de la Unión Europea.

País	Produc. CSR		Uso final (kt/año)					
	Nº inst.	(kt/año)	Hornos de cemento	Centrales de carbón	Plantas de gasificación	Plantas de cogeneración	Incinerad. de CSR	Export.
Austria		580	230	0	0	250		100
Bélgica	8	465	150					-
Finlandia	> 30	700	60		35	450	300	
Francia	10	200	100			100		-50
Alemania	>100	6.150	1900	750		3.500		0
Irlanda		200						10
Italia		830	150		0			0
Holanda	>5	120	30	0	0	40	10	
Polonia		590	850					
España	7	224	224					0
Suecia		280	60			430		-210
Reino Unido	14	765	200					70
Total	>175	11.104	3.694	750	35	4.770	310	

Tabla 2. Producción estimada y uso final de los CSR en Europa. (ERFO, 2012)

Los combustibles procedentes de residuos de madera, neumáticos y lodos de depuradora están excluidos en los datos mostrados.

Como se indica en la tabla 2, Alemania es el mayor productor de CSR con más de la mitad de la producción europea, le siguen Italia, Austria y Polonia. En la mayoría de los países los CSR son utilizados en los hornos de cemento (salvo para Alemania donde se destinan principalmente a plantas de cogeneración), puesto que las características del proceso productivo del cemento permiten la valorización de los mismos utilizándolos como sustitutos de los combustibles fósiles tradicionales.

En España, el sector cementero, siguiendo el ejemplo de otros países europeos, también ha incrementado el uso de combustibles alternativos en sus hornos. En el año 2014 se utilizaron alrededor de 728 kt de combustibles alternativos, que supusieron el 23,2% del consumo energético de las cementeras, de ellas aproximadamente el 275 kt fueron combustibles derivados de los residuos.

1.6 Marco Legal

En la Lista Europea de Residuos (LER), los CSR reciben el código 191210: Residuos combustibles (combustible derivado de desperdicios) (Decisión de la Comisión: 2014/955/UE). Por tanto, la legislación aplicable a los CSR es la misma que se aplica a los residuos:

- Directiva 2008/98/CE de 19 de noviembre, sobre los residuos.
- Directiva 2010/75/UE, de 24 de noviembre, sobre las emisiones industriales.
- Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.
- Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación.
- Real Decreto 815/2013, de 18 de octubre, por el que se aprueba el Reglamento de emisiones industriales y de desarrollo de la Ley 16/2002.

- Ley 5/2013, de 11 de junio, por la que se modifican la Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación y la Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.

Derivado de esta legislación, se destacan los siguientes aspectos:

- Los CSR en ningún caso pierden su condición de residuo. Así pues, los titulares de actividades en cuyo proceso se utilicen estos combustibles tienen que adquirir la condición de gestores de residuos, estando sometidos a la autorización por parte de la Administración competente de la Comunidad Autónoma.
- Su utilización como combustible alternativo está sometido al Reglamento de emisiones industriales. El cual establece unos valores límites de emisión específicos para las instalaciones de incineración y co-incineración de residuos.
- En el caso de que la instalación de incineración o co-incineración se encuentre sometida a la normativa de prevención y control integrados de la contaminación, su régimen de autorizaciones ambientales se regulariza a través de la Autorización Ambiental Integrada. Esta determina tanto las características de los materiales a incinerar o co-incinerar, así como los límites de emisión, los cuales se adoptan teniendo en cuenta las Mejores Tecnologías Disponibles para el sector de actividad, así como las características del ámbito geográfico en el que se ubica la instalación.

Además, cabe destacar que dentro del BREF sobre el tratamiento de residuos (documento de referencia sobre las mejores técnicas disponibles para el sector del tratamiento de residuos), existe un apartado dedicado a la preparación de combustible residual sólido mediante tratamiento mecánico (y biológico) a partir de residuos sólidos no peligrosos. Dentro de este apartado está incluida la producción de CSR a partir de rechazos del tratamiento de RD. Finalmente, el traslado de CSR está regulado en la UE por el Reglamento CE 1013/2006 del Parlamento Europeo y del Consejo de 14 de junio de 2006 relativo a los traslados de residuos; y en España por Real Decreto 180/2015, de 13 de marzo, por el que se regula el traslado de residuos en el interior del territorio del Estado.

1.7 La generación de energía eléctrica en España

En el año 2018 según informa Red Eléctrica Española el parque generador de energía eléctrica en España es cada vez más renovable, incluso a pesar de que la instalación de nuevas centrales de generación renovable ha sido baja durante el último año. (REE 2018).

En el 2018, la potencia instalada de ciclo combinado se ha reducido en un 1,5% respecto al año anterior, mientras que han entrado en servicio nuevos parques de generación eólica, solar fotovoltaica y de otras renovables, que incrementan su potencia instalada en un 0,5%, 0,4% y 0,6%, respectivamente. Las variaciones en el resto de tecnologías han sido nulas o poco significativas.

Con estimaciones a 31 de diciembre del 2018, la potencia instalada peninsular es de 98.651 MW, lo que supone un descenso del 0,2% respecto al año 2017.

En 2018 ha sido en términos generales un buen año para la producción con energías renovables en España. Su cuota ha aumentado hasta el 40%, el cuarto mejor año de la historia y volviendo situarse en el entorno del 40%.

Un año más, la energía nuclear ha sido la gran protagonista en cuanto a la generación de electricidad en España ocupando el 21,4% del total.

La eólica por su parte se ha situado en segunda posición, siendo el responsable del 19,8% de la producción total, siendo la primera entre las renovables.

El carbón se ha colado en tercera posición, con el 14,5%, una cifra que supone 2,5 puntos menos respecto al año pasado.

Por su parte, la hidráulica se ha situado muy cerca, quedándose en el cuarto puesto con un muy buen 13,7% de la generación total. Se trata de un buen año para la hidráulica, sobre todo si tenemos en cuenta que la sequía del año pasado la llevó a quedarse en un pobre 7%.

Los ciclos combinados, tan desaprovechados en España, aportaron el 10,8% de la generación, frente al 13,9% del año anterior.

La solar ha contribuido con un 3% para la fotovoltaica y 1,7% para la termosolar. Cabe destacar que la península Ibérica completa su cobertura de la demanda con los intercambios internacionales de energía eléctrica con una cifra en torno al 4,2% de la demanda total.

En total, las tecnologías que no emiten CO₂ a la atmósfera, representaron el 61,4% de la generación del año.

En la categoría de “otras renovables”, con un porcentaje de 1,70%, esta incluida la producción de energía a partir de los residuos.

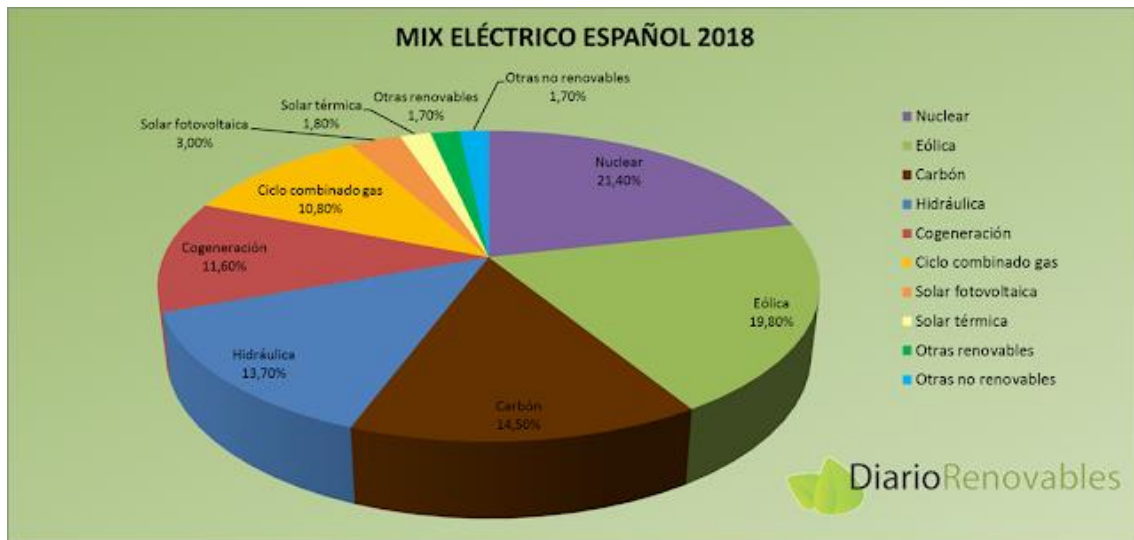


Figura 5. Porcentaje de producción de la Energía Eléctrica en la Península Ibérica en el año 2018. (IDAE 2016)

2. Objetivo

El objetivo de este trabajo es el estudio y diseño del proceso de gasificación de los combustibles sólidos recuperados obtenidos en una planta de tratamiento mecánico-biológico, donde una vez transformado el combustible en pellet, estos serán transportados a la planta gasificadora para obtener la energía útil.

Los pellets introducidos en el gasificador serán sometidos a un proceso termoquímico en el que un sustrato carbonoso es transformado en un gas combustible, mediante una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno y/o vapor de agua).

La elección del método para llevar a cabo el proceso de gasificación depende de varios factores como el tamaño y forma del residuo, el aprovechamiento de la energía del gas producido y, por supuesto, de los condicionantes económicos.

También se diseñará el proceso de limpieza por el que pasará el gas de síntesis con la finalidad de obtener el combustible exento de impurezas y se seleccionará el motor de combustión interna más adecuado para producción de energía eléctrica.

Finalmente, se analizará la viabilidad económica del proceso, para ello se realizará el presupuesto de inversión y el presupuesto de explotación.

3. Justificación

Actualmente, se emplean instalaciones de gasificación para generar electricidad a partir de biomasa, pero los procesos de gasificación para combustibles sólidos recuperados están en el punto de análisis y metodología know-how, que cada vez toma más envergadura.

Hoy en día se dispone de las siguientes tecnologías alternativas para los CSR y la biomasa:

- Incineración
- Coprocesamiento
- Digestión anaerobia
- Gas de relleno sanitario
- Pirólisis
- Gasificación

No existen plantas en operación para el tratamiento de CSR a gran escala en Europa, África o América Latina, y las pocas plantas en Asia (principalmente en Japón) y EE.UU., están operando como un elemento integrado en un sistema de gestión de CSR más complejo, o únicamente para flujos de residuos específicos.

Los requisitos tecnológicos y operativos, las necesidades altamente específicas de sustratos de residuos y los altos costes iniciales de capital, hacen que esta tecnología sea difícil de aplicar a escala real, por lo tanto, en este mismo proyecto se procede a explicar con datos reales obtenidos de fuentes primarias cómo y qué forma funciona una planta de gasificación especialmente para CSR.

Según las nuevas plantas de CSR, se obtendrá un gas sintético (syngas) que produce energía térmica procedente del proceso de gasificación, que se convertirá en energía eléctrica tras su combustión.

En cuanto a las emisiones procedentes de la combustión del syngas, se generan gases a concentraciones relativamente bajas que no afectan a la salud y medio ambiente. Sin embargo, algunos de los principales inconvenientes de la

gasificación residen en la necesidad de tratamientos previos de reducción de inertes, humedad y tamaño y tratamientos posteriores de limpieza del gas sintético resultante.

Valorando cada una de las técnicas anteriores, se debe destacar que en la actualidad las plantas de incineración están disminuyendo mientras que las nuevas plantas de gasificación con tecnologías cada vez más punteras están generando una alternativa hacia un desarrollo sostenible según se pueda apreciar en la figura 6.

	Incineración	Gasificación
Temperatura de operación	Desde los 300°C hasta 1200°C, para los distintos tipos de residuos	Superior a 1400°C
Eficiencia en la destrucción	Alta, sujeta a un control estricto	Completa
Humedad	Una humedad alta del residuo afecta a los requerimientos de energía	El proceso no se ve afectado por el contenido de humedad del residuo, ya que se inyecta vapor de agua durante el proceso
Dioxinas y furanos	Requiere un estricto control para la remoción de dioxinas y furanos, contenidos en los residuos o formados en la destrucción de residuos clorados	La atmósfera reductora evita la formación de dioxinas y furanos, y por la alta temperatura son destruidos totalmente
Productos finales	Los productos finales son gases de combustión, escorias y cenizas	Los productos finales son gases combustibles, vapor de agua, ácidos inorgánicos en forma vítrea
Cenizas	Consideradas como residuos peligroso	Los inorgánicos en forma vítrea tienen utilidad en construcción
Emisiones	Se vierten gases de combustión a la atmósfera (previo tratamiento)	No existe descarga de gases a la atmósfera
Finalidad	Supone un tratamiento finalista	El tratamiento no es finalista

Figura 6. Características sobre los procesos de incineración y gasificación. (Gallardo et.al 2014)

Mediante las plantas de gasificación para los CSR se obtienen las siguientes ventajas con respecto a las otras tecnologías (Celia et al 2016):

- Eliminación de gases de efecto invernadero: Metano y reducción de dióxido de carbono.
- Eliminación de lixiviados.
- Baja necesidad de terrenos.
- Evitar la acumulación de sustancias peligrosas en suelo.

- Evitar la proliferación de faunas no deseadas y asociadas a vertederos (ratones, insectos...).
- Eliminación de olores.
- Eliminación de la posibilidad de incendios por creación de bolsas de gas.
- Reducción de los costes de transporte y disposición de los CSR.
- Mayor autonomía en la gestión de los residuos.
- Reducción de costes de operación de plantas de clasificación

4. Generación, limpieza y uso del gas producido en la gasificación

El proceso de gasificación es un proceso que genera un gas combustible a temperatura elevada, por tanto, se genera un gas con una cierta proporción de energía química, gas combustible, y calor sensible, que dependerá de las condiciones de operación del proceso de gasificación para la obtención de energía eléctrica.

La gasificación supone la oxidación parcial de un sustrato carbonoso en condiciones subestequiométricas de aire, oxígeno o en presencia de otros agentes gasificantes, como el dióxido de carbono o el vapor de agua. Esta reacción genera una mezcla de gases que recibe el nombre de gas de síntesis o syngas, en función de su composición y del sistema de reacción empleado. El gas de síntesis contiene concentraciones variables de CO, H₂, CH₄, CO₂, N₂, así como de otros hidrocarburos ligeros.

Los rendimientos obtenidos y las características de los gases producidos en la gasificación dependen, principalmente, de las condiciones presentes en la reacción (temperatura, presión, agente gasificante, tiempo de reacción), del tipo de reactor utilizado (lecho fijo updraft y downdraft, lecho fluido, arrastre de gas) y de la aplicación de distintos sistemas de tratamiento y limpieza de los gases producidos (ciclón, lavador venturi, water-gas shift, etc.).

En base a su composición, poder calorífico y presencia de sustancias contaminantes (alquitranes, azufre, cenizas), los gases de síntesis pueden emplearse como combustibles en turbinas, motores de combustión interna o calderas. El empleo de gas de síntesis para la producción de metanol, amoníaco y combustibles líquidos (Fischer-Tropsch) también es otro uso bastante frecuente. Actualmente, se busca aumentar la proporción de hidrógeno y reducir la presencia de monóxido de carbono, para que el syngas pueda utilizarse como alimentación en pilas de combustibles.

Se puede afirmar que no existe una estequiometría exacta del proceso de gasificación, ya que varía de forma evidente según distintos parámetros como la velocidad de calentamiento, el tiempo de permanencia de los gases en los reactores y la temperatura que se alcanza en el proceso, pudiendo obtener finalmente un gas de composición estable, que más tarde será empleado en alguna aplicación externa al reactor para la producción de energía en procesos de combustión de manera independiente, en combinación con gas natural en calderas comerciales para producir energía térmica, en motores de combustión interna para producir energía eléctrica y térmica y, en turbinas de gas en ciclos simples o combinados para producir energía eléctrica.

4.1 Características de la gasificación

En la gasificación la temperatura de operación es superior a 600 °C, aunque la temperatura exacta del proceso depende del tipo de reactor y de las características de los residuos sólidos obtenidos, en particular de la temperatura de fusión de las cenizas. Dependiendo de la temperatura de operación se distinguen las siguientes características:

- **Gasificación de baja temperatura**, alrededor de 600-900 °C. Esta tecnología requiere que la alimentación tenga un contenido en humedad igual o inferior al 10%, por lo que requiere de un proceso previo de secado.
- **Gasificación de alta temperatura**, que puede alcanzar los 1200 °C. Esta tecnología se suele usar para tratar mezclas de residuos carbonosos que

incluyen papel, plástico y residuos orgánicos con un contenido en humedad de hasta un 30%.

- **Gasificación por plasma**, se lleva a cabo a altas temperaturas, alrededor de unos 5000 °C. Se pueden tratar cualquier tipo de residuos, excepto residuos nucleares, ya que, a dicha temperatura, toda la materia se descompone en sus principales constituyentes. La materia orgánica se convierte en gas de síntesis mientras que la materia inorgánica, se vitrifica, dando lugar a un residuo inerte. El gas de síntesis generado contiene menos contaminantes, ya que, debido a las altas temperaturas y a la casi ausencia de oxígeno en el reactor, no se pueden formar compuestos tóxicos como furanos, dioxinas, NOx o SOx.

4.2 Reacciones de la gasificación

El número de reacciones que tienen lugar en el proceso de gasificación de CSR es muy elevado. La composición final del gas depende de diversos factores, entre ellos: la composición del CSR (del cual depende su poder calorífico), el contenido de humedad, la temperatura a la que se llevan a cabo las reacciones, la relación aire/CSR, el tamaño y la densidad y el tipo de gasificador utilizado.

El gas obtenido, contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), hidrógeno (H₂), metano (CH₄), pequeñas cantidades de otros hidrocarburos más pesados, agua (H₂O), nitrógeno (N₂) (cuando se usa aire como agente gasificante) y diversos compuestos no deseados como pequeñas partículas carbonosas, cenizas y alquitranes. El CO, H₂ y CH₄ son los componentes que principalmente confieren poder calorífico al gas.

Las ecuaciones que se llevan a cabo en el proceso de gasificación del CSR, clasificadas según las reacciones con C, O₂, H₂O, producción de CH₄ y reformado con vapor se muestran en la figura 7.

Reacciones	R	Ecuación	Calor $\Delta H_{25^{\circ}\text{C}}$ kCal/mol	Reacción
Cambios de estado y pirólisis	Pirólisis	$\text{Biomasa} + \text{calor} \rightarrow \text{char} + \text{liq} + \text{gas}$		
		$\text{líquidos} + \text{calor} \rightarrow \text{gases}$		
		$\text{Alquitrán(líquido)} \rightarrow \text{Alquitrán(gas)}$		
con carbono	R1	$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO}$	41,1	Boudouard
	R2	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	31,3	Gasificación con vapor.
	R3	$\text{C} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$	-17,9	Metanización o Hidrogasificación
	R4	$\text{C} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}$	-26,5	Combustión parcial del C
con oxígeno (reacciones de combustión)	R5	$\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$	-94,5	Combustión completa del C
	R6	$\text{CO} + 1/2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	-67,4	Oxidación del CO
	R7	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	-191,8	Comb. del CH ₄
	R8	$\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$	-57,8	Oxidación del H ₂
Shift	R9	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	-9,8	Shift (agua gas)
de metanización	R10	$2\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$	-58,9	
	R11	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	-49,2	Metanización
	R14	$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	-39,4	
Reformado con vapor	R12	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	48,5	Gasificación del metano
	R13	$\text{CH}_4 + 1/2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2$	-8,6	Gasificación del metano
	R14Rev	$\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$	39,6	
con otros hidrocarburos	R15	$\text{C}_2\text{H}_4 + 3\text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	-317,2	
	R16	$\text{C}_n\text{H}_{2n} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n+2}$		
	R17	$\text{C}_n\text{H}_m + n\text{H}_2\text{O} \rightarrow n\text{CO} + (n + m/2)\text{H}_2$		
Otras reacciones con carbono y agua	R18	$\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2$		
	R19	$2\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CH}_4$		

Figura 7. Reacciones obtenidas en el proceso de la gasificación. (Celia Martínez de León, 2016)

De la tabla vista anteriormente, se determinan los tipos de reacciones, es decir:

- Endotérmicas → Desde la R1 hasta la R4 y de la R9 hasta la R19
- Exotérmicas → Desde la R5 hasta la R8
- Hidrogenación → Desde la R5 hasta la R8
- Reformado → Desde la R12 hasta la R14Rev

4.3 Etapas de la gasificación

En la gasificación se diferencian varias etapas dependiendo de la vía de producción de gas o el método elegido de gasificación. Se distinguen las siguientes etapas según el modelo de estudio que interesa:

- **La pirolisis.** Es la descomposición química de materia orgánica y todo tipo de materiales, excepto metales y vidrios, causada por el calentamiento a altas temperaturas en ausencia de oxígeno (y de cualquier halógeno). Involucra cambios simultáneos de composición química y estado físico, los cuales son irreversibles. En este caso, no produce ni dioxinas ni furanos.
- **La oxidación.** Es el proceso siguiente a la pirolisis donde la reacción producida es una combustión controlada del producto carbonoso o char de la pirolisis, siendo esta exotérmica, sustentando las reacciones endotérmicas de la gasificación que se producen en la región de pirolisis y de reducción.

La oxidación o también llamada combustión, se controla mediante la aportación exacta de aire u oxígeno en el gasificador. Esta aportación de oxígeno regulado por el caudal de entrada de aire tiene que cumplir con un ratio de equivalencia (RE) entre $RE=0,2$ y $RE=0,4$. Los productos que se obtienen en esta región son el H_2O y CO_2 a partir de la combustión del combustible y los elementos creados en la pirolisis como los hidrocarburos pesados, el H_2 o alquitranes.

- **La reducción.** Se producen todas aquellas reacciones que establecen el gas en su composición final. Esta etapa se produce simultáneamente y después de la oxidación. La reducción es la más compleja de todas las etapas, envuelve reacciones químicas entre HC, H_2O , CO_2 , O_2 y H_2 , así como entre los gases desprendidos.

Si se compara el residuo carbonoso del CSR con el del carbón fósil, el primero es en general más poroso y reactivo, su porosidad está en el rango del 40 a 50% mientras que la del carbón fósil está entre el 2 y el 18%, los poros del residuo carbonoso del CSR son mucho más grandes que los del carbón fósil.

Por lo tanto, el comportamiento de las reacciones es diferente cuando se utiliza el residuo carbonoso del CSR que cuando se utiliza lignito o turba. La reactividad de la turba decrece con el tiempo conforme se va convirtiendo, mientras que la reactividad del residuo carbonoso del CSR aumenta a lo largo del proceso de conversión. Esta tendencia inversa se puede atribuir a la creciente actividad catalítica de los componentes metálicos alcalinos del residuo carbonoso CSR.

En la figura 8 se muestra los diferentes procesos de las etapas de la gasificación que ocurren en el interior de un gasificador.

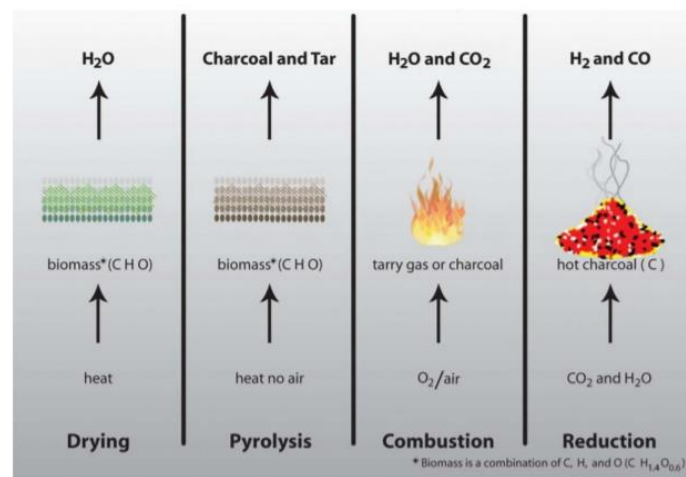


Figura 8. Proceso de gasificación en la biomasa. (Celia Martínez de León, 2016)

4.4 Tipos de gasificadores

La selección del tipo de gasificador depende de la influencia de las propiedades de la alimentación, de las características del gas de síntesis que se quiera obtener y de las variables operacionales. Existen cinco tipos de gasificadores:

- Lecho fijo
- Lecho fluidizado
- Flujo arrastrado
- Parrilla
- Plasma

Respecto a los gasificadores de lecho fijo (figura 9), se distinguen 3 tipos:

- **Lecho fijo de flujo ascendente en contracorriente.** Es una tecnología simple y muy usada. El sólido que es introducido por la parte superior, desciende lentamente en contracorriente con la corriente del agente gasificante. A medida que la alimentación desciende por el reactor, ésta se va convirtiendo en un gas de síntesis de poder calorífico medio, con un alto contenido en alquitrán (10-20%), pero con bajo contenido en partículas. Debido al alto contenido en alquitrán del gas de síntesis obtenido, se requiere una limpieza exhaustiva de éste para poder utilizarlo en equipos de recuperación energética.

La temperatura de operación del reactor está condicionada por la temperatura de fusión de las cenizas y la regulación de la temperatura del lecho se realiza mediante la inyección de vapor.

- **Lecho fijo de flujo descendente en equicorriente o en corrientes paralelas.** Al igual que los gasificadores de lecho fijo de flujo ascendente en contracorriente, éstos también son una tecnología simple y muy usada. En este caso el agente gasificante y los CSR se mueven en la misma dirección. Se obtiene un gas de síntesis de poder calorífico moderado, con bajo contenido en alquitrán (0.1%) a 900-1000 °C, pero con alto contenido en partículas.

Este tipo de reactor es adecuado para la obtención de un gas de síntesis relativamente limpio, por lo que requerirá menor tratamiento de limpieza.

- **Lecho fijo en corrientes cruzadas.** Combina las ventajas e inconvenientes de los dos modelos anteriores. Mientras que la alimentación se mueve en flujo descendente, el agente oxidante se mueve de lado a lado del gasificador. Se obtiene un gas de síntesis con alto contenido en alquitrán a 800- 900 °C.

Los gasificadores de lecho fluidizado (figura 10) fueron desarrollados para arreglar los problemas operacionales de los reactores de lecho fijo, ya que éstos tenían problemas cuando trataban alimentaciones con alto contenido en cenizas. Según Belgiorno et al. 2003, los lechos fluidizados son cinco veces más eficientes que los lechos fijos. A diferencia de los lechos fijos, éstos necesitan un material inerte que conforme el lecho, siendo el material más utilizado la arena de sílice.

Se diferencian cuatro tipos de gasificadores de lecho fluidizado:

- **Lecho fluidizado burbujeante.** Es una tecnología de gran flexibilidad, admite materias primas variadas y de distintos tamaños, y de fácil operación. La temperatura permanece uniforme a lo largo del reactor y depende de las características del sólido a gasificar. Habitualmente operan aproximadamente a 900 °C para evitar la fusión y sinterización de cenizas que pueden perjudicar la fluidización. La velocidad del oxidante tiene que ser superior a la velocidad mínima de fluidización del lecho y suele ser de 1-3 m/s. En este tipo de lechos la transferencia de calor y de materia es buena, obteniéndose un gas de síntesis de poder calorífico moderado con bajo contenido en alquitrán, pero con muchas partículas.
- **Lecho fluidizado circulante.** Al igual que los lechos fluidizados burbujeantes, ésta es una tecnología de gran flexibilidad, admite materias primas variadas y de distintos tamaños, y de fácil operación.

Esta configuración mejora el mezclado entre el oxidante y los CSR. El concepto de flujo circulante hace referencia a la separación de las partículas del lecho mediante el uso de un ciclón y el retorno de éstas al reactor. La temperatura permanece uniforme a lo largo del reactor, alcanzando como mucho los 1000 °C. La velocidad del agente gasificante es superior a la de los lechos fluidizados burbujeantes (5-10 m/s), obteniéndose una mayor eficiencia. El gas de síntesis obtenido tiene pocas partículas, pero alto contenido en alquitrán.

- **Lecho fluidizado circulante interno.** Es una versión de los lechos fluidizados burbujeantes. Tienen un distribuidor de gas de fluidización especial, lo que hace que se mejore el mezclado entre los CSR y el gas. Lo que diferencia este método del lecho fluidizado burbujeante es un tabique inclinado añadido entre la celda de combustión y la celda de intercambio de calor. Se forma un flujo circulante dentro de la celda de combustión, y a su vez, también existe un flujo secundario entre la celda de combustión y la celda de intercambio de calor. Este último flujo es debido al retorno del material del lecho.
- **Lecho fluidizado doble:** Es una tecnología de operación compleja que usa dos reactores de lecho fluidizado. La alimentación se introduce al primer reactor, donde se gasifica con vapor, y el alquitrán formado es transportado al segundo reactor, donde es quemado con aire para producir calor. El gas de síntesis producido tiene un moderado poder calorífico debido a su contenido en alquitrán, por lo que para que el gas sea usado en motores o turbinas, se requiere previa limpieza de éste.

Los gasificadores de flujo arrastrado, están aún en desarrollo y su operación es compleja. Se están intentando adaptar estos reactores para poder usarlos con CSR. Tienen poca flexibilidad a la hora de operar, no admiten cualquier tamaño de partícula, por lo que es necesario pretratar previamente la alimentación. Habitualmente este tipo de gasificadores se utilizan para tratar carbón, residuos de refinería o residuos plásticos.

En cuanto a las condiciones de operación hay que destacar lo severas que son, siendo la temperatura de unos 1200-1500 °C y la presión de aproximadamente 25 bares, por lo que se tienen problemas con los materiales de construcción del reactor.

El gas de síntesis obtenido es de poder calorífico moderado, ya que su contenido en alquitrán es bajo.

Los gasificadores de parrilla móvil son similares a las parrillas de incineración. Son tecnologías muy utilizadas en plantas de incineración con recuperación de energía que recientemente se han empezado a aplicar en procesos de gasificación. La conversión ocurre en dos etapas: primero se gasifican los CSR y posteriormente se oxidan a alta temperatura los gases formados en la cámara de gasificación.

Finalmente, los gasificadores de plasma. Son recipientes que trabajan con muy poco oxígeno, por lo que la materia prima introducida al reactor no se quema, sino que se descompone debido a las altas temperatura que soporta. El calor es suministrado mediante antorchas generando temperaturas próximas a los 5000 °C. La función de las antorchas es la creación del “arco de plasma”. El arco se produce en el espacio situado entre dos electrodos conductivos que al llenar dicho espacio con un gas que se pueda ionizar (argón o helio), es capaz de descomponer la alimentación introducida al reactor

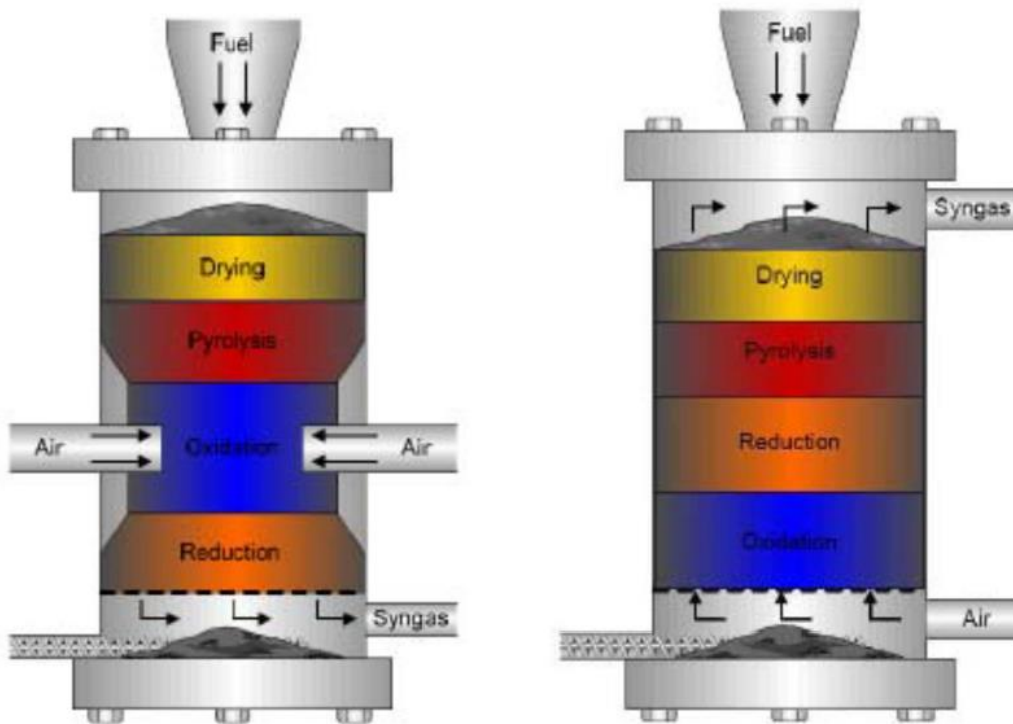


Figura 9. Gasificador de lecho fijo “downdraft” (izquierda) y “updraft” (derecha) (Bull, D.,2008)

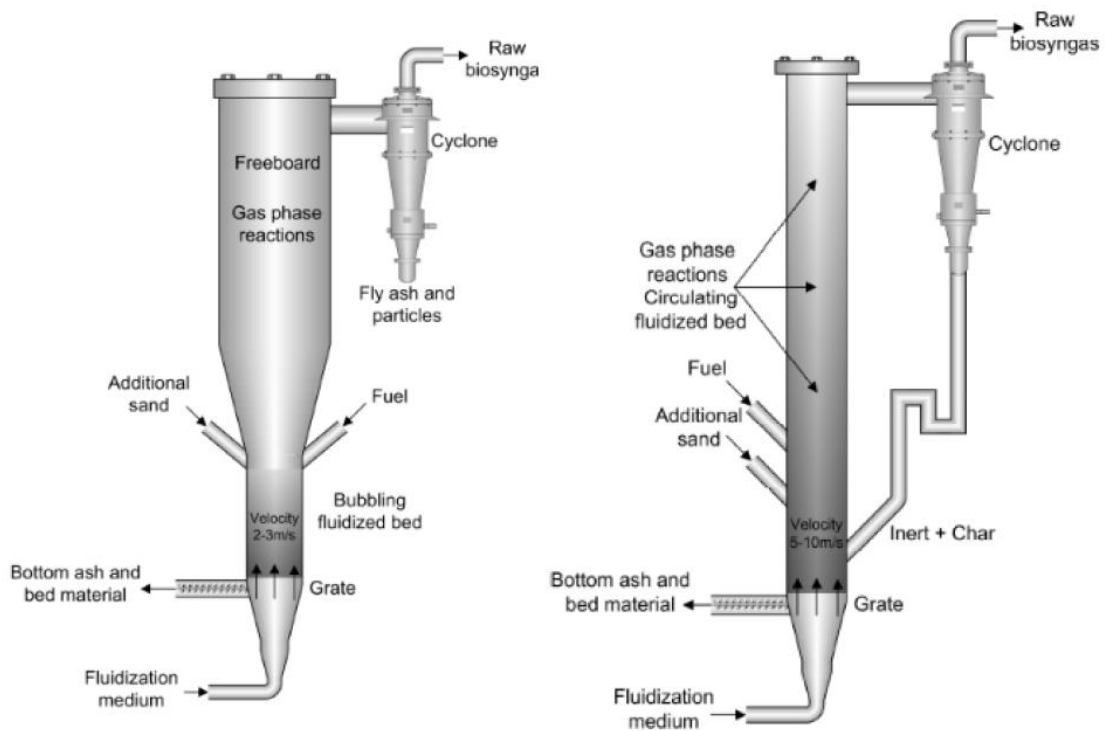


Figura 10. Gasificador de lecho fluidizado burbujeante (izquierda) circulante (derecha) (Bull, D., 2008).

4.5 Agentes gasificantes

La presencia de distintos agentes gasificantes influye en la composición de los gases de reacción, lo que determinará su poder calorífico y sus aplicaciones potenciales como combustible o en procesos de síntesis química. Éstos se introducen para aportar calor y fluidizar el sólido. Es necesario que el agente gasificante elegido contenga el oxígeno necesario para la combustión parcial del residuo empleado.

Los principales agentes gasificantes son:

- **Aire.** El oxígeno del aire permite una combustión parcial que aporta la energía para mantener la reacción de gasificación (procesos autotérmicos). Debido a la dilución del oxígeno por el nitrógeno atmosférico, el gas de síntesis resultante tiene un contenido energético bajo, que se estima entre 4 y 7 MJ/Nm³. Este gas puede emplearse como combustible en calderas, turbinas de gas o motores de combustión interna.
- **Oxígeno.** El gas de síntesis de la gasificación tiene un mayor contenido energético (10-15 MJ/Nm³) puesto que no se encuentra diluido en nitrógeno. Tiene el inconveniente del coste de la generación del oxígeno. Además de las aplicaciones descritas para la gasificación con aire, el gas de síntesis generado puede usarse, tras un tratamiento adecuado, en la producción de compuestos orgánicos.
- **Aire/oxígeno + vapor de agua.** La presencia de vapor de agua permite enriquecer el gas de síntesis en H₂ y CO por lo que se puede aumentar ligeramente su contenido energético (10-20 MJ/Nm³). Además de su empleo como combustible, puede utilizarse en la síntesis de metanol, amoníaco o combustibles líquidos.
- **Hidrógeno.** Otra opción en el proceso de gasificación es la utilización de hidrógeno en presencia de catalizadores como agente gasificante.

El gas de síntesis generado en presencia de hidrógeno tiene un contenido energético mayor ($>30 \text{ MJ/Nm}^3$), ya que se favorece la formación de metano y olefinas.

- **Aire/oxígeno y catalizadores.** El uso de catalizadores aumenta el rendimiento de conversión y/o reduce la presencia de especies contaminantes como los alquitranes. Una de las alternativas más interesantes para la eliminación en caliente de los alquitranes es el reformado catalítico con vapor de agua.

Esta técnica tiene una serie de ventajas como que la temperatura del reactor con catalizador pueda ser integrada térmicamente con la temperatura de salida del gasificador, que la composición del gas producido puede ser ajustada mediante el catalizador y finalmente, que se pueda añadir vapor al reactor catalítico para asegurar el completo reformado de los alquitranes. Los catalizadores aplicados a los sistemas de gasificación pueden agruparse en función de su naturaleza química o en función de su posición y finalidad.

En cuanto a su naturaleza química, se agrupan en: basados en metales alcalinos, óxidos metálicos y metálicos en soporte.

Por lo que se refiere a su posición y finalidad, puede hablarse de primarios, si se colocan en el gasificador para producir un gas lo más limpio posible, o secundarios, si se sitúan después del gasificador para limpiar el gas producido en el mismo.

4.6 Factores de operación

Los diferentes tipos de factores de operación que hay que considerar en el proceso termoquímico de la gasificación son:

- **La temperatura.** Es un parámetro importante en todas las etapas, y por tanto en el rendimiento final del proceso.

En concreto, las proporciones entre char y gas en los productos de pirolisis dependen estrechamente de la velocidad de calentamiento y de la temperatura final alcanzada. Como idea general puede decirse que a altas velocidades de calentamiento y alta temperatura final se produce mayoritariamente gas, mientras que a temperaturas finales y velocidades de calentamiento menores se producen mayoritariamente líquidos o sólidos.

En los gasificadores de lecho fluidizado se tiene normalmente velocidades de calentamiento altas (hasta miles de °C/seg), mientras que en los reactores de lecho móvil las velocidades de calentamiento suelen ser moderadas (del orden de 0,2 - 0,5 °C/ seg).

En la etapa de gasificación propiamente dicha, dada la reversibilidad de la mayoría de las reacciones, la temperatura influye en los equilibrios de reacción. En general para distintos combustibles puede decirse que el aumento de temperatura favorece el aumento del contenido en el gas producto de H₂ y CO en detrimento del CH₄ y del H₂O.

- **Presión.** En general el aumento de la presión desfavorece las reacciones de gasificación, aumentando las proporciones de hidrocarburos y alquitranes. Los gasificadores de lecho móvil suelen trabajar a presión atmosférica y los de lecho fluidizado suelen alcanzar hasta los 30 bars en algunos casos.
- **Relación agente gasificante/residuo.** Es uno de los parámetros más importantes en la gasificación, especialmente cuando está se autoabastece energéticamente mediante la oxidación parcial, con aire u oxígeno del residuo tratado.

Valores excesivamente bajos de este parámetro pueden no generar la cantidad suficiente de energía para mantener el proceso en las condiciones adecuadas, produciéndose una disminución del rendimiento.

Por otro lado, cuando el agente gasificante es aire, existe además un efecto de dilución por parte del N_2 .

Por ello hay un valor óptimo de la relación gasificante/residuo para cada proceso, que depende básicamente de la composición del residuo gasificado.

4.7 Otras variables que influyen en las reacciones de gasificación

Las variables influyentes en la reacción de gasificación se basan en 3 tipos:

- **El estado de fluidización del lecho del reactor.** Se define como el cociente entre la velocidad superficial del gas y la velocidad mínima de fluidización. El estado de fluidización junto con el diámetro de la partícula define los distintos regímenes de fluidización.

La influencia de una variación del estado de fluidización se traduce en la influencia que ejerce una variación de la velocidad superficial en el agente gasificante sobre el proceso. La influencia se puede relacionar con el contacto gas-sólido existente en las reacciones heterogéneas, la generación de las burbujas, la turbulencia generada y el tiempo de residencia del gas en el interior del reactor. Un aumento en el valor del estado de fluidización supone un incremento en el contenido de N_2 . Por otro lado, provoca una disminución en el tiempo de residencia de los distintos componentes en la zona de reacción y como consecuencia se espera una disminución en la conversión del residuo empleado.

- **Ratio equivalente. ER.** Se define como el cociente entre la relación másica de aire y residuo introducido en el reactor y la misma relación másica de aire y residuo estequiométrico. Puede variar entre 0,2 y 0,4.

Aumentar el ER supone disminuir la cantidad de alquitranes. Aunque, por otro lado, valores altos de ER hacen disminuir la producción de gases combustibles (H_2 , CO , CH_4), por lo que disminuye el PCI del gas.

Valores de ER superiores a 0,45 harían que el gas no fuese útil desde el punto de vista energético.

Así se debe utilizar un valor suficientemente bajo como para asegurar un PCI aceptable y lo suficientemente alto como para que el contenido de alquitranes no represente un problema, este valor siendo: ER = 0,3.

4.8 Factores del residuo gasificado

Las propiedades iniciales del residuo a gasificar influirán en el proceso termoquímico que dependen de los propios factores del residuo gasificado. Los factores se presentan a continuación:

- **Análisis elemental.** El contenido en carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre, cloro y oxígeno, influye en la proporción agente gasificante/residuo óptimo, además de delimitar la producción de contaminantes del tipo de óxidos de nitrógeno y/o azufre, o de cloruro de hidrógeno.
- **El contenido en cenizas, material volátil y carbono fijo.** Representa la cantidad de sólidos que será necesario retirar del gasificador por unidad de masa procesada. Aunque se han gasificado residuos con hasta un 24% de cenizas, no es deseable sobrepasar un contenido del 10 %. Estas cenizas se han de retirar del gasificador para evitar su acumulación. En los gasificadores de lecho móvil esto se hace extrayéndolas por la parte inferior, y en los de lecho fluidizado la velocidad del gas ha de garantizar el arrastre de las cenizas.

Propiedad importante de las cenizas es su punto de fusión. Si este se sobrepasa se pueden formar escorias que obstruyan los equipos. Así mismo, las cenizas, al ser inertes, no intervienen en los equilibrios químicos de las reacciones de gasificación, pero pueden tener un efecto catalítico acelerando la reacción de gasificación del residuo carbonoso con vapor de agua, especialmente al existir óxidos metálicos.

- **Poder Calorífico Inferior (PCI).** El PCI del combustible tiene que estar entre 16.000 y 21.500 kJ/kg.
- **Tamaño y características de partícula.** Hay que tener presente que en el proceso va a tener lugar un calentamiento de las partículas, la difusión de reactivos hacia la partícula y de productos desde esta hacia el medio gaseoso que la rodea, y reacciones sólido-gas en la superficie sólida.

En el caso de los lechos fluidos este parámetro incide además sobre la velocidad mínima de fluidización. Para variar el tamaño de partícula se pueden considerar la densificación y la molienda, pero estas posibilidades incurren en unos costes adicionales.

Por otro lado, residuos poco densos pueden crear problemas de formación de canalizaciones preferenciales o dificultar la fluidización. En los lechos fijos pueden crearse problemas de pérdida de carga y el colapso del movimiento del lecho, dependiendo de la forma de las partículas.

- **Humedad.** Influye sobre la viabilidad del proceso y sobre su balance térmico ya que una parte del calor producido debe utilizarse para evaporar esa cantidad de agua.

También influye sobre la composición del gas de salida, incluso desplazando algunas reacciones. En general se aceptan humedades de entre 10 y 20 % para lechos móviles y hasta el 40 % para lechos fluidos.

4.9 Acondicionamiento y purificación del gas

En el proceso de gasificación de los residuos se obtiene un gas con las características necesarias para ser usado en calderas, motores, turbinas de gas y turbinas de vapor (ciclos combinados), síntesis químicas y pilas de combustible.

Sin embargo, es necesaria una etapa previa de depuración para acondicionar el mismo a su posterior uso y hacer que cumpla con las normativas medioambientales. En la figura 11 se puede observar las características deseables de este syngas, saliente del gasificador, para ser aprovechado en posibles aplicaciones.

	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 (líquido) 140 (vapor)	20	↓	↑	↓
Temperatura, °C	200-400	100-200	100-200	250	500-600	↓

Figura 11. Requerimientos del gas de producto en función de los posibles usos. (Ruiz, 2014).

Como muestra la figura 11, para el caso de estudio es conveniente un syngas con un poder calorífico lo más alto posible, alta cantidad de hidrocarburos y baja presión. Se observa que para el motor será necesaria una limpieza algo más completa que para la caldera.

5. Requisitos de diseño

El proceso de gasificación depende fundamentalmente de la materia prima y sus características químicas. Si los pellets están dentro de los parámetros requeridos y se emplea un adecuado agente gasificante, el combustible podrá ser aprovechado al máximo desde el punto de vista energético.

No solo el combustible es responsable del buen funcionamiento del proceso, también el gasificador seleccionado es determinante. Este puede admitir diferentes materias primas de distintos tamaños, distintos agentes gasificantes y varias configuraciones del gasificador.

Por último, la existencia de las etapas de limpieza del gas mejora aún más el rendimiento del motor de combustión interna y con ello la eficiencia del sistema.

5.1 Propiedades del CSR.

El CSR debe cumplir con las propiedades de la tabla 3. Estos son los valores típicos de los CSR producidos a partir de los rechazos de una planta de tratamiento mecánico-biológico (Arena 2015).

Arena (2015) gasificó CSR procedentes de rechazos de una planta TMB obteniendo un syngas con unas características determinadas que será el que se utilice en este proyecto.

Propiedades del CSR	
Componente	(%)
C	45,4
H	6,5
O	24,2
N	0,7
S	0,3
H ₂ O	9

Tabla 3. Propiedades del CSR (Arena. 2015)

El valor del PCI para el CSR es de 16,5 (MJ/Nm³).

Además, la humedad del CSR tiene que ser del 10% a la hora de ser introducido en el gasificador.

La producción de CSR que se tiene que gasificar es de 200 t/día, que es la generada por una planta de TMB que trata los RSU de una población de 300.000 habitantes.

5.2. Restricciones de las emisiones

Los requisitos de la emisión de la combustión del motor deben cumplir con la legislación vigente de emisiones de un motor de combustión interna.

Según la ley 5/2013 de 11 de junio, para las instalaciones de combustión medianas existentes que utilicen combustibles sólidos se aplicará un valor límite de emisión de partículas de 200 mg/Nm³.

6. Diseño del proceso de gasificación

6.1. Elección del agente gasificante

Este punto explica los tipos de agentes gasificantes según sus composiciones, (tabla 4), con los que se pueden trabajar dentro del gasificador siendo un factor determinante para obtener un singas eficiente.

Agente Gasificante	Poder Calorífico CSR (MJ/Nm ³)	Composición del gas obtenido (%en volumen)						Uso final del gas
		H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂	
Aire	<6	16	20	12	2	50	-	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
Hidrógeno	>30							Sustituto del gas natural

Tabla 4. Composición del gas según agente gasificante seleccionado. (CPS-UNIZAR)

A partir de las propiedades del CSR y de la tabla 4 se elige el agente gasificante adecuado. El CSR utilizado tiene un PCI de 10-20 MJ/Nm³. Además, se pretende producir un gas de síntesis para usarlo como combustible en un motor.

Teniendo en cuenta esto, el agente gasificante puede ser oxígeno o vapor de agua. Se ha elegido el vapor de agua porque es más económico.

6.2. Elección del gasificador

El tipo del gasificador se va a elegir en función de la potencia que aporta el CSR y de las características de diseño y operación de reactores para gasificación dadas en la figura 12.

El caudal de partida es el siguiente:

$$Q_{\text{CSR}} = 200 \frac{\text{t}}{\text{día}} = 2,314 \frac{\text{kg CSR}}{\text{s}}$$

El valor de la potencia que aporta el combustible sólido recuperado se calculará mediante la siguiente ecuación:

$$P_{\text{CSR}} = Q_{\text{CSR}} * \text{PCI} \text{ (EC. 1)}$$

Siendo estas variables:

Q_{CSR} : caudal del CSR en (kg/s)

PCI: poder calorífico inferior del combustible (MJ/kg)

$$P_{\text{CSR}} = Q_{\text{CSR}} * \text{PCI} = 2,314 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 16,5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} = 38,194 \text{ MW}$$

Teniendo en cuenta la potencia necesaria y las propiedades de la tabla 14 se elige el gasificador:

$$\text{Lecho Fluidizado Circulante} \left\{ \begin{array}{l} \text{Temperatura de operación} \rightarrow 850 - 1000 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Capacidad óptima} \rightarrow > 20 \text{ MW} \\ \text{Poder calorífico del gas} \rightarrow 15 - 20 \text{ MJ/Nm}^3 \\ \text{Agente gasificante} \rightarrow \text{Oxígeno/Agua} \end{array} \right.$$

	Lecho móvil		Lecho fluidizado burbujeante	Lecho fluidizado circulante	Lecho arrastrado
	Downdraft	Updraft			
Temperatura de operación (°C)	700 – 1200	700 – 900	850 – 950	850 – 1000	1500
Control de proceso	Simple	Muy simple	Moderado	Complejo	Moderado
Capacidad óptima (MW _e)	0,2 – 5	5 – 20	1 – 20	> 20	> 100
Humedad máxima (% en base húmeda)	25	60	40	40	15
Cenizas máxima (% en base seca)	6	50	20	15	5
Tamaño partículas mínimo (mm)	40 – 100	10 – 250	-10,0	1,0 – 10,0	0,1 – 1,0
Morfología del combustible	Uniforme	Heterogéneo	Molido	Molido	Pulverizado
Densidad aparente (kg/m ³)	> 500	> 400	> 100	> 100	> 400
Temperatura gas de salida (°C)	700	200 – 400	700	700	1000
Contenido alquitrans (g/Nm ³)	0,015 – 3,0	30 – 150	1 – 2	1 – 2	0,01 – 0,05
Eficiencia de gas caliente, η_{GC} (%)	75 – 80	80 – 85	80 – 90	80 – 90	85 – 90
Eficiencia de gas frío, η_{GF} (%)	65 – 75	40 – 60	60 – 70	60 – 70	60 – 70
Presión típica de operación (bar)	1	1	1	20 – 70	20 – 70
Agente gasificante típico	Aire/agua	Aire/agua	Aire/agua	Oxígeno/agua	Oxígeno/agua
PCI del gas (MJ/Nm ³)	4,5 – 5,0	5,0 – 6,0	5,0 – 5,5	15 – 20	15 – 22

Figura 12. Características de diseño y operación de reactores para gasificación (adaptado de Knoef, 2005).

6.3. Cálculo del gas de síntesis

Para calcular el gas de síntesis se ha seguido la metodología propuesta por Sánchez (2017), que sigue los siguientes pasos:

- a. Elección del ratio equivalente
- b. Determinación de la cantidad estequiométrica del aire
- c. Cálculo de la masa real del aire
- d. Obtención del número de moles de N y O presentes en la composición del aire
- e. Obtención del poder calorífico del gas de síntesis
- f. Determinación del volumen de gas de síntesis por kg de CSR

Para proceder al cálculo de poder calorífico del singas, es necesario calcular previamente los moles estequiométricos del oxígeno consumido en la combustión.

a. Elección del ratio equivalente

Se toma como ratio equivalente según se ha explicado en el apartado 4.7, el valor de 0,3.

b. Determinación de la cantidad estequiométrica de aire

Se procede a obtener el valor total de los moles estequiométricos de oxígeno obtenido de cada uno de los componentes de CSR (tabla).

Componente CSR	Porcentaje en masa del CSR(%), m	Masa Molar, Mm (kg/kmol)	Cantidad de componente por cada 100 kg de CSR n=m/Mm (kmol/100 kg CSR)	Productos de la combustión completa	Fracción Oxígeno consumido en la combustión completa, Y	Moles estequiométricos de oxígeno consumidos en la combustión. N= n*Y
C	45,4	12	3,78	CO2	2	7,56
H	6,5	1	6,5	H2O	0,5	3,25
O	24,2	16	1,51	-	-1	-1,51
N	0,7	14	0,05	N2	0	0
S	0,3	32	0,009	SO2	2	0,018
H2O	9	18	0,5	-	-	0
Total						9,3

Tabla 5. Obtención de los moles estequiométricos de los componentes. (Sánchez, 2017)

Sabiendo que el aire atmosférico presenta una composición en nitrógeno del 79 % y en oxígeno del 21%, se puede obtener el número de moles de aire estequiométrico resultantes del proceso de combustión completa, dividiendo dicha cantidad entre 0,21:

- Moles estequiométricos de O:

$$m_0 = 9,322 \frac{\text{kmol O}}{100 \text{ kg CSR}}$$

- Moles estequiométricos de O₂:

$$m_{O_2} = 4,661 \frac{\text{kmol O}_2}{100 \text{ kg CSR}}$$

- Moles estequiométricos de aire:

$$m_{\text{aire}} = 4,661 \frac{\text{kmol O}_2}{100 \text{ kg CSR}} * \frac{100 \text{ kmol aire}}{21 \text{ kmol O}_2} = 22,197 \frac{\text{kmol aire}}{100 \text{ kg CSR}}$$

Además, se puede obtener la cantidad de masa de aire estequiométrica conociendo la masa molar media, a través de su composición:

$$\overline{m}_{\text{aire}} = 14 * 2 * 0,79 \text{ N}_2 + 16 * 2 * 0,21 \text{ O}_2 = 28,84 \frac{\text{kg aire}}{\text{kmol aire}}$$

- Masa de aire estequiométrica:

$$m_{\text{estq aire}} = 22,197 \frac{\text{kmol aire}}{100 \text{ kg CSR}} * 28,84 \frac{\text{kg aire}}{\text{kmol aire}} = 640 \frac{\text{kg aire}}{\text{kmol aire}}$$

c. Cálculo del caudal real del aire

En este punto se calculará la masa real del aire en base al ratio equivalente (0,3). Este dato será necesario para la obtención del poder calorífico del gas de síntesis que se verá más adelante.

- Masa estequiométrica de aire:

$$m_{\text{estq aire}} = \frac{640 \text{ kg aire}}{100 \text{ kg CSR}} = 6,40 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg CSR}}$$

- Masa real de aire:

$$m_{\text{real aire}} = m_{\text{estq aire}} * \text{ER (EC. 2)}$$

Siendo estas variables:

$m_{\text{estq aire}}$ = masa estequiométrica de aire (kg aire / kg CSR)

$m_{\text{real aire}}$ = masa real de aire (kg aire / kg CSR)

ER= ratio equivalente con el valor de 0,3

$$m_{\text{real aire}} = 6,40 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg CSR}} * 0,3 = 1,92 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg CSR}}$$

- Caudal de aire estequiométrico:

$$Q_{\text{aire estq}} = m_{\text{estq aire}} \cdot Q_{\text{CSR}} \quad (\text{EC. 3})$$

Siendo estas variables:

$Q_{\text{estq aire}}$ = caudal de aire estequiométrico (kg aire / s)

$m_{\text{estq aire}}$ = masa estequiométrica de aire (kg aire / kg CSR)

$$Q_{\text{aire estq}} = 6,40 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg CSR}} * 2,314 \frac{\text{kg CSR}}{\text{s}} = 14,81 \frac{\text{kg aire}}{\text{s}}$$

- Caudal del aire real

$$Q_{\text{aire real}} = m_{\text{real aire}} * Q_{\text{CSR}} \quad (\text{EC. 4})$$

Siendo estas variables:

$Q_{\text{aire real}}$ = caudal del aire real en (kg aire/s)

Q_{CSR} = caudal del CSR en (kg/s)

$m_{\text{real aire}}$ = masa real de aire (kg aire / kg CSR)

$$Q_{\text{aire real}} = 1,92 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg CSR}} * 2,314 \frac{\text{kg CSR}}{\text{s}} = 4,445 \frac{\text{kg aire}}{\text{s}}$$

d. Obtención del número de moles de N y O presentes en la composición del aire

- Moles de O en el aire,

$$m_{\text{O aire}} = m_{\text{o}} * \text{ER} \quad (\text{EC. 5})$$

Siendo estas variables:

$m_{\text{O aire}}$ = moles de O en el aire (kmol O / 100 kg aire)

m_{o} = moles estequiométricos de O (kmol O / 100 kg CSR)

ER= ratio equivalente

$$m_{O \text{ aire}} = 9,32 \frac{\text{kmol O}}{100 \text{ kg CSR}} * 0,3 = 2,796 \frac{\text{kmol O}}{100 \text{ kg aire}}$$

- Moles de N en el aire,

$$m_{N \text{ aire}} = m_o * ER * \frac{79}{21} \text{ (EC. 6)}$$

Siendo estas variables:

$m_{O \text{ aire}}$ = moles de O en el aire (kmol O / 100 kg aire)

m_o = moles estequiométricos de O (kmol O / 100 kg CSR)

ER= ratio equivalente

$$m_{N \text{ aire}} = 9,32 \frac{\text{kmol O}}{100 \text{ kg CSR}} * 0,3 * \frac{79}{21} = 10,521 \frac{\text{kmol N}}{100 \text{ kg aire}}$$

e. Obtención del poder calorífico del gas de síntesis

Una vez calculado el número de moles de N y O, se procede a determinar, según la tabla 7, el poder calorífico inferior (PCI) del gas de síntesis a partir de la composición volumétrica del singas y de los datos del PCI de los compuestos CO, CH₄ y H₂.

La composición volumétrica del singas es la hallada por Arena (2015), que se presenta en la tabla 6.

Composición del gas de síntesis	
N ₂	60,66 %
CO ₂	14,04 %
CO	12,73 %
H ₂	7,08 %
CH ₄	3,33 %
C ₂ H ₄	1,78 %
C ₂ H ₆	0,07 %
C ₂ H ₂	0,18 %
C ₃ H ₆	0,02 %
C ₆ H ₆	0,08 %

Tabla 6. Composición del gas de síntesis. (Arena. 2015)

Para el cálculo del poder calorífico del singas se ha realizado una simplificación que ha consistido en considerar nulo los últimos cinco componentes de la tabla 5. Por lo tanto, se ha utilizado la composición de la tabla 6.

Temperatura (°C)	Composición	Contenido (%)
850	N ₂	62,82
	H ₂	7,08
	CO	12,73
	CO ₂	14,04
	CH ₄	3,33
		100

Tabla 7. Composición del singas producido por la gasificación de un CSR. (Arena,2015)

Siguiendo con la metodología de Sánchez (2017) se procede al cálculo de la masa de cada compuesto químico (tabla 8).

Compuesto	Masa molar	Porcentaje en volumen, Y (%)	Gas Seco Mm * Y	PCI kJ/Nm ³	PCI * Y (base seca) kJ/Nm ³
		Base Seca			
CO	28	12,73%	3,56	12618	1606
CO ₂	44	14,04%	6,17	0	0
CH ₄	16	3,33%	0,53	35807	1192
N ₂	28	62,82%	16,98	0	0
H ₂ O	18		0	0	0
H ₂	2	5,08%	0,10	10788	548
SO ₂	64	2,00%	1,28	0	0
TOTAL		1	29,246		3347

Tabla 8. Masa de cada compuesto químico. (Sánchez, 2017)

Por tanto, el PCI del gas de síntesis es:

$$PCI_{\text{gas de síntesis}} = 3347 \frac{\text{kJ}}{\text{Nm}^3} = 3,34 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}$$

f. Determinación del caudal del gas de síntesis seco

A partir de obtener el poder calorífico inferior del gas de síntesis, es importante determinar el volumen de gas necesario por kilogramo de residuo en el proceso de combustión completa.

Para poder llevar a cabo los cálculos, es imprescindible aplicar la ley de los gases perfectos sometiendo al gas bajo condiciones normales ($T = 273,15 \text{ K}$, $P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$):

- Ley de los gases perfectos

$$V_{\text{gas}} = \frac{n * R * T}{P} \quad (\text{EC. 7})$$

Siendo estas variables:

P: presión absoluta (Pa)

V_{gas} : volumen del gas (Nm³/kg CSR)

n: moles de gas (kmol/100 kg CSR)

R: constante universal de los gases ideales (8,314 J/mol·K)

T: temperatura absoluta (K)

$$V_{\text{gas}} = \frac{12,35 \frac{\text{kmol}}{100 \text{ kg CSR}} * \frac{1}{100} \frac{100 \text{ kg CSR}}{\text{kg CSR}} * 1000 \frac{\text{mol}}{\text{kmol}} * 8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol} * \text{k}} * 273,15 \text{ k}}{101325 \text{ Pa}} = 2,77 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg CSR}}$$

Con los datos obtenidos anteriormente se procede a determinar, en base seca, la densidad y los caudales másico y volumétrico del gas de síntesis, tal y como muestran los cálculos expuestos abajo:

- Densidad del gas seco

$$\rho_{\text{gas seco}} = \frac{P * Mm_{\text{seco}}}{R * T} \quad (\text{EC. 8})$$

Siendo estas variables:

P: presión absoluta (Pa)

ρ_{seco} : densidad del gas seco (kg/Nm³)

Mm_{seco} : masa molar del gas seco (kmol/100 kg CSR)

R: constante universal de los gases ideales (J/mol·K)

T: temperatura absoluta (K)

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{101325 \text{ Pa} * 29,24 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol} * \text{k}} * 273,15 \text{ k}} = 1,3 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}$$

- Caudal volumétrico del gas seco

$$Q_{V \text{ gas seco}} = V_{\text{molar}} * (n - n_{H_2O}) * Q_{\text{CSR}} \quad (\text{EC. 9})$$

Siendo estas variables:

$Q_{v \text{ seco}}$: caudal volumétrico del gas seco (Nm^3/s)

V_{molar} : Volumen molar (Nm^3/kmol)

$M_{\text{m seco}}$: masa molar del gas seco ($\text{kmol}/100 \text{ kg CSR}$)

n : moles de gas ($\text{kmol}/100 \text{ kg CSR}$)

$n_{\text{H}_2\text{O}}$: moles de gas de H_2O ($\text{kmol}/100 \text{ kg CSR}$)

$$Q_{v \text{ seco}} = 22,41 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kmol}} \cdot \left(12,35 \frac{\text{kmol}}{100 \text{ kg CSR}} - 0,1166 \frac{\text{kmol}}{100 \text{ kg CSR}} \right) \cdot \left(\frac{1}{100} \right) \frac{100 \text{ kg CSR}}{\text{kg CSR}} \\ \cdot 2,314 \frac{\text{kg CSR}}{\text{s}} = 1,43 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}}$$

- Caudal másico del gas seco

$$Q_{m \text{ seco}} = Q_{v \text{ gas seco}} * \rho_{\text{gas seco}} \quad (\text{EC. 10})$$

Siendo estas variables:

$Q_{m \text{ seco}}$: caudal másico del gas seco (kg/s)

ρ_{seco} : densidad del gas seco (kg/Nm^3)

$Q_{v \text{ seco}}$: caudal volumétrico del gas seco (Nm^3/s)

$$Q_{m \text{ seco}} = 1,434 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 1,3 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3} = 1,87 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Nota: Como se observa anteriormente, solamente se calculan los caudales másicos y volumétricos del gas seco que representa la masa de cada compuesto, según la tabla 7 no hay valor de H_2O , por lo tanto, no hay humedad.

3. Obtención de la potencia total del gas de síntesis seco

Para determinar la potencia total del gas de síntesis seco se siguen los pasos:

- Determinación de la potencia del gas seco como combustible
- Determinación de la potencia térmica del gas de síntesis
- Determinación de la entalpia total del gas seco

- d. Determinación de la potencia térmica disponible en el gas seco
- e. Se halla la potencia total del gas de síntesis seco

a. Determinación de la potencia del gas seco como combustible

Se multiplica el poder calorífico del gas de síntesis por el caudal volumétrico del gas seco, tal y como muestra la siguiente fórmula:

$$P_{\text{seco}} = \text{PCI}_{\text{gas de síntesis}} \cdot Q_{\text{v seco}} \quad (\text{EC. 11})$$

Siendo estas variables:

P_{seco} : potencia del gas seco (MW)

$\text{PCI}_{\text{gas de síntesis}}$: poder calorífico del gas de síntesis (MJ/Nm^3)

$Q_{\text{v seco}}$: caudal volumétrico del gas seco (Nm^3/s)

$$P_{\text{seco}} = 3,34 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3} \cdot 1,434 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} = 4,80 \text{ MW}$$

b. Determinación de la potencia térmica del gas de síntesis

Para la obtención de la potencia térmica del gas de síntesis, se calcula como la suma de las potencias aportada por el gas seco (P_{seco}) y la aportada por el gas húmedo ($P_{\text{húmedo}}$) siendo esta despreciable por no haber humedad en el gasificador.

$$P_{\text{térmica gas de síntesis}} = P_{\text{seco}} + P_{\text{húmedo}} \quad (\text{EC. 12})$$

c. Determinación de la entalpía total del gas seco

Para hallar la potencia disponible en el gas seco (P_{seco}) se siguen los siguientes pasos.

1. Se halla la entalpía del syngas a la salida del gasificador ($T_{\text{salida}} = 822$ °C).
2. Se calcula la entalpía del syngas a la entrada del gasificador ($T_{\text{entrada}} = 25$ °C).
3. Se halla la entalpía de cada uno de los compuestos químicos presentes en el gas de síntesis; para ello, se multiplica la diferencia de entalpías a la salida y entrada del gasificador por el cociente entre la fracción másica y el peso molecular de cada componente.

$$h_{i, \text{salida}} = \int c_{p,i}(T) \cdot dT \quad (\text{EC. 13})$$

$$h_{i, \text{entrada}} = \int c_{p,i}(T) \cdot dT \quad (\text{EC. 10})$$

$$\Sigma h_{i, \text{GAS}} = (h_{i, \text{salida}} - h_{i, \text{entrada}}) \cdot \left(\frac{x_i}{M_{mi}} \right) \quad (\text{EC. 14})$$

$$P_{\text{Gas seco}} = Q_{m \text{ seco}} \cdot \Sigma h_{i, \text{GAS}} \quad (\text{EC. 12})$$

4. El calor específico de cada componente, dependiente de la temperatura, se calculará mediante la aplicación de la siguiente ecuación:

$$c_p = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3 \quad (\text{EC. 15})$$

Siendo estas variables:

c_p : calor específico molar de cada compuesto químico, en (kJ/kmol·K).

a, b, c, d: constantes, diferentes para cada compuesto químico. De acuerdo con la bibliografía consultada, aparecen especificadas en los cálculos posteriores.

T: temperatura (K)

Entalpías a la entrada del gasificador:

CO

$$a = 28,16$$

$$b = 0,0017$$

$$c = 5,4 \cdot 10^{-6}$$

$$d = -2,2 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{entrada}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO entrada}} &= \int c_{p\text{CO}}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO entrada}} &= 28,16 * 297,15 + 0,0017 * \left(\frac{297,15^2}{2}\right) + 5,4 * 10^{-6} * \left(\frac{297,15^3}{3}\right) \\ &\quad - 2,2 * 10^{-9} * \left(\frac{297,15^4}{4}\right) = 8485,73 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

CO₂

$$a = 22,26$$

$$b = 0,0598$$

$$c = -3,5 \cdot 10^{-5}$$

$$d = 7,5 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{entrada}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO}_2 \text{ entrada}} &= \int c_{p\text{CO}_2}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$h_{\text{CO}_2 \text{ entrada}} = 22,26 \cdot 297,15 + 0,0598 \cdot \left(\frac{297,15^2}{2}\right) - 3,5 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{297,15^3}{3}\right) + 7,5 \cdot 10^{-9} \cdot \left(\frac{297,15^4}{4}\right) = 8963,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

CH₄

$$a = 19,89$$

$$b = 0,0502$$

$$c = 1,3 \cdot 10^{-5}$$

$$d = -1,1 \cdot 10^{-8}$$

$$T_{\text{entrada}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$h_{\text{CH}_4 \text{ entrada}} = \int c_{p\text{CH}_4}(T) \cdot dT = \int (a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3) \cdot dT = a \cdot T + b \cdot \left(\frac{T^2}{2}\right) + c \cdot \left(\frac{T^3}{3}\right) + d \cdot \left(\frac{T^4}{4}\right)$$

$$h_{\text{CH}_4 \text{ entrada}} = 19,89 \cdot 297,15 + 0,0502 \cdot \left(\frac{297,15^2}{2}\right) + 1,3 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{297,15^3}{3}\right) - 1,1 \cdot 10^{-8} \cdot \left(\frac{297,15^4}{4}\right) = 8218,85 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

N₂

$$a = 28,9$$

$$b = -0,0016$$

$$c = 8,1 \cdot 10^{-6}$$

$$d = -2,9 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{entrada}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$h_{\text{N}_2 \text{ entrada}} = \int c_{p\text{N}_2}(T) \cdot dT = \int (a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3) \cdot dT = a \cdot T + b \cdot \left(\frac{T^2}{2}\right) + c \cdot \left(\frac{T^3}{3}\right) + d \cdot \left(\frac{T^4}{4}\right)$$

$$h_{\text{N}_2 \text{ entrada}} = 28,9 \cdot 297,15 - 0,0016 \cdot \left(\frac{297,15^2}{2}\right) + 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{297,15^3}{3}\right) - 2,9 \cdot 10^{-9} \cdot \left(\frac{297,15^4}{4}\right) = 8582,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

H₂

$$a = 29,11$$

$$b = - 0,0019$$

$$c = 4 \cdot 10^{-6}$$

$$d = - 8,7 \cdot 10^{-10}$$

$$T_{\text{entrada}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{H}_2 \text{ entrada}} &= \int c_{p\text{H}_2}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{H}_2 \text{ entrada}} &= 29,11 \cdot 297,15 - 0,0019 * \left(\frac{297,15^2}{2}\right) + 4 \cdot 10^{-6} * \left(\frac{297,15^3}{3}\right) \\ &\quad - 8,7 \cdot 10^{-10} * \left(\frac{297,15^4}{4}\right) = 8599,44 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

SO₂

$$a = 25,78$$

$$b = 0,058$$

$$c = - 3,81 \cdot 10^{-5}$$

$$d = 8,61 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{entrada}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 297,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{SO}_2 \text{ entrada}} &= \int c_{p\text{SO}_2}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{SO}_2 \text{ entrada}} &= 25,78 \cdot 297,15 + 0,058 * \left(\frac{297,15^2}{2}\right) - 3,81 \cdot 10^{-5} * \left(\frac{297,15^3}{3}\right) \\ &\quad + 8,61 \cdot 10^{-9} * \left(\frac{297,15^4}{4}\right) = 9904,73 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

Entalpías a la salida del gasificador:

CO

$$a = 28,16$$

$$b = 0,0017$$

$$c = 5,4 \cdot 10^{-6}$$

$$d = -2,2 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{salida}} = 822 \text{ °C} = 1095,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO salida}} &= \int c_{p\text{CO}}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO salida}} &= 28,16 * 1095,2 + 0,0017 * \left(\frac{1095,2^2}{2}\right) + 5,4 \cdot 10^{-6} * \left(\frac{1095,2^3}{3}\right) \\ &\quad - 2,2 \cdot 10^{-9} * \left(\frac{1095,2^4}{4}\right) = 33431,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

CO₂

$$a = 22,26$$

$$b = 0,0598$$

$$c = -3,5 \cdot 10^{-5}$$

$$d = 7,5 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{salida}} = 822 \text{ °C} = 1095,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO}_2 \text{ salida}} &= \int c_{p\text{CO}_2}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CO}_2 \text{ salida}} &= 28,16 * 1095,2 + 0,0017 * \left(\frac{1095,2^2}{2}\right) + 5,4 \cdot 10^{-6} * \left(\frac{1095,2^3}{3}\right) \\ &\quad - 2,2 \cdot 10^{-9} * \left(\frac{1095,2^4}{4}\right) = 33431,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

CH₄

$$a = 19,89$$

$$b = 0,0502$$

$$c = 1,3 \cdot 10^{-5}$$

$$d = -1,1 \cdot 10^{-8}$$

$$T_{\text{salida}} = 822 \text{ °C} = 1095,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CH}_4 \text{ salida}} &= \int c_{p\text{CH}_4}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{CH}_4 \text{ salida}} &= 19,89 * 1095,2 + 0,0502 * \left(\frac{1095,2^2}{2}\right) + 1,3 \cdot 10^{-5} * \left(\frac{1095,2^3}{3}\right) \\ &\quad - 1,1 \cdot 10^{-8} * \left(\frac{1095,2^4}{4}\right) = 53622,28 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

N₂

$$a = 28,9$$

$$b = -0,0016$$

$$c = 8,1 \cdot 10^{-6}$$

$$d = -2,9 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{salida}} = 822 \text{ °C} = 1095,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{N}_2 \text{ salida}} &= \int c_{p\text{N}_2}(T) * dT = \int (a + b * T + c * T^2 + d * T^3) * dT \\ &= a * T + b * \left(\frac{T^2}{2}\right) + c * \left(\frac{T^3}{3}\right) + d * \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{N}_2 \text{ salida}} &= 28,9 * 1095,2 - 0,0016 * \left(\frac{1095,2^2}{2}\right) + 8,1 \cdot 10^{-6} * \left(\frac{1095,2^3}{3}\right) \\ &\quad - 2,9 \cdot 10^{-9} * \left(\frac{1095,2^4}{4}\right) = 33193,85 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

H₂

$$a = 29,11$$

$$b = -0,0019$$

$$c = 4 \cdot 10^{-6}$$

$$d = - 8,7 \cdot 10^{-10}$$

$$T_{\text{salida}} = 822 \text{ °C} = 1095,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{H}_2 \text{ salida}} &= \int cp_{\text{H}_2}(T) \cdot dT = \int (a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3) \cdot dT \\ &= a \cdot T + b \cdot \left(\frac{T^2}{2}\right) + c \cdot \left(\frac{T^3}{3}\right) + d \cdot \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{N}_2 \text{ salida}} &= 29,11 \cdot 1095,2 - 0,0019 \cdot \left(\frac{1095,2^2}{2}\right) + 4 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{1095,2^3}{3}\right) \\ &\quad - 8,7 \cdot 10^{-10} \cdot \left(\frac{1095,2^4}{4}\right) = 32178,86 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

SO₂

$$a = 25,78$$

$$b = 0,058$$

$$c = - 3,81 \cdot 10^{-5}$$

$$d = 8,61 \cdot 10^{-9}$$

$$T_{\text{salida}} = 822 \text{ °C} = 1095,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{SO}_2 \text{ salida}} &= \int cp_{\text{SO}_2}(T) \cdot dT = \int (a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3) \cdot dT \\ &= a \cdot T + b \cdot \left(\frac{T^2}{2}\right) + c \cdot \left(\frac{T^3}{3}\right) + d \cdot \left(\frac{T^4}{4}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{SO}_2 \text{ salida}} &= 25,78 \cdot 1095,2 + 0,058 \cdot \left(\frac{1095,2^2}{2}\right) - 3,81 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{1095,2^3}{3}\right) \\ &\quad + 8,61 \cdot 10^{-9} \cdot \left(\frac{1095,2^4}{4}\right) = 49429,38 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

Entalpías de cada uno de los compuestos químicos presentes en el syngas

CO

$$h_{\text{CO}} = (h_{\text{CO salida}} - h_{\text{CO entrada}}) \cdot \left[\frac{X_{\text{CO base seca}}}{M_{\text{mCO}}} \right] \quad (\text{EC. 16})$$

$$\left(33431,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 8485,73 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}\right) * \left(\frac{0,1273 \text{ kg}}{28 \text{ kmol}}\right) = 113,41 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

CO₂

$$h_{\text{CO}_2} = (h_{\text{CO}_2 \text{ salida}} - h_{\text{CO}_2 \text{ entrada}}) \cdot \left[\frac{X_{\text{CO}_2 \text{ base seca}}}{M_{\text{mCO}_2}}\right] \quad (\text{EC. 17})$$

$$\left(47611,96 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 8963,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}\right) * \left(\frac{0,1404 \text{ kg}}{44 \text{ kmol}}\right) = 123,32 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

CH₄

$$h_{\text{CH}_4} = (h_{\text{CH}_4 \text{ salida}} - h_{\text{CH}_4 \text{ entrada}}) \cdot \left[\frac{X_{\text{CH}_4 \text{ base seca}}}{M_{\text{mCH}_4}}\right] \quad (\text{EC. 18})$$

$$\left(53622,28 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 8218,85 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}\right) * \left(\frac{0,0333 \text{ kg}}{16 \text{ kmol}}\right) = 94,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

N₂

$$h_{\text{N}_2} = (h_{\text{N}_2 \text{ salida}} - h_{\text{N}_2 \text{ entrada}}) \cdot \left[\frac{X_{\text{N}_2 \text{ base seca}}}{M_{\text{mN}_2}}\right] \quad (\text{EC. 19})$$

$$\left(33193,85 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 8582,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}\right) * \left(\frac{0,6066 \text{ kg}}{28 \text{ kmol}}\right) = 533,194 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

H₂

$$h_{\text{H}_2} = (h_{\text{H}_2 \text{ salida}} - h_{\text{H}_2 \text{ entrada}}) \cdot \left[\frac{X_{\text{H}_2 \text{ base seca}}}{M_{\text{mH}_2}}\right] \quad (\text{EC. 20})$$

$$\left(32178,86 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 8599,44 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}\right) * \left(\frac{0,0708 \text{ kg}}{2 \text{ kmol}}\right) = 834,71 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

SO₂

$$h_{\text{SO}_2} = (h_{\text{SO}_2 \text{ salida}} - h_{\text{SO}_2 \text{ entrada}}) \cdot \left[\frac{X_{\text{SO}_2 \text{ base seca}}}{M_{\text{msO}_2}}\right] \quad (\text{EC. 21})$$

$$\left(49429,38 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} - 9904,73 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}\right) * \left(\frac{0,0216 \text{ kg}}{64 \text{ kmol}}\right) = 13,33 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Según los cálculos anteriores se han obtenido las entalpías de cada uno de los compuestos químicos, siendo los valores añadidos en la tabla 9 con la finalidad de hallar la entalpia del gas de síntesis (syngas).

Compuesto	Calor específico de cada componente $cp=a+b*T+c*T^2+d*T^3$				Tentrada		Tsalida		h1 entrada(kJ/kmol)	h1 salida(kJ/kmol)	h gas (kJ/kg)	Σh gas (kJ/kg)
	a	b	c	d	°C	K	°C	K				
CO	28,16	0,0017	5,40E-06	-2,20E-09	25	297,15	822	1095,2	8485,73	33431,97	113,41	1494,7
CO2	22,26	0,0598	-3,50E-05	7,50E-09					8963,18	47611,96	123,32	
CH4	19,89	0,0502	1,30E-05	-1,10E-08					8218,85	53622,28	94,49	
N2	28,9	-0,0016	8,10E-06	-2,90E-09					8582,18	33193,85	533,19	
H2	29,11	-0,0019	4,00E-06	-8,70E-10					8599,44	32178,86	834,71	
SO2	25,78	0,058	-3,81E-05	8,61E-09					9904,73	49429,38	13,33	

Tabla 9. Cálculo de la entalpia del syngas.

d. Determinación de la potencia térmica del gas seco

Se determina la potencia térmica disponible en el gas seco equivalente siendo el producto del caudal másico del gas seco por la suma de las entalpías de todos los compuestos químicos que conforman el syngas:

$$P_{\text{gas seco}} = Q_{\text{m seco}} * \Sigma h_{i, \text{GAS}} \quad (\text{EC. 22})$$

Siendo estas variables:

$P_{\text{gas seco}}$: potencia del gas seco (MW)

$\Sigma h_{i, \text{GAS}}$: entalpia del gas de síntesis (kJ/kg)

$Q_{\text{m seco}}$: caudal másico del gas seco (kg/s)

$$P_{\text{gas seco}} = 1,87 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 1494,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 2798 \text{ kW} = 2,79 \text{ MW}$$

e. Se halla la potencia total del gas de síntesis seco

En definitiva, el balance de potencias aportado por el gas de síntesis es el que se muestra a continuación:

$$P_{\text{total}} = P_{\text{gas seco}} + P_{\text{térmica}} = 2,79 \text{ MW} + 4,80 \text{ MW} = 7,6 \text{ MW} \quad (\text{EC. 23})$$

Nota: Al no disponer de un gas húmedo en el interior del gasificador, no habrá alquitranes que se generen durante el proceso de gasificación ya que no aparece ningún valor de H₂O.

6.4. Cálculo del caudal másico de cenizas volantes

Se determina el caudal másico de cenizas volantes que se dispone a la salida del gasificador siendo útil en la etapa de lavado del gas.

Una vez obtenida la entalpia de las cenizas se determina el ratio de las cenizas

$$\text{Ratio}_{\text{cenizas}} = 0,5 \frac{\text{kg cenizas}}{100 \text{ kg CSR}} = 0,005 \frac{\text{kg cenizas}}{\text{kg CSR}}$$

- Caudal másico total de las cenizas disponibles

$$Q_{m_{\text{cenizas}}} = \text{Ratio}_{\text{cenizas}} \cdot Q_{\text{CSR}} \quad (\text{EC. 24})$$

$$Q_{m_{\text{cenizas}}} = 0,005 \frac{\text{kg cenizas}}{\text{kg CSR}} \cdot 2,314 \frac{\text{kg CSR}}{\text{s}} = 1,15 \frac{\text{kg cenizas}}{\text{s}}$$

Las cenizas volantes son aquellas que son arrastradas por el syngas fuera del gasificador, siendo retiradas del proceso en etapas posteriores. Se estima que las cenizas volantes representan aproximadamente un 10% del total de cenizas formadas en la gasificación, por tanto:

- Caudal másico de cenizas volantes disponible

$$Q_{m_{\text{volantes}}} = 0,1 \cdot Q_{m_{\text{cenizas}}} \quad (\text{EC. 25})$$

$$Q_{m_{\text{volantes}}} = 0,1 \cdot 1,15 \frac{\text{kg cenizas}}{\text{s}} = 0,115 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

6.5. Rendimiento del proceso de gasificación.

Es el resultado del cociente entre la energía almacenada aportada por el gas y la energía almacenada que aporta el combustible al proceso.

Se procede a calcular el rendimiento del proceso de gasificación:

$$\eta_G = \frac{E_{gas}}{E_{combustible}} \quad (\text{EC. 26})$$

- Energía que aporta el gas de síntesis al proceso de gasificación

$$E_{gas} = V_{gas} \cdot PCI_{gas} \quad (\text{EC. 27})$$

Siendo estas variables:

E_{gas} : energía del gas de síntesis (kJ / kg)

V_{gas} : volumen del gas (Nm³/kg CSR)

$PCI_{gas \text{ de síntesis}}$: poder calorífico del gas de síntesis (MJ/Nm³)

$$E_{gas} = 2,77 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg CSR}} \cdot 3346,67 \frac{\text{kJ}}{\text{Nm}^3} = 9267,40 \frac{\text{kJ}}{\text{kg CSR}}$$

- Energía que aporta el combustible representada por su poder calorífico inferior

$$E_{combustible} = PCI_{CSR}$$

$$E_{combustible} = 16,5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} = 16500 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- Rendimiento de la gasificación

$$\eta_G = \frac{9864,87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{16500 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} * 100 = 56,17 \%$$

7. Diseño del sistema de limpieza del gas de síntesis

7.1 Separador ciclónico o ciclón

El ciclón se encarga de retirar partículas del gas de síntesis sin ser necesario un filtro de aire. Además, se encarga de separar las partículas que son arrastradas por el syngas por medio de un efecto de la rotación y la gravedad.

El flujo de gas entra de forma tangencial al cuerpo cilíndrico a gran velocidad fluyendo de forma helicoidal hacia la parte inferior del ciclo. Durante ese proceso las partículas por gravedad se dirigen hacia las paredes ya que poseen demasiada inercia como para continuar la fuerte curva ascendente que se está llevando a cabo en la parte inferior del ciclón. Entonces es cuando las partículas chocan y pierden su energía lo que provoca que caigan hacia el colector o tolva situado en la parte inferior del cuerpo.

La geometría del ciclón, junto con su flujo volumétrico, define la eficiencia del ciclón, es decir el porcentaje de partículas eliminadas (figuras 13 y 14). La eficiencia determina el tamaño de partícula que el ciclón es capaz de eliminar del flujo de gas. Si se desean eliminar partículas de 2,5 μm el rendimiento dado por el ciclón (eficiencia) será del 70% de rendimiento.

La eficiencia del ciclón disminuye bruscamente para tamaños de partículas menores a 2,5 μm por ello se sitúan en las etapas iniciales del acondicionamiento y limpieza del gas de síntesis.

Se ha elegido el ciclón comercial de la casa BUHLER GROUP:

Separador ciclónico MGXE/MGXG.

Los separadores ciclónicos MGXE y MGXG se utilizan bajo las condiciones industriales más duras para la separación de partículas de polvo del gas portador presentando las siguientes características:

- Mínimo coste de instalación gracias a un montaje rápido y sencillo.
- Los separadores ciclónicos se instalan de forma sencilla y rápida, con lo que las tareas de montaje y los costes de instalación se reducen al mínimo.
- Todas las versiones del separador ciclónico MGXE tienen la misma altura y, por lo tanto, se integran a la perfección en los sistemas neumáticos ya existentes.
- Los separadores ciclónicos MGXG presentan dimensiones modulares optimizadas para su transporte e instalación.
- Alto grado de separación y excelente higiene gracias a un diseño óptimo.
- Los separadores ciclónicos tienen una forma aerodinámica. Una mínima resistencia, un escaso depósito de producto y un vaciado óptimo garantizan un alto grado de separación y una excelente higiene.
- Las pérdidas mínimas de presión gracias a su diseño optimizado garantizan un bajo coste energético.
- Los separadores ciclónicos también se encuentran en acero inoxidable

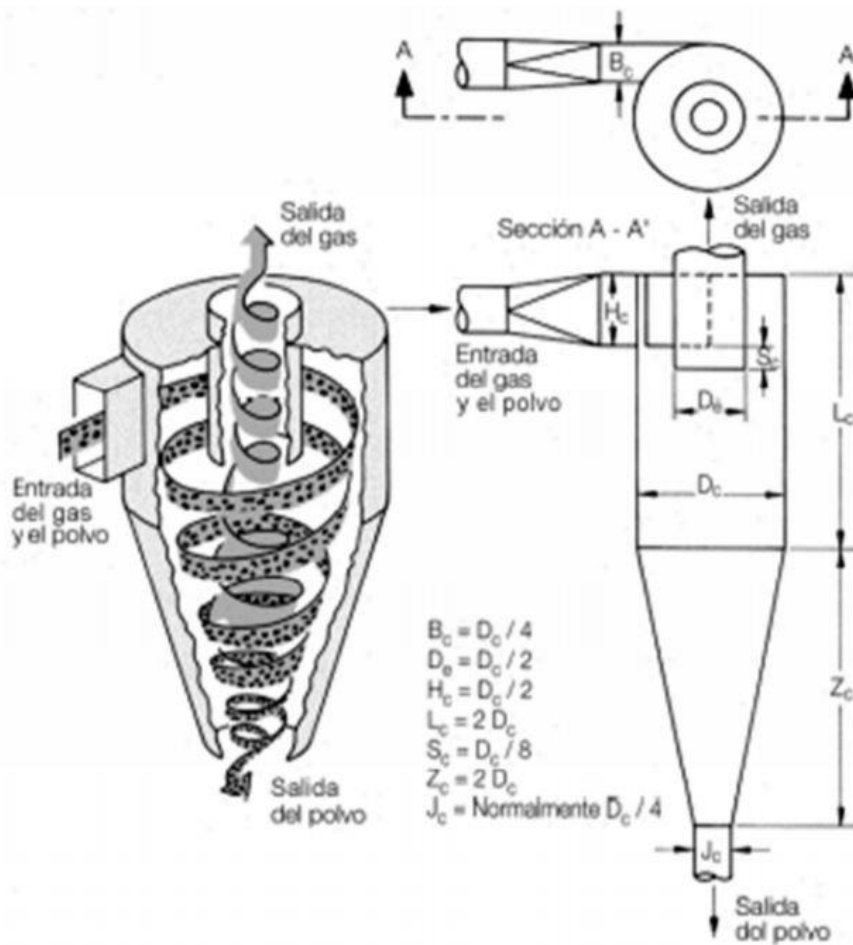


Figura 13. Ciclón separador de partículas (BUHLER GROUP).

Tamaño de partículas (μm)	Eficiencia (%)
15	95
10	92
6	90
2,5	70
1,25	60
1	50
0,625	20

Figura 14. Eficiencia del ciclón (BUHLER GROUP).

- Caudal másico de cenizas volantes eliminadas por el ciclón

$$Q_{m_{\text{cenizas eliminadas}}} = Q_{m_{\text{volantes}}} \cdot \eta_{\text{ciclón}} \quad (\text{EC. 28})$$

Siendo estas variables:

$Q_{m_{\text{cenizas eliminadas}}}$: caudal másico de cenizas volantes eliminadas por el ciclón (kg cenizas / s).

$Q_{m_{\text{volantes}}}$: caudal másico de cenizas volantes (kg / s)

$\eta_{\text{ciclón}}$: rendimiento del ciclón

$$Q_{m_{\text{cenizas eliminadas}}} = 0,115 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 0,7 = 0,081 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Según Sánchez (2017) el tamaño de las partículas de las cenizas volantes es de 2,5 μm .

7.2 Limpieza del gas mediante lavador Scrubber

El principio de funcionamiento del lavador Scrubber se basa en la recirculación de una disolución a través de una torre por la que circula en contracorriente el gas a limpiar y mediante absorción o reacción se retiran los elementos no deseados que arrastra el gas.

El gas es introducido por la parte inferior y mientras asciende las partículas son absorbidas por el líquido pulverizado y caen por gravedad acumulándose por decantación en un tanque.

El tipo de lavador de gases elegido es el modelo LV-SC de la casa GEA Group.

Es el equipo de alta eficiencia empleado para eliminar de partículas, gases o partículas y gases simultáneamente por medio de contacto directo entre la corriente del gas contaminado con micro-gotas de un líquido en aspersion. La eliminación de las partículas se lleva a cabo por impacto y difusión, mientras que los gases se eliminan por absorción en el líquido.

El sistema de lavado está compuesto principalmente por una columna Venturi, un colector centrífugo y un sistema de recirculación y tratamiento de líquido de lavado (figura 16).

Los lavadores tipo venturi son particularmente adecuados para retener material húmedo o pegajoso, así como eliminar gases contaminantes como SO_x, eliminación de materiales contaminantes inflamables o altamente corrosivos.

Se emplean en la depuración de gases de combustión procedentes de la quema de carbón, crudos pesados y residuos, así como en procesos en los cuales se tratan o reciclan suspensiones de alto contenido de sólidos.

Como ejemplos, se tienen el procesamiento de minerales, tostado de alimentos, fundiciones, industria química, gasificación de residuos, desulfuración, generación de energía térmica etc.

Características principales del sistema:

- Venturi de abertura fija.
- Diseño simple y compacto.
- Alto grado de separación para partículas de polvo.
- Insensible a las obturaciones.
- Bajo coste mantenimiento.
- Permite el tratamiento de caudales variables de aire.

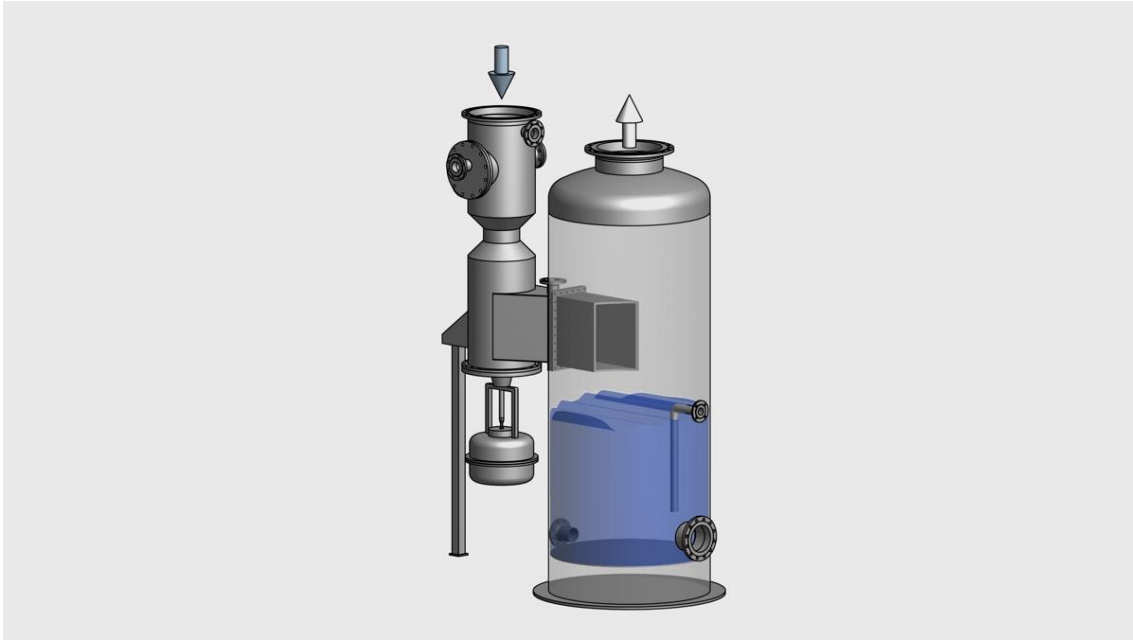


Figura 15. Lavador de Venturi serie LV-SC (GEA Group)

A continuación, se presenta la ficha técnica de este lavador (figura 17) que explica las condiciones de operación durante el periodo de funcionamiento.

Las características del lavador venturi elegido se muestran en la tabla 10. El lavador venturi reduce la concentración de SO_x hasta 50 mg/Nm^3 . El caudal de entrada (Q_{in}) del lavador es mayor que el caudal del syngas obtenido ($1,43 \text{ Nm}^3/\text{s}$)

SO_x	50 mg/Nm^3
Q_{in}	$2 \text{ Nm}^3/\text{s}$
T_{in}	$850 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabla 10. Características técnicas del lavador venturi. (GEA Group)

8. Selección del motor de combustión interna alternativo

8.1. Elección del modelo de motor

Se selecciona el tipo de motor más adecuado a las características del syngas calculado en el apartado 6.3.

Según Sánchez (2017) la potencia del motor es el resultado de la potencia térmica del gas de síntesis obtenida en el apartado 6.4 que se expresa a continuación:

$$P_{\text{motor}} = P_{\text{térmica del gas de síntesis}}$$

Teniendo el valor de la potencia térmica del gas de síntesis calculado en el apartado 6.4 ya se conoce el valor de la potencia del motor necesario para la combustión del syngas, que es:

$$P_{\text{motor}} = 4,80 \text{ MW}$$

A partir de la figura 19 se presenta que el rendimiento eléctrico del motor es de 44,6%. Se comprobará, según la potencia del motor requerida por el proceso de gasificación y la eficiencia eléctrica del motor TCG, si cumplen con la potencia eléctrica de la figura 19:

$$P_{\text{eléctrica teórica}} = P_{\text{motor}} * \eta_e \quad (\text{EC. 29})$$

$$P_{\text{eléctrica teórica}} = 4,80 \text{ MW} \cdot 0,446 = 2,14 \text{ MW}_e = 2140 \text{ kW}_e$$

Según el resultado de la potencia eléctrica calculada mediante la ecuación 29, se comprueba teniendo en cuenta la figura 17 que se cumple lo siguiente:

$$P_{\text{eléctrica teórica}} < P_{\text{eléctrica experimental}} = 2140 \text{ kW}_e < 4500 \text{ kW}_e$$



Figura 16. Motor TCG 2032 V16 50Hz (MWM)

El tipo de motor seleccionado es el TGC 2032 V16 50Hz de la marca MWM (figura 18 y 19).

Tipo de motor		TCG 2032 V16		TCG 2032B V16	
		50 Hz	60 Hz **	50 Hz	60 Hz **
Salida eléctrica	kW	4300	4000	4500	4000
Presión efectiva media	bar	19.4	20.2	20.3	20.4
Salida térmica ± 8%	kW	4164	3866	4259	3891
Eficiencia eléctrica	%	44.1	43.8	44.6	44.3

Figura 17. Características técnicas motor TCG 2032 V16 50 Hz (MWM).

En el motor se admite un syngas con una concentración de SO_x entre 50 – 100 mg/Nm³.

9. Energía eléctrica suministrada y rendimiento global

Para finalizar, en este apartado se va a calcular la energía eléctrica suministrada en el proceso de gasificación. Para ello, en primer lugar, es necesario calcular el autoconsumo eléctrico, energía eléctrica anual vertida a la red y el rendimiento global de la planta.

El autoconsumo eléctrico se define como el gasto de energía que requiere la maquinaria con la finalidad de llevar a cabo el proceso de gasificación. Este se estima entre un 10 y un 20% de la potencia eléctrica total generada, según el IDAE (Instituto de la Diversificación y Ahorro Energético), siendo 10% el valor más típico). Por tanto:

$$P_{\text{autoconsumo}} = 0,1 \cdot P_{\text{eléctrica}} \quad (\text{EC. 30})$$

Siendo esta variable:

$P_{\text{autoconsumo}}$: potencia autoconsumo eléctrico (kW_e)

$P_{\text{eléctrica}}$: potencia eléctrica generada por el motor (kW_e)

$$P_{\text{autoconsumo}} = 0,1 \cdot 2,14 \text{ MW}_e = 0,214 \text{ MW}_e = 214 \text{ kW}_e$$

La energía eléctrica suministrada a las compañías de distribución se calcula a partir del número de horas de funcionamiento de la planta al año, que se estimará en 8760 h/año (365 días/año). La energía eléctrica suministrada se calcula a partir de la potencia eléctrica generada menos la potencia de autoconsumo eléctrico. Por tanto:

$$E_{\text{E.suministrada}} = P_{\text{eléctrica}} \cdot n_{\text{horas}} - P_{\text{autoconsumo}} \cdot n_{\text{horas}} \quad (\text{EC. 31})$$

Siendo esta variable:

$E_{\text{E.suministrada}}$: energía eléctrica suministrada a la red ($\text{kWh}_e / \text{año}$)

$P_{\text{autoconsumo}}$: potencia autoconsumo eléctrico (kW_e)

$P_{\text{eléctrica}}$: potencia eléctrica generada por el motor (kW_e)

$$E. E_{\text{suministrada}} = 2,14 \text{ MW}_e \cdot 8760 \frac{\text{h}}{\text{año}} - 0,214 \text{ MW}_e \cdot 8760 \frac{\text{h}}{\text{año}} = 16871,76 \frac{\text{MWh}_e}{\text{año}}$$

Finalmente, el rendimiento global de la planta en ver que eficiencia dispone el proceso de gasificación mediante las medidas adoptadas para obtener una cantidad de energía a partir del combustible sólido recuperado que hay dentro del gasificador.

$$\eta_{\text{Global}} = \frac{E. E_{\text{suministrada}}}{E_{\text{CSR}}} \quad (\text{EC. 32})$$

$$E_{\text{CSR}} = 73000 \frac{\text{t}}{\text{año}} * 1000 \frac{\text{kg}}{\text{t}} * 16,5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} = 1,2 * 10^9 \frac{\text{MJ}}{\text{año}} = 1,2 * 10^{15} \frac{\text{J}}{\text{año}}$$

$$E_{\text{CSR}} = 1,2 * 10^{15} \frac{\text{J}}{\text{año}} * 0,00027 \frac{\text{Wh}}{\text{J}} = 3,25 * 10^{11} \text{ Wh} = 325215 \frac{\text{MWh}}{\text{año}}$$

$$\eta_{\text{Global}} = \frac{16871,76 \frac{\text{MWh}_e}{\text{año}}}{325215 \frac{\text{MWh}}{\text{año}}} * 100 = 5,18 \%$$

10. Análisis de viabilidad económica

En este capítulo se realizará el estudio económico del proceso de gasificación. La capacidad diaria de generación del syngas, es de $123,55 \cdot 10^3 \text{ Nm}^3/\text{día}$, para un consumo de pellet de CSR de 200 t/día.

A la planta de producción llega el CSR procesado en forma de pellet, donde se almacena en una tolva de 14.000 litros para luego ser procesado y obtener el syngas.

Para realizar el análisis económico de la planta de gasificación se ha aplicado la metodología de análisis de costes y beneficios. Se han utilizado los siguientes indicadores de inversión: Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y Periodo de Retorno (Pay Back). Estos indicadores serán usados para determinar el presupuesto de inversión y de explotación.

10.1. Presupuesto de inversión

En el apartado de presupuesto de inversión se tiene en consideración las adquisiciones realizadas de las maquinarias útiles para el proceso de gasificación del combustible sólido recuperado. Estas son:

<i>Equipos</i>	<i>Precio €</i>
Motor	200.000
Gasificador de Lecho Fluidizado Circulante	80.000
Sistema Alimentación	20.000
Tolva	7.500
Ciclón	20.000
Sistema de lavado Gas	25.000
Ingeniería (Proyecto)	8.000

Figura 18. Gastos maquinarias (Elaboración propia).

Los precios añadidos en la tabla anterior se han obtenido de otras bibliografías y catálogos oficiales de maquinarias.

La inversión sobre la adquisición del suelo, la construcción de la planta, no se tienen en cuenta para el cálculo ya que la planta de gasificación se ubica dentro de la planta de tratamiento.

Por lo tanto, en los cálculos de viabilidad económica no se añade la nave industrial o la adquisición del suelo, autorizaciones, etc., sino que, nos encargamos de invertir e implementar el proceso adecuado para aprovechar lo mejor posible la energía almacenada en los combustibles sólidos recuperados.

10.2. Presupuesto de explotación

En el apartado de presupuesto de explotación se tiene en consideración el coste del personal que trabaja dentro de la planta y el coste necesario para el mantenimiento de las maquinarias utilizadas en el proceso.

<i>Coste fijo</i>	<i>Total (€)</i>
Personal de limpieza	72.000
Personal Planta	252.000
Jefe de Planta	50.000
Administrativo	22.000
<i>Coste Variable</i>	
Combustible sólido recuperado	1.875.000
Costes mantenimiento del motor	6000
Coste mantenimiento Gasificador	12000
Mantenimiento instalaciones	11.000
Seguros	16.000

Figura 19. Costes fijos y variables (Elaboración propia).

Para el cálculo de los costes se ha tenido en consideración:

- Coste del combustible sólido recuperado es de 25 €/t por 73.000 t/año.
- Coste de mantenimiento global de la planta es el 10% de la inversión del material.
- Coste mantenimiento gasificador es el 15% del coste del gasificador.
- Coste de mantenimiento instalaciones es de 5% del coste de las maquinarias.

- Coste del seguro es el 5% tanto del personal como de la maquinaria.

Los costes que se presentan en la tabla anterior se calculan a continuación según bibliografías consultadas.

10.2.1. Personal planta

En este apartado se detallan los sueldos anuales según los números de horas dedicadas al trabajo para cada tipo de empleado.

<i>Tipos de empleados</i>	<i>Cantidad</i>	<i>Turnos</i>	<i>Sueldos año/personas</i>	<i>Total € año</i>
Técnicos	9	3	28.000	252.000
Limpieza	4	2	18.000	72.000
Administrativo	1	1	22.000	22.000
Jefe	1	1	50.000	50.000
				396.000

Figura 20. Costes fijos personal planta gasificadora (Elaboración propia).

10.2.2. Autoconsumo eléctrico

El autoconsumo ya está computado puesto que la energía eléctrica que genera la planta ya se ha restado el 10%.

10.3. Ingresos

La principal fuente de ingresos de la planta es la venta de energía al mercado obteniendo la energía necesaria una vez finalizado el proceso de gasificación para abastecer los usuarios necesitados.

Se propone la adaptación del marco retributivo para la energía eléctrica generada con energías renovables contemplando unos niveles de retribución a la generación eléctrica que permitan la obtención de unas tasas razonables de rentabilidad de la inversión. Para su determinación se tendrán en cuenta los aspectos técnicos y económicos específicos de cada tecnología, la potencia de

las instalaciones, el número de horas anuales de funcionamiento y su fecha de puesta en servicio (IDAE, Resumen del Plan de Energías Renovables 2011-2020).

El precio de mercado se fija en 53,71 €/MWh para el año 2017, 51,02 €/MWh para el año 2018 y 53,09 €/MWh para los años posteriores al 2018 según el RD 413/2014, de 6 de junio, por el que se regula la actividad de producción de energía eléctrica a partir de fuentes de energías renovables, cogeneración y residuos (IDAE, Resumen del Plan de Energías Renovables 2011-2020).

Precio de venta 2017-2019 = Precio de mercado + Retribución a la inversión + Retribución a la operación

Precio de venta 2017-2019 = Precio de mercado + 278.109 €/MW + 39,566 €/MWh

Precio de venta 2017-2033 = Precio de mercado

Ingresos por venta de la energía

$$Ingreso_{venta\ energía} = 2,14\text{ MW} * 53,09 \frac{\text{€}}{\text{MWh}} = 113,61 \frac{\text{€}}{\text{h}} = 995.223 \frac{\text{€}}{\text{año}} \quad (\text{EC. 33})$$

10.4. Estudio de viabilidad económica

En los siguientes puntos se detallarán los principales conceptos de Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Retorno (Pay-Back) siendo estos de gran utilidad a la hora de realizar el estudio económico sobre una inversión.

10.4.1. Valor actual neto

El VAN o Valor Actual Neto, se conoce como la diferencia entre el dinero que entra a la empresa y la cantidad que se invierte en un mismo producto para ver si realmente es un producto (o proyecto) que puede dar beneficios a la empresa.

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.

Para calcular el VAN (Valor Actual Neto) se emplea la siguiente ecuación:

$$VAN = \sum \frac{Q_n}{(1+i)^n} \quad (\text{EC. 34})$$

El VAN del proceso es de: 7.464.444,24 €

10.4.2. Tasa interna de retorno

La Tasa interna de retorno (TIR) es la tasa de interés o rentabilidad que ofrece una inversión. Es decir, es el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá una inversión para las cantidades que no se han retirado del proyecto.

Por lo tanto, la inversión en un proyecto es aceptable cuando la TIR es mayor que el coste de capital que, desde el punto de vista del inversor, corresponde con el retorno de la inversión. La TIR también se puede definir como el rendimiento del proyecto.

TIR > r La inversión producirá una rentabilidad mayor que el coste de oportunidad del capital (r), que es la rentabilidad mínima exigida.

TIR < r: La inversión producirá una rentabilidad menor que el coste de oportunidad del capital (r), que es la rentabilidad mínima exigida.

TIR = 0: La inversión no producirá rentabilidad.

El valor de la TIR es: 36%

10.4.3. Periodo de retorno (Pay Back)

El pay back o "plazo de recuperación" es un criterio estático de valoración de inversiones que permite seleccionar un determinado proyecto sobre la base de cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión inicial mediante los flujos de caja. Resulta muy útil cuando se quiere realizar una inversión de elevada incertidumbre y de esta forma tenemos una idea del tiempo que tendrá que pasar para recuperar el dinero que se ha invertido.

En el cálculo del periodo de retorno a nuestra inversión se tiene en cuenta que se realiza un análisis para 10 años por lo tanto el precio de la electricidad en el mercado energético es invariable con lo cual se considera que hay un periodo de retorno (pay back) constante y esto se calcula empleando la siguiente formula:

$$\text{Pay back} = \frac{\text{Inversión inicial}}{\text{Beneficio promedio}} \quad (\text{EC. 35})$$

El valor del Pay Back es de: 2,7 años, siendo aproximadamente 3 años.

10.4.4. Cálculo de indicadores

En este apartado se presentan los cálculos detallados de los tres indicadores.

En la figura 21 se detallan los cálculos económicos de los indicadores que evalúan el estudio de viabilidad económica

		Año										
		2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029
Potencia instalada	MW	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14
Retribución de la instalación	€	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99
Retribución venta precio mercado	€/MWh	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09	53,09
	€	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38	995246,38
Retribución específica	€	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61
Retribución a la inversión	€/MW	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61	113,61
Retribución a la operación	€	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo de caja	-2676500	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99	995359,99
VAN	7.464.444,24 €											
TIR	36%											
Beneficio Promedio	995359,9886											
Pay-back	2,69											

Figura 21. Estudio de la viabilidad económica sobre la planta de gasificación de los compuestos sólidos recuperados (Elaboración propia).

11. Conclusiones

El proyecto sobre el diseño del proceso de gasificación para los combustibles sólidos recuperados procedentes de una planta de tratamiento mecánico biológico, se sitúa en la provincia Castellón y emplea el CSR como combustible para la producción de energía eléctrica. La planta, cuya actividad utiliza un recurso propio de la zona, genera actividad económica y empleo en los sectores más tradicionales.

Se han estudiado las diferentes alternativas de gasificación y en función de las propiedades del CSR, su caudal de entrada y del agente gasificante se ha llegado a la conclusión de que la más adecuada desde un punto de vista del rendimiento energético es el lecho fluidizado circulante.

A partir de las condiciones del funcionamiento del motor respecto al syngas de combustión, se ha elegido el sistema de limpieza (ciclón y scrubber) más adecuado.

El rendimiento del proceso de gasificación del combustible sólido recuperado es elevado, siendo un 56,17%. El rendimiento global de la instalación presenta un valor más bajo (5,18%), debido a que se ha considerado el rendimiento del motor elegido y el autoconsumo eléctrico de la planta.

Desde el punto de vista económico se destacan los tres principales indicadores VAN, TIR y Pay Back. Para una inversión inicial de 2.676.500 € se obtiene un periodo de retorno de 3 años, un VAN de 7.464.444,24 €, un TIR de 36%, por lo tanto el proyecto es viable.

Finalmente, este proyecto me ha facilitado acceder a un nuevo campo de la ingeniería y de las energías renovables. Durante la redacción del proyecto he adquirido más conocimientos, información y técnicas en el sector de las plantas gasificadoras, siendo de gran utilidad para futuros proyectos y empleos relacionados con el sector de la ingeniería.

12. Bibliografía

Arlington, VA. (2016). Gasification & Syngas Technologies Council. 22201 EE.UU.

Boerrigter, H.; Rauch, R. (2005). Syngas production and utilization. s.l.: Biomass Gasification Handbook. Biomass Technology Group (BTG), Enschede.

Brandini, A. (1983). Experiencias con gasificadores en el Brasil. Manual del curso de gasificación de la madera en Centro América y el Caribe. Costa Rica : Olade.

Bull, D. Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants. University of Canterbury, 2008.

Calvo, M. (2000). Residuos: problemática, descripción, manejo, aprovechamiento y destrucción Madrid: Mundi-Prensa.

Casco, M.J.; Herrero, M.R. (2008). "Compostaje". Mundi Prensa, España.

Celia Martínez, de L. (2016). Estudio tecno-económico de una planta de gasificación de residuos sólidos urbanos para aplicaciones de caldera y motor. Dep. Ingeniería Química y Ambiental Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla. Proyecto Fin de Grado Grado en Ingeniería de las Tecnologías Industriales. Tutor: Alberto Gómez Barea.

Ciferno, J.P.; Marano, J.J. (2002). Benchmarking biomass gasification technologies for fuels, chemicals and hydrogen production. US Department of Energy, National Energy Technology Laboratory.

Díaz, V.I. (2004). "Manual de diseño y construcción de vertederos de residuos sólidos urbanos". Universidad Politécnica de Madrid.

España, IDAE. Gobierno de. Biomasa. Gasificación.
http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_gasificacion_07_d2adcf3b.pdf.

Gallardo, A, I.; Edo-Alcón, N.; Albarrán, F. (2017). El combustible sólido recuperado: Producción y marco regulador. Revista Técnica de Medio Ambiente.

Gallardo, A, I.; Edo-Alcón, N.; Sánchez, I.L. (2014). Análisis de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación. Congreso Nacional del Medio Ambiente.

Jaén, L.R.; Ruiz, O.L. (2008). Análisis Termodinámico de un gasificador ANKUR modelo WBG-10 Trabajando con diferentes biomásas. Revista Tecnología Química. vol. XXVIII, No. 2.

Knoef, H.A.M. (2005). Handbook Biomass Gasification, biomass technology group, The Netherlands. pp 1-400.

MAPAMA, 2016. Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medio Ambiente, Anuario de Estadística 2015. Madrid.

Miyatake F.; Iwabuchi K. (2006). "Effect of compost temperature on oxygen uptake rate, specific growth rate and enzymatic activity of microorganisms in dairy cattle manure". *Biores. Technol.*,97.

Mustin, M. 1987. "Le compost. Gestion de la matière organique". Editions François Dubusc. Paris.

Pedro, G.; Rafael, G.; Ana, L.; Jesús, A. (1990). Desarrollo de Gasificación de lecho móvil en corrientes descendentes para residuos lignocelulósicos, Dpto. de Ingeniería química y T.M.A. Facultad de Ciencias. Universidad de Zaragoza. Mayo.

Poincelot, R.P. (1975). "The biochemistry and methodology of composting". The Connecticut Agricultural Experimental Station. Bull 754.

Ruiz, J.A., Juárez, M.C., Morales, M.P., y Muñoz, P. (2013). Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers, renewable and sustainable energy reviews.

Rynk, R. y Richard, T. (2004). "Sistemas de producción comercial de compost". Utilización de compost en sistemas de cultivo agrícola. Mundi-Prensa. Madrid.

Sánchez, A.L. (2017). Diseño de una planta de gasificación con cogeneración para el aprovechamiento energético de la cascarilla de arroz en un proceso industrial. Escuela Técnica Superior de Ingeniería y Diseño Industrial Universidad Politécnica de Madrid. Trabajo Final de Grado. Tutor: Teodoro Adrada Guerra.

Sánchez, Y.A. (2013). Combustibles sólidos recuperados y combustibles derivados de residuos. Trabajo final de master (escuela técnica superior de ingeniería de sevilla). Tutor: Pedro Ollero de Castro.

Santamaría, A, P. (2016). Análisis comparativo y evaluación de motores alternativos y turbinas de gas empleados en sistemas de cogeneración. Universidad Autónoma Metropolitana- Unidad Iztapalapa División de Ciencias Básicas e Ingeniería. Proyecto terminal I y II Plantas Térmicas e Impacto Ambiental. Tutor: Dr. Hernando Romero Paredes R.

Tchobanoglous, G.; Theisen, H.; Vigil, S. (1996). Gestión integral de residuos sólidos .-Madrid: Mc Graw-Hill.

Umberto A. (2015). A techno-economic evaluation of a small-scale fluidized bed gasifier for solid recovered fuel. s.l.: ELSEVIER. Vol. Fuel Processing Technology.

Wells, A.N.; Crooks, M.E. (1987). "Solid Waste Landfill Design Manual". Parametrix, Inc. Washington State Department of Ecology. GTS Section. Olympia. Washington.

Wu, J.J.; Wu, C.C.; Ma, H.W.; Chang, C.C. (2004). "Treatment of landfill leachate by ozone based advanced oxidation process". *Chemosphere* 54.

https://www.ree.es/sites/default/files/11_PUBLICACIONES/Documentos/InformeSistemaElectrico/2019/Avance_ISE_2018.pdf (25.05.2019).

<http://tarifaluzhora.es/precio-kwh-electrico>.

<https://www.europapress.es/epsocial/responsables/noticia-espanoles-recogieron-casi-20-millones-toneladas-residuos-2017-42-mas-ano-anterior-dbk-20180220112405.html>

<https://www.recytrans.com/blog/clasificacion-de-los-residuos/>

https://www.diariorenovables.com/2019/01/generacion-electrica-en-espana-2018_17.html

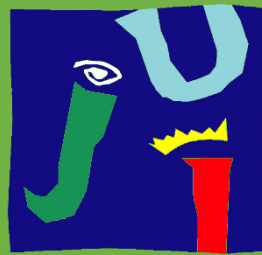
https://www.ree.es/sites/default/files/11_PUBLICACIONES/Documentos/InformeSistemaElectrico/2019/Avance_ISE_2018.pdf

<http://www.acalsl.com/blog/2014/12/costes-de-valorizacion-energetica-de-residuos-solidos-urbanos>

<http://www.cps.unizar.es/~proter/Gasificaci%F3n.htm>

<https://www.solerpalau.com/es-cl/hojas-tecnicas-depuracion-del-aire-filtros-ii/>

https://www.cat.com/zh_CN/products/new/power-systems/electric-power-generation/diesel-generator-sets/1000028938.html



UNIVERSITAT
JAUME·**I**