



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

Producción de biochar a partir de material bioestabilizado

Autor:

Del Amo Mateos, Esther

Tutor:

Lucas Yagüe, Susana

Cotutor:

Coca Sanz, Mónica

Dpto. Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente

Valladolid, julio 2018.



RESUMEN

En este trabajo se presenta un estudio de la producción de biochar a partir de material bioestabilizado. Aborda la generación, gestión y legislación de los residuos sólidos urbanos y las características, aplicaciones y tecnologías de producción del biochar. Se lleva a cabo el dimensionado de la planta que incluye la selección de la materia prima, las etapas del proceso y sus condiciones de operación. La capacidad de tratamiento de la planta es de 5000t/año obteniéndose una corriente de 2387 t/año de biochar. La planta consta de pretratamiento, pirólisis y un sistema de separación y purificación en el que se obtienen los gases no condensables, la fracción acuosa y el bioaceite. El bioaceite y los gases no condensables podrían utilizarse para producir energía.

El estudio económico concluye que el coste total de la planta es de 1.270.000€ con una rentabilidad del 22% recuperándose la inversión en el cuarto año.

Palabras clave: residuos sólidos urbanos, recogida no selectiva, material bioestabilizado, biochar, pirólisis.

ABSTRACT

This paper presents a study of the production of biochar with bio-stabilized material. It addresses the generation, management and legislation of the municipal solid waste and the characteristics, applications and technologies of production of biochar. The sizing of the plant is carried out, which includes the selection of the raw material, the stages of the process and its operating conditions. The treatment capacity of the plant is 5000 t/year, obtaining a current of 2387 t/year of biochar. The plant consists of a pre-treatment, a pyrolysis and a separation and purification system in which the non-condensable gases, the aqueous fraction and the bio-oil are obtained. Bio-oil and non-condensable gases could be used to produce energy.

The economic study concludes that the total cost of the plant is 1.270.000 € with a return of 22%, recovering the investment in the fourth year.

Key words: municipal solid waste, non-selective collection, bio-stabilized material, biochar, pyrolysis.



ÍNDICE

1.	INTRODUCCIÓN	3
1.1.	RESIDUOS MUNICIPALES	3
1.1.1.	Recogida selectiva y no selectiva: Gestión de residuos municipales	3
1.1.2.	Datos de producción de residuos municipales	5
1.2.	TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS ORGÁNICOS.....	7
1.2.1.	Tratamiento termoquímico.....	7
1.2.2.	Tratamiento biológico.....	9
1.3.	MATERIAL BIOESTABILIZADO Y COMPOST.....	10
1.3.1.	Material bioestabilizado	10
1.3.2.	Compost	11
1.4.	NORMATIVA EN MATERIA RESIDUOS.....	12
1.4.1.	Normativa europea	12
1.4.2.	Normativa estatal.....	14
1.4.3.	Normativa regional	16
1.5.	BIOCHAR	17
1.5.1.	Producción de biochar a partir de residuos.....	18
1.5.2.	Caracterización físico – química del biochar.....	19
1.5.3.	Aplicaciones	21
1.6.	TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE BIOCHAR.....	24
1.6.1.	Pirólisis	24
1.6.2.	Tecnologías combinadas	26
1.6.3.	Alimentación de materiales pretratados.....	26
1.6.4.	Instalaciones con tratamiento secundario de los productos.....	26
2.	OBJETIVO	35
3.	SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS.....	37
3.1.	MATERIA PRIMA	37
3.2.	PRETRATAMIENTO.....	39
3.2.1.	Reducción de tamaño	39
3.2.2.	Reducción del contenido en humedad	39
3.3.	TECNOLOGÍA DE PIRÓLISIS	40



3.4.	TIPO DE HORNO DE PIRÓLISIS	41
3.4.1.	Horno rotatorio	41
3.4.2.	Reactor de lecho fijo	42
3.4.3.	Reactor de lecho fluidizado.....	42
3.4.4.	Reactor tubular	43
3.5.	PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA PIRÓLISIS	46
3.6.	SEPARACIÓN Y PURIFICACIÓN.....	47
4.	PROPUESTA DEL PROCESO. DIAGRAMA DE BLOQUES	51
4.1.	PRETRATAMIENTO: SECADO	51
4.2.	PIRÓLISIS.....	51
4.3.	SEPARACIÓN Y PURIFICACIÓN.....	54
4.3.1.	Biochar: enfriamiento	54
4.3.2.	Gases	54
4.4.	DIAGRAMA DE BLOQUES Y DIAGRAMA DE FLUJO	56
5.	DIMENSIONADO BÁSICO DE LA INSTALACIÓN	59
5.1.	SECADO (S - 101)	59
5.2.	REACTORES DE PIRÓLISIS (R – 101 y R – 102)	63
5.3.	TORRE DE DESHUMIDIFICACIÓN (T – 101).....	67
5.4.	ENFRIADOR DE BIOCHAR (E – 101).....	70
5.5.	INTERCAMBIADOR DE CALOR (HE – 101): ENFRIAMIENTO DE GASES... 73	
5.6.	INTERCAMBIADOR DE CALOR (HE - 102): CALENTAMIENTO DE AIRE... 82	
5.7.	CONDENSADOR PARCIAL DE GASES (C – 101).....	87
5.8.	DECANTADOR (D – 101)	94
6.	ESTUDIO ECONÓMICO	97
6.1.	COSTE DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA	97
6.2.	BALANCE ECONÓMICO	98
6.3.	VIABILIDAD ECONÓMICA.....	100
7.	CONCLUSIONES.....	103
	BIBLIOGRAFÍA.....	105

1. INTRODUCCIÓN

En este trabajo se pretende diseñar una instalación para la obtención de biochar a partir de material bioestabilizado. Por ello en este apartado se aborda qué son los residuos municipales y sus modelos de gestión y tratamiento y las diferencias entre el compost y el material bioestabilizado, así como la legislación existente en materia de residuos. Por último, se define el biochar, su obtención a partir de residuos y las tecnologías existentes para producirlo.

1.1. RESIDUOS MUNICIPALES

Los residuos municipales son aquellos que se generan en los núcleos de población debido a la actividad doméstica, la actividad comercial y los servicios. La Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados diferencia los residuos domésticos de los comerciales y en función de esta clasificación la gestión será diferente. Si se trata de residuos domésticos, su gestión depende exclusivamente de las Entidades Locales, mientras que los productores de residuos comerciales están obligados a garantizar la gestión de sus residuos. A pesar de la gran heterogeneidad de los residuos urbanos, se pueden clasificar algunas fracciones: materia orgánica (componente mayoritario en la composición de residuos urbanos), plásticos, vidrio, papel/cartón, textil, acero, aluminio, cartón para bebidas (Brick), materiales celulósicos, textil sanitario y otros componentes (aparatos eléctricos y electrónicos, pilas y baterías, lámparas, muebles, aceites vegetales, medicamentos...).

1.1.1. Recogida selectiva y no selectiva: Gestión de residuos municipales

Un sistema adecuado para la recogida de residuos generados por los ciudadanos es una herramienta de servicio imprescindible. La gestión de los residuos municipales se define como el conjunto de operaciones que se realizan con ellos, desde que se producen hasta la última fase de su tratamiento y consta de tres etapas: depósito y recogida, transporte y tratamiento.

En la primera fase, depósito y recogida, se puede diferenciar en recogida selectiva y no selectiva. Los datos recogidos por el Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medioambiente (MAPAMA) sobre la situación de la recogida selectiva se muestran en la Tabla 1.1 donde se aprecia que el porcentaje de residuos recogidos de manera no selectiva en 2015 en España fue muy superior (84%) al correspondiente a recogida selectiva.

Tabla 1.1 Cantidad de residuos de competencia municipal recogidos en España.

Fuente: MAPAMA (2015)

Modalidad de recogida	Residuo	t/año	%
Residuos mezclados	Mezcla de residuos municipales	17.106.176	84
Residuos recogidos selectivamente	Total	3.146839	16
	Papel y cartón	1.008.959	
	Vidrio	9.129	
	Residuos biodegradables de cocinas y restaurantes	560.619	
	Residuos biodegradables de parques y jardines	229.300	
	Envases mezclados	592.353	
	Envases de vidrio	746.479	
TOTAL		20.253.015	100

En la provincia de Valladolid, según los datos del Centro de Tratamiento de Residuos (CTR), en el año 2016 se recogieron 102.016.810 toneladas de manera selectiva, lo que supone el 54% del total recibido (187.787.730 t).

En España existen seis modelos de separación de residuos municipales en función de las fracciones recogidas de forma separada que se detallan en la Tabla 1.2. Los modelos más habituales son el Tipo 5, el Tipo 1 y el Tipo 4. El tipo de recogida que se lleva a cabo en la provincia de Valladolid es el Tipo 1.

Tabla 1.2 Modelos de separación de residuos de competencia municipal implantados en España. Fuente: PEMAR 2016 - 2022.

Tipo 1 5 fracciones	Tipo 2 Húmedo seco	Tipo 3 Multiproducto	Tipo 4 4 fracciones + poda	Tipo 5 4 fracciones	Tipo 6 3 fracciones
Vidrio	Vidrio	Vidrio	Vidrio	Vidrio	Vidrio
Papel-cartón	Papel-cartón	Papel-cartón + Envases ligeros	Papel-cartón	Papel-cartón	Papel-cartón
Envases ligeros	Resto Envases ligeros		Envases ligeros	Envases ligeros	-
Resto		Resto	Resto (incluye FO)	Resto (incluye FO)	Resto (incluye FO + envases ligeros)
Fracción orgánica	Fracción orgánica	Fracción orgánica	Residuos de jardinería	-	-

FO: Fracción orgánica; Resto: fracción indiferenciada no considerada como recogida separada.

En función del tipo de recogida, el tratamiento que se le da a los residuos es diferente, en la Figura 1.1 se observa un resumen de los tipos de tratamientos que se aplican a los residuos.

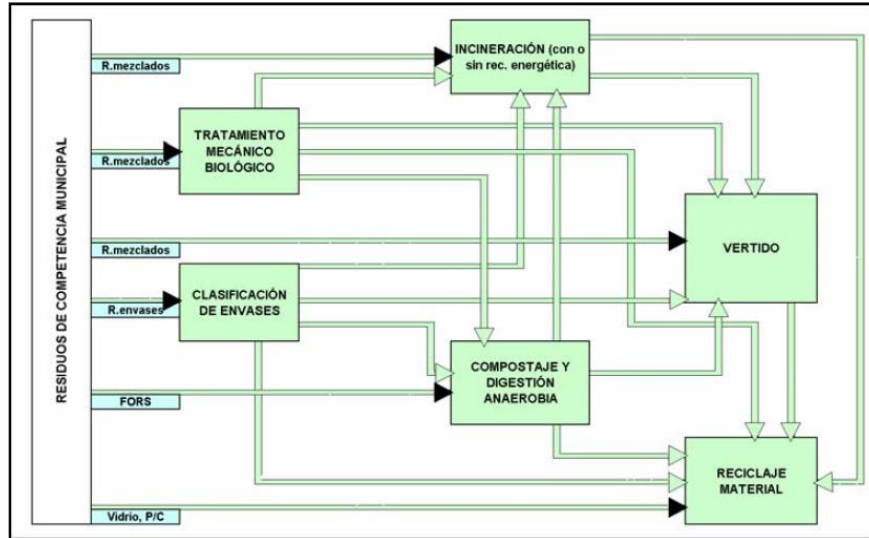


Figura 1.1 Tratamiento de los residuos de competencia municipal generados en España.
Fuente: MAPAMA (n.d.)

En el CTR de Valladolid el tratamiento que sigue la fracción de recogida única es similar al mostrado en la Figura 1.1. Se lleva a la línea de residuos todo uno para separar la fracción orgánica del resto mediante las siguientes etapas:

Tratamiento primario: recuperación manual de voluminosos, vidrios y grandes cartones y rotura automática de bolsas.

Se criban los residuos: la fracción hundida es la materia orgánica y la fracción de rebose se corresponde con el resto.

Materia orgánica: la materia orgánica separada se somete a tratamiento aerobio donde tras una fermentación y posterior maduración se produce compost.

1.1.2. Datos de producción de residuos municipales

La producción y composición de los residuos está influenciada por varios parámetros como el nivel socioeconómico, tamaño de la población, época del año, actividad económica... Estos factores crean diferencias entre países debido al nivel de desarrollo y consumo de estos, pero también, entre comunidades autónomas y ciudades similares dentro de un mismo país.

En la Figura 1.2 se compara la evolución de generación de residuos por habitante y año en España con la media europea. Aunque a finales del siglo XX España estaba muy por encima de la media, a partir del año 2000 la generación de residuos ha disminuido hasta situarse por debajo de la media alcanzando un valor de 443 kg/habitante/año en el año 2016.

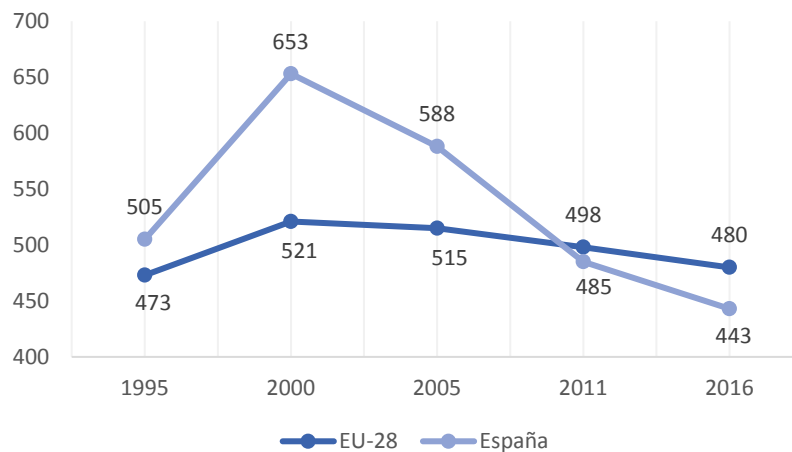


Figura 1.2 Evolución de la generación de residuos municipales en kg/habitante/año.
Adaptado de: Eurostat

Según los datos del MAPAMA, en el año 2015 se generaron 21.157.827 toneladas de residuos de competencia municipal, de los cuales el 18,4% fue reciclado, el 11,6% se sometió a compostaje, el 57,3% fue vertido y el 12,7% incinerado. En la Tabla 1.3 se muestra en detalle la cantidad de residuos tratados a nivel estatal y nacional.

Tabla 1.3 Cantidad de residuos generados y tratados en 2015. Adaptado de: MAPAMA

	Castilla y León		España	
	Toneladas	%	Toneladas	%
Reciclado procedente de recogida separada	140.674	13,11	2.964.605	13,98
Recuperación procedente del TMB de residuos mezclados	33.796	3,15	652.216	3,08
Compostado / Digestión anaerobia de FORS	0	0	490.162	2,31
Compostado / Digestión anaerobia en TMB	209.621	19,53	2.363.511	11,15
Incinerado	0	0	2.694.810	12,71
Vertido de rechazos	686.208	63,93	7.856.243	37,05
Vertido sin tratamiento previo	3.031	0,28	4.180.831	19,72
Total	1.073.331	100	21.202.378	100

TMB: Tratamiento Mecánico-Biológico; FORS: Fracción Orgánica Recogida Selectiva

1.2. TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS ORGÁNICOS

El Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medioambiente define residuo orgánico como “los residuos orgánicos biodegradables de origen vegetal y/o animal, susceptibles de degradarse biológicamente generados en el ámbito domiciliario y comercial (siempre que estos últimos sean similares a los primeros)”. Según su naturaleza se dividen en residuos orgánicos de origen alimentario y de cocina y en residuos vegetales o fracción vegetal (FV). Sin embargo, para ser gestionados, los residuos orgánicos se dividen en fracción orgánica (FO) y poda como se observa en la Figura 1.3.

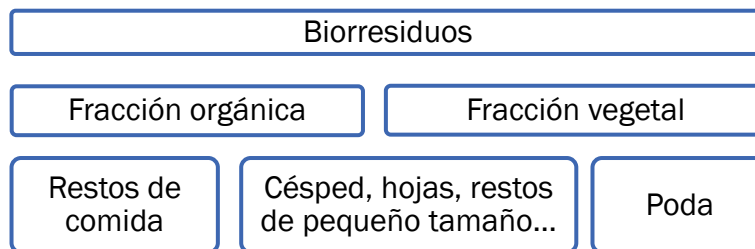


Figura 1.3 Clasificación de los biorresiduos domésticos para ser gestionados.
Adapado de: MAPAMA (n.d.)

Una vez generados los residuos, es necesario tratarlos ya que su deposición en vertederos afecta perjudicialmente al medio ambiente (suelo, paisaje, fauna, vegetación, agua y calidad del aire) debido a que se producen reacciones biológicas que generan emisiones de CO_2 , CH_4 , H_2S y NH_3 , reacciones químicas que producen el lixiviado y debido a la difusión de los gases emitidos a la atmósfera y del lixiviado que puede provocar la contaminación del suelo o aguas subterráneas si este no está bien controlado.

1.2.1. Tratamiento termoquímico

Los tratamientos térmicos consisten en someter a los residuos orgánicos a altas temperaturas para descomponerlos. Como muestra la Figura 1.4, dependiendo de las condiciones del proceso se pueden distinguir tres tipos de tratamientos termoquímicos: incineración, gasificación y pirólisis.

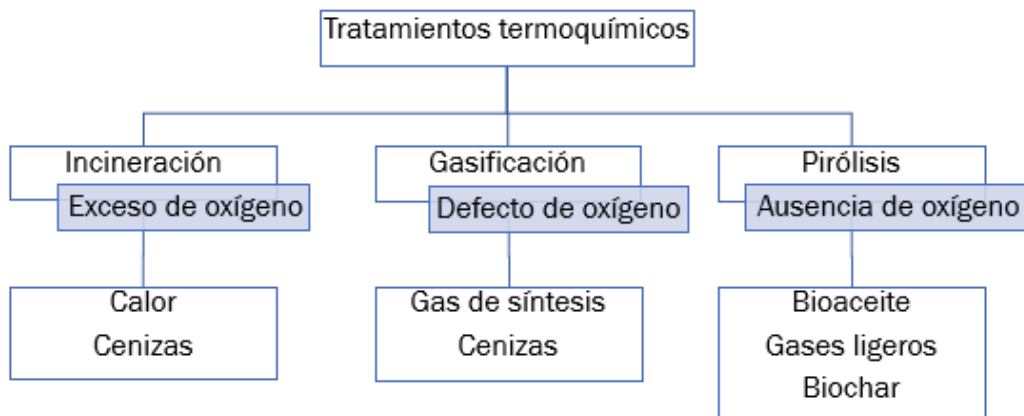


Figura 1.4 Tipos de tratamientos termoquímicos de los residuos orgánicos.

Incineración. La incineración es una técnica de valoración energética en la que se transforman los residuos orgánicos en materiales inertes y gases mediante su combustión. Durante la incineración también se desprende una gran cantidad de calor que se puede aprovechar como fuente de energía. Mediante este proceso se consigue reducir el peso y volumen del residuo empleando exceso de oxígeno (10 - 20% de exceso de aire) para que la oxidación de la materia sea total. En la Tabla 1.4 se recogen las principales ventajas e inconvenientes de la incineración de los residuos orgánicos.

Tabla 1.4 Ventajas e inconvenientes de la incineración

Ventajas	Inconvenientes
Reducción de hasta el 90% del volumen.	Generación de gases contaminantes (CO_2 , SO_2 , CO , NO_x).
Esterilización de los residuos.	Gran costo de mantenimiento de los filtros necesarios para la emisión de los gases.
Recuperación de energía.	Generación de cenizas. Generación de aguas residuales.

Gasificación. Esta técnica consiste en la combustión incompleta del residuo orgánico. Consiste en someter a la materia primero a pirólisis por debajo de los 600°C para que los compuestos volátiles se desprendan quedando una mezcla de coque y cenizas y después el coque reacciona con el oxígeno y el vapor. En esta etapa se generan hidrocarburos pesados (alquitrán) indeseados. Las reacciones que se llevan a cabo son endotérmicas, la energía necesaria se puede conseguir con la combustión parcial del residuo. De la gasificación se obtiene gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$) CH_4 y CO_2 . Las variables que influyen en las características del gas de síntesis obtenido son: el tipo de reactor empleado, las características del residuo orgánico, el agente gasificante (aire, oxígeno, vapor de agua...), las condiciones de presión y temperatura, el tiempo de residencia... Las principales ventajas e inconvenientes de este tratamiento se recogen en la Tabla 1.5.

Tabla 1.5 Ventajas e inconvenientes de la gasificación

Ventajas	Inconvenientes
La ceniza generada utilizable en construcción	Pretratamiento del residuo
No es un tratamiento finalista	Producción de alquitrán
Mayor conversión de materia en energía	
Generación de gas de síntesis	
No existe descarga de gases a la atmósfera	

Pirólisis. Este tratamiento consiste en la degradación térmica en ausencia total de oxígeno del residuo. Durante el proceso, la materia orgánica de poco valor se convierte en productos con alto contenido energético. La proporción de la mezcla obtenida depende tanto de las condiciones del proceso como del tiempo de residencia. Una vez se ha producido la pirólisis es

necesario separar los productos obtenidos. En la Tabla 1.6 se muestran las ventajas y los inconvenientes de la pirólisis.

Tabla 1.6 Ventajas e inconvenientes de la pirólisis

Ventajas	Inconvenientes
No genera gases contaminantes.	En fase de desarrollo.
Posibilidad de emplear residuos orgánicos domésticos e industriales.	Las partículas deben ser homogéneas.
Generación de subproductos aprovechables	Necesidad de una atmósfera anaerobia.
Generación de energía	
Reducción del volumen de los residuos (70 - 90%)	

1.2.2. Tratamiento biológico

Las tecnologías biológicas existentes para el tratamiento de residuos orgánicos consisten en la digestión anaerobia y en el compostaje. Estas tecnologías se pueden emplear tanto de forma independiente como combinadas. Cuando se utilizan las dos tecnologías, primero se realiza la digestión anaerobia para producir biogás y a continuación se lleva a cabo el proceso de compostaje en el que se estabiliza por completo la materia orgánica y se produce un compost de alta calidad.

Digestión anaerobia (biometanización). Consiste en degradar los residuos orgánicos con microorganismos anaerobios para obtener biogás ($\text{CH}_4 + \text{CO}_2$) y estabilizar los residuos, lo que los convierte en materiales útiles como enmiendas orgánicas del suelo. El tratamiento consiste en tres procesos: hidrólisis, acetogénesis y metanogénesis. En la Figura 1.5 se puede ver los productos obtenidos en cada una de estas fases.

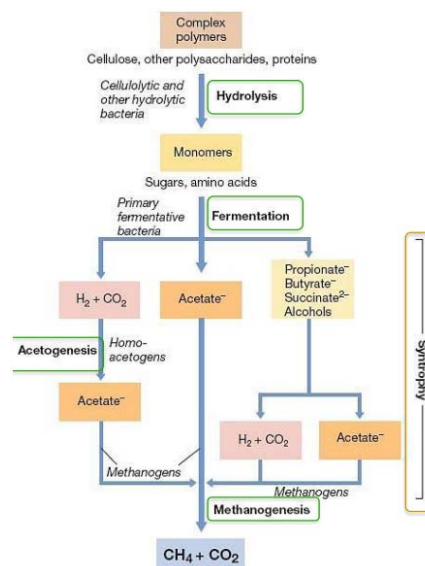


Figura 1.5 Etapas de la digestión anaerobia

La mezcla de metano y CO₂ es una fuente de energía renovable que se puede usar para generar electricidad y calor y la materia orgánica restante, degradada y estabilizada, se utiliza como compost. En la Tabla 1.7 se encuentran las principales ventajas e inconvenientes de la biometanización.

Tabla 1.7 Ventajas e inconvenientes de la biometanización

Ventajas	Inconvenientes
Generación de biogás (energía).	Proceso más sensible que el compostaje.
Estabilización de la materia orgánica.	Alto coste de implantación.
Generación de compost.	
Homogeniza la composición del residuo.	
Reducción de la cantidad de residuos destinados a vertederos.	
Elimina malos olores.	

Compostaje. Consiste en la degradación de la materia orgánica mediante microorganismos aerobios en unas condiciones de temperatura y humedad determinadas. Es un proceso biooxidativo controlado que da como producto un compost que puede usarse como abono, para enmiendas del suelo, para rellenos, como estructurante... Las ventajas e inconvenientes de este proceso se encuentran recogidos en la Tabla 1.8.

Tabla 1.8 Ventajas e inconvenientes del compostaje

Ventajas	Inconvenientes
Aprovechamiento del residuo para generar compost.	Generación de malos olores.
Cierre del ciclo de la materia orgánica.	Presencia de vectores sanitarios.
Reducción de la cantidad de residuos destinados a vertederos.	Exposición a bacterias por parte de los trabajadores.

1.3. MATERIAL BIOESTABILIZADO Y COMPOST

El artículo 3 de la Ley 22/2011 de residuos y suelos contaminados define compost como “enmienda orgánica obtenida a partir del tratamiento biológico aerobio y termófilo de residuos biodegradables recogidos separadamente. No se considerará compost el material orgánico obtenido de las plantas de tratamiento mecánico biológico de residuos mezclados, que se denominará material bioestabilizado”. El uso del compost o material bioestabilizado en el suelo agrícola está determinado por el Real Decreto 824/2005 de fertilizantes.

1.3.1. Material bioestabilizado

Los residuos procedentes de la recogida no selectiva se someten a una separación mecánica para obtener la materia orgánica, que posteriormente es conducida a un proceso de bioestabilización, normalmente mediante

compostaje, aunque en algunas ocasiones también se somete a digestión anaerobia produciendo biogás. La calidad del material bioestabilizado depende de la madurez, de la presencia de metales pesados, la granulometría, el contenido en nutrientes esenciales para las plantas, la presencia de compuestos o sustancias perjudiciales para el suelo, la presencia de semillas, patógenos y de otros materiales indeseables (Fundación CONAMA, 2016).

La legislación vigente no permite usar el material bioestabilizado en usos agrícolas debido a su origen. Pese a esto, es una enmienda orgánica con efectos positivos sobre el suelo y las plantas. Actualmente, aunque muchas veces se deposita en vertederos, los usos más comunes del material bioestabilizado son:

- Restauración de canteras y minas.
- Restauración/construcción de carreteras y autopistas.
- En depósitos controlados: coberturas intermedias en depósitos en activo, coberturas finales en depósitos clausurados o restauración paisajística en depósitos clausurados.
- En terrenos forestales: sustrato para vivero forestal o regeneración de zonas incendiadas.
- Valorización energética: se quema en las propias plantas de tratamiento de residuos.

1.3.2. Compost

El compost es un material estable obtenido por la transformación biológica de la materia orgánica en condiciones aeróbicas controladas. A partir de la legislación vigente, los usos del compost son:

- Sustrato o soporte de cultivo: permite el crecimiento de las raíces de las plantas.
- Enmienda orgánica: mejora las propiedades físicas, actividad química y biológica del suelo.
- Abono orgánico: aporta nutrientes para las plantas. Empleo de compost en restauración paisajística o recuperación de suelos degradados.

Un parámetro a tener en cuenta para sus usos es el grado de madurez del compost diferenciando el compost fresco del maduro.

- Compost fresco: tiene actividad biológica y no se ha descompuesto toda la materia orgánica. Este compost suele tener periodos de maduración de hasta cuatro meses y se suele utilizar en superficie, sin enterrar en el suelo.
- Compost maduro: es estable y se puede utilizar no solo en la superficie, sino que también se puede enterrar en el suelo en determinadas aplicaciones.

1.4. NORMATIVA EN MATERIA RESIDUOS

Los residuos son un problema medioambiental, su mala gestión contribuye a la contaminación de las aguas y suelos, la contaminación atmosférica, al cambio climático y además afecta a la salud humana y los ecosistemas.

El objetivo es sustituir una economía lineal basa en producir, consumir y tirar, por una economía circular (Figura 1.6) en la que se reincorporen al proceso productivo una y otra vez los materiales que contienen los residuos para la producción de nuevos productos o materias primas. En este planteamiento, el reciclaje o la valorización material de residuos juegan un papel primordial.



Figura 1.6 Economía circular. Fuente: PEMAR 2016 - 2022.

1.4.1. Normativa europea

Actualmente el marco general de la Unión Europea en materia de medio ambiente se articula mediante el VII PMA: “**Programa General de Acción de la Unión en materia de Medio Ambiente hasta 2020**”, aprobado por la Decisión N° 1389/2013/UE del Parlamento Europeo y del Consejo el 20 de noviembre de 2013 (DOUE, 2013). Con este programa, la Unión Europea busca intensificar los esfuerzos para proteger el capital natural, estimular la innovación y el crecimiento hipocarbónico y eficiente en el uso de los recursos, y proteger la salud y el bienestar de la población, respetando en todo momento los límites naturales de la Tierra. El programa describe los siguientes nueve objetivos prioritarios y que la UE tiene que alcanzarlos en 2020:

1. Proteger, conservar y mejorar el capital natural de la Unión.
2. Convertir a la Unión en una economía hipocarbónica, eficiente en el uso de los recursos, ecológica y competitiva.
3. Proteger a los ciudadanos de la Unión frente a las presiones y riesgos medioambientales para la salud y el bienestar.
4. Maximizar los beneficios de la legislación de medio ambiente de la Unión mejorando su aplicación.
5. Mejorar el conocimiento del medio ambiente y ampliar la base de evidencias en la que fundamentar las políticas.

6. Asegurar inversiones para la política en materia de clima y medio ambiente y tener en cuenta los costes medioambientales de todas las actividades de la sociedad.
7. Integrar mejor la preocupación por el medio ambiente en otras áreas políticas y garantizar la coherencia de las nuevas políticas.
8. Aumentar la sostenibilidad de las ciudades de la Unión.
9. Reforzar la eficacia de la Unión a la hora de afrontar los desafíos medioambientales y climáticos a escala internacional.

La Directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, **sobre los residuos** (Directiva Marco de Residuos a nivel europeo), establece la siguiente jerarquía de residuos en orden de prioridad en la legislación y la política sobre la prevención y la gestión de los residuos:

- a) Prevención.
- b) Preparación para la reutilización.
- c) Reciclado.
- d) Otro tipo de valorización, por ejemplo, la valorización energética.
- e) Eliminación.

En cuanto a los residuos municipales, en 2014, la comunicación de la Comisión Europea “Hacia una Economía circular: un programa de cero residuos para Europa” con el fin de impulsar las ventajas económicas, sociales y medioambientales de una mejor gestión de estos residuos, la Comisión propone:

- Impulsar para 2030 la reutilización y reciclado de los residuos municipales de forma que se alcance el 70%.
- Aumentar para 2030 la tasa de reciclado de los residuos de envases hasta el 80%, estableciéndose como objetivos intermedios el 60% para 2020 y el 70% para 2025, adoptándose además objetivos para materiales específicos.
- Prohibir para 2025 el depósito en vertederos de los plásticos, metales, papel y cartón reciclables y de los residuos biodegradables; los Estados miembros deberán esforzarse por eliminar la práctica totalidad de los depósitos en vertederos para 2030 (esta alternativa queda reducida al 5% de los residuos no valorizables mediante otros medios).
- Continuar fomentando el desarrollo de mercados de materias primas secundarias de alta calidad, incluida la evaluación del valor añadido de los criterios de final del vertido para determinados materiales.
- Aclarar el método de cálculo de materiales reciclados para garantizar un alto nivel de reciclado de alta calidad.

En cuanto a las políticas energéticas, la Unión Europea tiene como meta alcanzar los objetivos conocidos como “20-20-20”, los cuales quedan resumidos en:

- Reducir un 20% las emisiones de la Unión Europea de gases de efecto invernadero respecto a los niveles de 1990.
- Aumentar hasta el 20% en consumo de la UE de energía producida a partir de recursos renovables.
- Mejorar un 20% la eficiencia energética de la UE.

El tratamiento de los residuos orgánicos mediante pirólisis es una alternativa que cumple con las premisas de las políticas energéticas establecidas por la Unión Europea tanto como un proceso para producir energía empleando residuos como materia prima en vez de la combustión de combustibles fósiles como por ser un proceso considerado carbono neutral, ya que cerca del 50% del carbono de la biomasa pirolizada se fija en el biochar. Por último, su aplicación al suelo puede secuestrarlo durante siglos, reduciendo la cantidad de CO₂ atmosférico incluido en el ciclo del carbono.

1.4.2. Normativa estatal

La **Ley 22/2011**, de 28 de julio, de **residuos y suelos contaminados** es la transposición de la Directiva 2008/98/CE y sus principales novedades son:

- La jerarquía en la gestión de residuos en cinco niveles: prevención, preparación para la reutilización, reciclado, otras formas de valorización y eliminación.
- El fortalecimiento de las políticas de prevención que permitan cumplir que en el 2020 haya una reducción de un 10% respecto a 2010.
- El establecimiento de objetivos cuantificados del 50% para la preparación para la reutilización y reciclado de las fracciones reciclables procedentes de los residuos domésticos antes de 2020.
- La mejora de la gestión de los biorresiduos mediante la adopción de medidas tendentes a establecer su recogida separada, su tratamiento biológico in situ o en instalaciones específicas, asegurando la calidad de los materiales obtenidos y garantizando su uso seguro en el suelo.
- La consideración de la incineración de residuos municipales como operación de valorización siempre que se alcance la eficiencia energética establecida.
- La incorporación de los conceptos de subproducto y de fin de la condición de residuo para el fortalecimiento del mercado del reciclado.
- El establecimiento de un registro único de producción y de gestión de residuos y la previsión de la transmisión de la información por vía electrónica para mejorar la información disponible, la transparencia y la trazabilidad en la gestión de los residuos.
- La posibilidad de reestablecer la legalidad ambiental mediante el cierre del establecimiento o la paralización de la actividad cuando no cuenten con las autorizaciones, declaraciones o registro correspondientes, o la suspensión temporal de la actividad cuando no se ajuste a lo declarado

- o a las condiciones impuestas, siempre que de ello se derive un riesgo grave para el medio ambiente o la salud pública.
- El establecimiento de un marco legal común para la aplicación de la responsabilidad ampliada del productor del producto. Conforme a dicho marco, los sistemas de depósito, devolución y retorno serán de carácter voluntario, pudiendo establecerse de forma obligatoria para la reutilización de productos o para garantizar el tratamiento de residuos si son de difícil valorización o eliminación, residuos cuyas características de peligrosidad determinen la necesidad del establecimiento de este sistema para garantizar su correcta gestión, o cuando no se cumplan los objetivos de gestión fijados en la normativa vigente.
 - El refuerzo de la coordinación entre las administraciones públicas mediante la creación de la Comisión de coordinación en materia de residuos.

De acuerdo con lo establecido en la Ley 22/2011 de Residuos, el MAPAMA ha aprobado el **Plan Estatal Marco de Gestión de Residuos (PEMAR) 2016 – 2022** en el que existe un capítulo destinado a residuos domésticos y comerciales, así como la estrategia de reducción de vertido de residuos biodegradables con el fin de proporcionar los instrumentos necesarios para cumplir con los objetivos legales y las obligaciones específicas de estos residuos. Estos objetivos y obligaciones son:

- Alcanzar el 50% de preparación para la reutilización y el reciclado en 2020.
- En 2020, la valorización energética podría alcanzar hasta el 15% de los residuos municipales generados mediante: la preparación de combustibles, el uso de residuos en instalaciones de incineración de residuos o en instalaciones de coincineración de residuos.
- Limitar la valorización energética a los rechazos procedentes de instalaciones de tratamiento y a materiales no reciclables.
- Incrementar la valorización energética del material bioestabilizado generado en instalaciones de incineración y coincineración.
- No depositar en vertedero residuos municipales sin tratar.
- Limitar el vertido del total de los residuos municipales generados al 35% en 2020.

Además, en el PEMAR, se resalta la necesidad de aumentar los esfuerzos para incrementar de forma significativa la cantidad de residuos que se recogen de forma separada disminuyendo la cantidad de residuos mezclados cuya aportación en cantidad al reciclado es muchísimo menor y de los que se obtienen materiales de calidad muy inferior. Esto es necesario debido a la baja eficiencia del reciclado de las plantas de tratamiento mecánico-biológico que

no logra conseguir los millones de toneladas necesarios para cumplir con los objetivos de reciclado.

1.4.3. Normativa regional

A nivel regional, se cuenta con el **Plan Integral de Residuos de Castilla y León (PIRCyL)** en el cual se tratan todos los flujos de residuos generados en la comunidad autónoma, incluyendo el programa de prevención de residuos. En el programa de residuos domésticos y comerciales se establecen tres líneas de actuación:

- Línea de actuación RD01: Consolidación de un modelo integral de gestión de residuos domésticos y comerciales acorde con la Ley 22/2011.
- Línea de actuación RD02: Mejora de los rendimientos y eficiencia de los centros de tratamiento de residuos domésticos y plantas de clasificación de envases.
- Línea de actuación RD03: Fomento de la valorización energética como solución a la reducción de la eliminación en vertedero.

Además, el Programa establece los siguientes objetivos:

- En materia de reciclado y valorización y mejora de la gestión.
 - o Mejorar los niveles de reutilización, y los instrumentos para la reutilización y para la preparación para la reutilización de residuos domésticos y comerciales.
 - o Incrementar durante la primera etapa del Plan la recogida separada de las diferentes fracciones de procedencia doméstica y la cantidad total de residuos recogidos a través de los puntos limpios.
 - o Implementar sistemas de recogida separada de biorresiduos.
 - o Extender y/o implantar sistemas de recogida separada de los siguientes materiales: papel, metales, plástico y vidrio.
 - o Mejorar la eficiencia de los centros de tratamiento de residuos.
 - o Fomentar el aprovechamiento del contenido energético de la fracción rechazo procedente de las instalaciones de tratamiento de residuos domésticos en instalaciones de incineración u otras formas de valorización energética a efectos de alcanzar una valorización energética del rechazo generado y reducir la eliminación del residuo.
 - o Establecer tasas variables ligadas a la generación del residuo y que contemple el coste real de la gestión del mismo, de tal forma que fomente las prácticas de prevención y recogida separada de los ciudadanos y comercios.
 - o Antes de 2020, la cantidad de residuos domésticos y comerciales destinados a la preparación para la reutilización y el reciclado para

las fracciones de papel, metales, vidrio, plástico, biorresiduos u otras fracciones reciclables alcanzará, en conjunto, como mínimo el 50% en peso.

- En materia de eliminación.
 - o Limitar el uso de los vertederos de residuos domésticos y comerciales para todo residuo de origen doméstico o comercial.
 - o Limitar el vertido a la fracción no valorizable contenida en los residuos domésticos.
 - o Reducir la cantidad total, en peso, de residuos domésticos biodegradables destinados a vertedero al 35% de la cantidad total de los generados en 1995.

1.5. BIOCHAR

El biochar es el producto sólido obtenido en la pirólisis de biomasa cuyo componente principal es el carbón, aunque también contiene hidrógeno, oxígeno, cenizas y trazas de nitrógeno y azufre. La pirólisis consiste en descomponer termoquímicamente biomasa en ausencia de oxígeno evitando así las emisiones de CO₂. Los productos obtenidos en la pirólisis se muestran en la Figura 1.7 (Rosas, 2015).

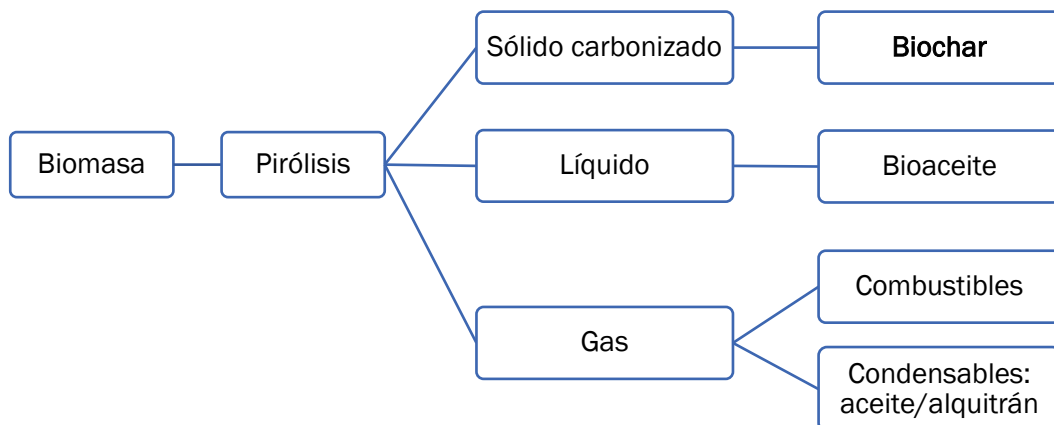


Figura 1.7 Productos de la pirólisis de biomasa

En función de los parámetros de operación de la pirólisis en la que se produce la descomposición de la biomasa, la proporción de las fracciones sólida, líquida y gaseosa varían siendo mayoritaria la fracción sólida con una pirólisis lenta a una temperatura alrededor de los 400 °C.

Además de las condiciones del proceso, otra variable que influye en las propiedades del producto final son las características de la materia prima empleada. La biomasa principalmente está formada por tres componentes orgánicos: hemicelulosa, celulosa y lignina. Tanto la estructura como el rango de temperaturas al que se descomponen estos compuestos se muestran en la Tabla 1.9 (Weber y Quicker, 2018).

Tabla 1.9 Características de los compuestos orgánicos principales de la biomasa

	Estructura	Temperatura de descomposición (°C)
Hemicelulosa	Polisacárido ramificado.	220 - 315
Celulosa	Polisacárido lineal.	280 - 400
Lignina	Macromolécula compleja formada por diferentes grupos funcionales.	200 - 900

1.5.1. Producción de biochar a partir de residuos

El biochar se puede producir a partir de diferentes materias primas de naturaleza orgánica, sin embargo, la producción a partir de residuos proporciona una solución al problema medioambiental que estos suponen. Los tipos de residuos empleados como materia prima abarcan lodos de estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), residuos agrícolas y ganaderos, residuos sólidos urbanos (RSU), biomasa forestal...

La composición de la materia prima tiene gran influencia en algunas propiedades del biochar como el carbono total, el carbono fijo y los elementos minerales del biochar mientras que el área superficial y el pH se ven más afectados por la temperatura a la que tiene lugar la pirólisis (Zhao et al., 2013)

Los residuos ganaderos, son materiales ricos en nutrientes y materia orgánica, por lo tanto, son residuos interesantes para la producción de biochar ya que además de ser usado como enmienda orgánica, se podría utilizar como fertilizante de liberación lenta. La pirólisis solucionaría parcialmente el problema de solubilidad de nitrógeno que se produce al aplicar el estiércol directamente como fertilizante, mientras que el fósforo y el potasio pueden ser recuperados casi totalmente en el biochar. Esto concluye que la producción de biochar a partir de residuos orgánicos es una valorización óptima de los mismos (Cueto, 2016).

En cuanto al resto de residuos mencionados, cabe destacar que al someter a pirólisis lodos de EDAR, los cuales presentan normalmente un alto contenido en metales, la biodisponibilidad y solubilidad de algunos de ellos disminuye (Méndez et al. (2010), citado por Cueto, 2016). Otras posibles materias primas son la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos o determinados residuos industriales como los generados en la industria papelera.

La búsqueda bibliográfica no ha proporcionado datos de producción de biochar a partir de residuos, sin embargo, en la tesis realizada por Cueto (2016) se menciona la producción potencial de biochar a partir de diferentes residuos. Estos datos se muestran en las tablas 1.10, 1.11, 1.12 y 1.13.

Tabla 1.10 Producción potencial de biochar en España a partir de residuos de la industria papelera. Fuente: Cueto (2016).

Lodos (t)	Rendimiento a 600 °C (%)	Producción de biochar (t)
232.153	70,39	163.412,5

Tabla 1.11 Producción potencial de biochar en España a partir de lodos de EDAR. Fuente: Cueto (2016)

Temperatura de pirólisis (°C)	Producción de biochar (t)
400	858.537,73
400	637.458,31
600	622.161,54
700	578.573,19

 Tabla 1.12 Producción potencial de biochar en España a partir de residuos sólidos urbanos con una FO $\approx 9.000,33 \cdot 10^3$ t. Fuente: Cueto (2016)

Temperatura de pirólisis (°C)	Producción de biochar (miles de t)
300	5.859,21
500	4.175,25
600	1.872,52
700	1.431,95
800	1.094,89
900	1.006,69

Tabla 1.13 Producción potencial de biochar en España a partir de residuos ganaderos en toneladas. Fuente: Cueto (2016)

	Pirólisis a 300 °C	Pirólisis a 500 °C
Estiércol de ganado bovino	11.762.944,42	4.720.958,13
Gallinaza	1.058.254,86	833.711,87
Purín de cerdo	12.655.123,15	9.606.020,98

1.5.2. Caracterización físico – química del biochar

La composición del biochar es muy heterogénea, ya que presenta componentes estables e inestables (Sohi et al., 2009). Sin embargo, los componentes principales son: carbono, materia volátil, cenizas y humedad. La proporción en la que estos componentes están presentes en el biochar se muestra en la Tabla 1.14.

Tabla 1.14 Principales componentes del biochar. Fuente: García et al. (2014)

Componente	Masa (%)
Carbono fijo	50 – 90
Materia volátil	0 – 40
Humedad	1 – 15
Cenizas	0,5 – 5

Por otra parte, las características del biochar dependen de la composición del residuo empleado, pero también de la temperatura y del tiempo de residencia a los que se lleve a cabo el proceso de pirólisis. A pesar de que esta heterogeneidad produce dificultades para realizar una caracterización del biochar, la ventaja es que en función de la finalidad con la que se vaya a producir el biochar, se pueden modificar sus propiedades con la temperatura de pirólisis y la materia prima empleada. La base de datos UC Davis Biochar Database (<http://biochar.ucdavis.edu/graph-data/>) muestra esta heterogeneidad en función de varios tipos de biomasa empleada como materia prima y la temperatura de pirólisis. Las características que están recogidas son el contenido en cenizas, los ratios C/N y O/C, el área superficial, la capacidad de intercambio catiónico y el pH.

Composición elemental.

La composición elemental (carbono, hidrógeno, nitrógeno y oxígeno) del biochar obtenido a partir de residuos sólidos urbanos (RSU) (Kameyama et al., 2017) se muestra en la Tabla 1.15. A medida que la temperatura de pirólisis aumenta, el contenido el nitrógeno, hidrógeno y oxígeno disminuye mientras aumenta el carbón.

Tabla 1.15 Composición elemental del biochar a partir de RSU.

	<u>% masa</u>
Contenido en Carbón	~40
Contenido en Hidrógeno	< 5
Contenido en Nitrógeno	5 - 10
Contenido en Oxígeno	< 10

La relación C:N (carbono a nitrógeno) se utiliza como indicador de la capacidad de los sustratos orgánicos para liberar nitrógeno inorgánico cuando se incorpora al suelo, si este parámetro es alto puede causar inmovilizaciones del nitrógeno causando deficiencia de este en las plantas (Sullivan y Miller (2001) citado por García Izquierdo et al., 2014). En el biochar esta relación se encuentra entre 7 y 400 (Chan y Xu (2009) citados por (García Izquierdo et al., 2014)).

Propiedades químicas.

En cuanto a sus propiedades químicas, el pH puede tomar valores de 4 a 12 en función de la temperatura y materia prima empleada. El incremento del pH se debe principalmente a la liberación de algunos elementos básicos a medida que se aumenta la temperatura de pirólisis. A pesar del contenido en nitrógeno del biochar, este no se encuentra disponible para los cultivos por lo que para emplearlo como fertilizante es necesario conocer su contenido en fósforo y potasio ya que estos si se encuentran disponibles. Tanto el fósforo como el potasio aumentan cuando la pirólisis se produce a altas temperaturas, pero se

ven más influenciados por el contenido que tenga la materia prima. A continuación, en la Tabla 1.16 se muestran los valores recogidos por Kameyama et al. (2017) para el biochar obtenido a partir de RSU.

Tabla 1.16 Propiedades químicas del biochar a partir de RSU.

pH	6– 12
Fósforo (P_2O_5) (% masa)	10 – 15
Fósforo disponible (P_2O_5) (% masa)	< 5
Potasio (K_2O) (% masa)	< 5

Propiedades físicas

El estudio realizado por Rehrach et al. (2016) muestra las propiedades del biochar para diferentes tipos residuos (madera dura, madera blanda y papel de oficina) empleados como materia prima. Los datos recogidos en la Tabla 1.17 se corresponden con los obtenidos a partir de una mezcla de todos los residuos.

Tabla 1.17 Propiedades físicas del biochar

Área superficial (m^2/g)	120 – 160
Densidad aparente (g/mL)	0,6 – 0,75
Volumen poros (cm^3/g)	~ 1

1.5.3. Aplicaciones

Inicialmente, la única aplicación del biochar era en la agricultura, pero ahora su uso se ha extendido gracias al mejor conocimiento de sus propiedades y se emplea como adsorbente o catalizador. Sea cual sea el uso que se dé al biochar, el carbono tomado de la atmósfera en forma de CO_2 , se almacena durante largos periodos de tiempo disminuyendo de esta manera la cantidad de este gas de efecto invernadero en la atmósfera.

Enmienda del suelo. El biochar tiene altas concentraciones de nitrógeno, fósforo, calcio y potasio, lo que hace que pueda proveer directamente al suelo de nutrientes o ser usado como nutriente de microorganismos. Al aplicar el biochar al suelo, se aumenta la porosidad y los microorganismos pueden usar estos poros para crecer. A la vez aumenta la cantidad de aire y humedad disponible (Busscher et al., 2008) y el tiempo de residencia de los nutrientes (Major et al., 2010 citados por García et al. (2014)), esto hace que mejore la actividad de los microorganismos y aumente el crecimiento de plantas en el suelo. El empleo de biochar en el suelo tiene los siguientes beneficios:

- Modera la acidez del suelo.
- Mejora su capacidad de intercambio catiónico (CIC).
- Aumenta la actividad de los microorganismos del suelo.

- Reduce el nitrógeno en aguas subterráneas.
- Aumenta la retención del agua.

Además de mejorar las propiedades del suelo, el biochar fija el carbono disminuyendo no solo la cantidad de CO₂ emitido sino también las emisiones de CH₄ y N₂O.

Descontaminación de suelos. (Schmidt, 2012) Gracias a la elevada porosidad del biochar, los contaminantes orgánicos y los metales presentes en suelos pobres, pueden quedar capturados en su superficie. Generalmente, no se produce una disminución del contenido total de metales pesados del suelo, pero si reduce la biodisponibilidad y movilidad de estos metales, disminuyendo así su concentración en plantas.

Aplicación en la construcción. El biochar puede ser empleado junto con la arcilla o el cemento en los edificios. Esta aplicación se debe a la baja conductividad térmica del biochar y su capacidad de absorber agua (hasta 6 veces su peso), lo que crea yesos con grandes capacidades de aislamiento que puede mantener la humedad dentro de un rango apropiado. Además, también absorbe olores, toxinas y radiación electromagnética lo que mejora la calidad de la atmósfera del edificio. Cuando se aplica con un espesor de hasta 20 cm, puede sustituir a la espuma de poliestireno. Los edificios aislados con biochar, son sumideros de carbono, mientras que al mismo tiempo tienen un clima interior saludable. Asimismo, si el edificio se demoliese, el yeso de biochar se puede reciclar y usarse como compost (Schmidt, 2012).

Adsorbente. El biochar generalmente tiene un área específica y una porosidad altas y contiene grupos funcionales de oxígeno y compuestos aromáticos en su superficie. Estas características lo hacen idóneo para adsorber contaminantes. La capacidad de adsorción depende de la biomasa utilizada para su producción ya que la cantidad de carbonatos y fosfatos varía acorde con la materia prima (Xu et al. (2013), citado por Cha et al., 2016). Igualmente, las condiciones del proceso en las que se produce el biochar también afecta a la capacidad de adsorción (Ahmad et al., 2012). Un incremento de la temperatura en la pirólisis, provoca un aumento en la cantidad de carbón, en el área específica y en la porosidad y disminuye el número de grupos funcionales de oxígeno en la superficie, esto genera un aumento en la capacidad de adsorción del biochar. Por último, la capacidad de adsorción también se ve influenciada por el pH, al aumentar el pH, se incrementa la disociación entre los grupos hidroxilo y los aromáticos lo que aumenta la atracción electrostática entre el biochar y el adsorbato (Xu et al. (2011), citado por Cha et al., 2016).

Catalizador. Como catalizador, se puede emplear para controlar la contaminación atmosférica, en la producción de biodiesel o en la limpieza del gas de síntesis.

Control de la contaminación atmosférica. La eliminación de NO_x por parte del biochar, depende principalmente de sus características químicas y no tanto de las físicas. Un tratamiento químico con HCl y KOH aumenta los grupos funcionales de oxígeno, el área superficial específica y la porosidad, incrementando el número de sitios activos, mejorando la adsorción de NH₃ y con ello la eliminación de NO_x.

Producción de biodiesel. El biodiesel se obtiene mediante una reacción de transesterificación de un aceite vegetal o grasa animal con alcohol de cadena corta (generalmente metanol) en presencia de catalizadores. En la Figura 1.8 se muestra la reacción de transesterificación. Los catalizadores empleados generalmente son catalizadores básicos (catálisis homogénea) como NaOH y KOH o catalizadores sólidos (catálisis heterogénea) como CaO y MgO. El biochar se ha aplicado en la producción de biodiesel como catalizador heterogéneo. Dehkoda et al. (2010) y Kastner et al (2012), citados por Cha et al. (2016), llevaron a cabo un estudio empleando como catalizador biochar sulfonado con ácido sulfúrico. Ambos estudios mostraron un aumento del rendimiento de producción de biodiesel.

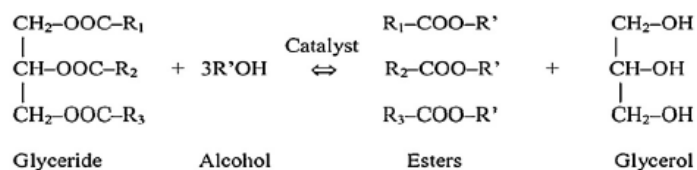


Figura 1.8 Producción de biodiesel mediante una reacción de transesterificación.

Fuente: (Cha et al., 2016)

Regeneración de catalizadores empleados en la producción de gas de síntesis. Durante la producción del gas de síntesis, se produce alquitrán, el cual además de ser tóxico, puede bloquear el filtro, el reactor y la línea de proceso, por lo tanto, su eliminación es una etapa importante del proceso. La conversión del alquitrán en H₂ y CO llevada a cabo por reformado catalítico emplea catalizadores basados en Ni, catalizadores de metal alcalino, catalizadores de dolomita y nuevos catalizadores metálicos (Han et al. (2008), citado por Cha et al., 2016). Sin embargo, el biochar también ha sido utilizado como material de soporte para catalizadores. Con la excepción de un catalizador comercial de níquel, el carbón de biomasa mostró mayor conversión de naftaleno según un estudio de Abu El-Rub et al. (2008), citado por Cha et al. (2016). Cuanto menor sea el tamaño de las partículas del biochar, mayor es la eliminación del alquitrán (Su et al., 2011).

1.6. TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE BIOCHAR

1.6.1. Pirólisis

La materia orgánica se descompone principalmente mediante dos tipos de pirólisis: pirólisis rápida y pirólisis lenta. Cuando se lleva a cabo una pirólisis rápida, la fracción obtenida mayoritariamente es la líquida y los tiempos de residencia del gas son cortos. Cuando se realiza este tipo de pirólisis, la materia prima debe presentar un tamaño de partícula pequeño y homogéneo. Por el contrario, en la pirólisis lenta, el producto mayoritario obtenido es el biochar. La fracción sólida aumenta al incrementar el tiempo de residencia tanto del sólido como de los vapores ya que los compuestos orgánicos de los vapores y gases polimerizan formando carbón secundario (Rosas, 2015). Las temperaturas típicas en este caso están alrededor de los 500 °C, pero esta variará en función de las propiedades deseadas del producto. Por ejemplo, si se necesita un contenido en carbono superior al 95%, se requerirá una temperatura cercana a los 1000 °C. En la Tabla 1.18 se muestra un resumen de las condiciones de operación y de las proporciones de cada producto obtenido en función del tipo de pirólisis.

Tabla 1.18 Tipos de pirólisis y productos obtenidos

	T (°C)	Tiempo de residencia	Composición (%)		
			Sólido	Líquido	Gas
Lenta	~ 400	Minutos – días	35	30	35
Convencional	~ 500	10 – 20 segundos	20	50	30
Rápida	~ 500	~ 1 segundo	12	75	13
Gasificación	~ 800	10 – 20 segundos	10	5	85

En la Tabla 1.19 se observan algunos ejemplos de unidades que emplean solamente la pirólisis para descomponer la materia orgánica procedente de residuos sólidos urbanos.



Tabla 1.19 Principales unidades y tecnologías de pirólisis comerciales usados en plantas piloto e industriales. Adaptado de: (Chen et al., 2015a).

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Dispositivo de protección del medio ambiente
Tecnología Honghoo (Chen et al., 2013)	Hornos rotatorios de sección múltiple, pirólisis a temperatura inferior: 400 – 450 °C, pirólisis no catalítica, transferencia de calor indirecta; el gas se quema en la línea para suministrar el calor.	Entrada: RSU crudo con botellas, piedras, ladrillos y vidrio separados. Salida: aceite, biochar, gas limpio (para generación de energía)	El gas de pirólisis es depurado antes de ser quemado. El biochar es enfriado y separado de los metales.
Convertidor termoquímico CNRS (Marculescu et al., 2007)	Un reactor tubular calentado por circulación de gases calientes. El sólido avanza continuamente por transporte vibro-fluidizado. Caudal de hasta 50 kg/h. funcionamiento desde la pirólisis hasta la combustión con un cambio de temperatura de 400 a 1000 °C	Entrada: RSU. Salida: gas de síntesis o gas de combustión en función del comburente o gas inerte suministrado; igualmente, biochar o ceniza.	No mencionado.

1.6.2. Tecnologías combinadas

A pesar de que la pirólisis es la operación principal en la producción de biochar, esta se combina con otras como la gasificación o la combustión como un combustible con un valor calorífico moderado. El inconveniente de estas tecnologías es la alta inversión económica que suponen. Además, para una planta cuyo objetivo es la obtención de biochar, con la gasificación solamente el 10% del producto es (Tabla 1.18), por otra parte, la combustión descompone la materia orgánica generando CO_2 a partir del carbono presente el material orgánico, esto supone que el biochar obtenido final tenga un contenido en carbono inferior.

1.6.3. Alimentación de materiales pretratados

Todas las tecnologías de pirólisis de RSU aceptan RSU pretratados en vez de RSU sin procesar, lo que sugiere que el pretratamiento es un paso necesario para la tecnología de pirólisis. El pretratamiento generalmente incluye la separación de materiales indeseables y la reducción de tamaño, así como una etapa de secado antes del reactor de pirólisis para reducir el contenido en humedad. Para evitar problemas debido a cambios en la composición en la materia prima, es preciso diseñar un proceso flexible para la entrada de residuos

1.6.4. Instalaciones con tratamiento secundario de los productos

Las tecnologías de pirólisis mostradas en la Tabla 1.20 emplean directamente los productos obtenidos en cámaras de combustión o en motores de gas. Para que estos productos salgan al mercado es necesario estandarizarlos. Cuando los gases de pirólisis se exportan a un motor de gas, la gasificación actúa como proceso primario seguido de un proceso de lavado del gas para asegurar la calidad del gas de síntesis. El biochar debe tener medidas de tratamiento secundarias, como enfriamiento, cribado y separación de metales cuando se comercializa. Para evitar el tratamiento secundario extenso de los productos, la combustión a alta temperatura dentro del sistema es una opción adecuada.

La tecnología de la pirólisis, como se muestra en la Figura 1.9 implica un horno que asegure la mezcla en su interior, una trituradora situada antes del reactor y como productos obtiene gas y carbón que pueden ser exportados a una caldera tradicional para obtener energía.

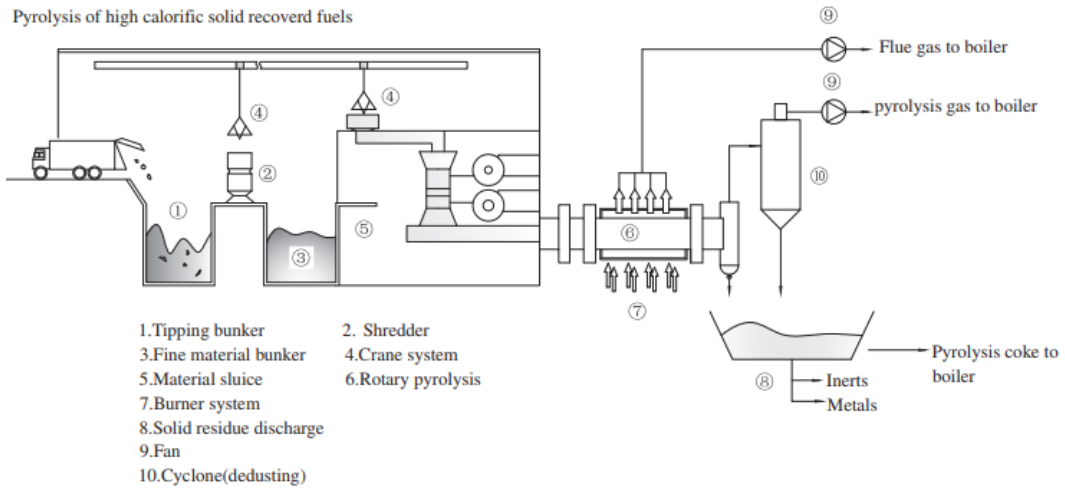


Figura 1.9 Esquema de una planta de pirólisis. Fuente: Tec Trade (2014)

Los procesos típicos y las tecnologías implicados en la pirólisis disponibles se resumen en la Tabla 1.20. Se observa que las tecnologías de pirólisis existentes se caracterizan por tener la siguiente configuración: tecnologías combinadas, alimentación de materiales pretratados e instalaciones con tratamiento secundario de los productos.



Tabla 1.20 Principales unidades y tecnologías de pirólisis comerciales usados en plantas piloto e industriales. Adaptado de: (Chen et al., 2015b)

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Proceso PYROLEQ® (Bracker et al., 1998; Modern Power Systems, 2014)	Tambor rotatorio, pirólisis a 450 – 500 °C, gas de síntesis quemado a 1200 °C y los gases calientes de la cámara de combustión calientan el tambor pirolítico desde el exterior	Entrada: residuos domésticos pretratados Salida: biochar con un poder calorífico de 10 GJ/t aproximadamente. Energía de la turbina de vapor.	Pirólisis y combustión	Filtración de gas caliente por medio de filtros de cerámica. La cal se agrega al reactor para eliminar el gas ácido. Se utiliza la limpieza de gases de combustión convencional con un filtro de bolsa para la recolección de cenizas con inyección de bicarbonato de sodio para el control de la emisión de gases ácidos. Los sólidos de limpieza de cenizas y gases ácidos se mezclan y se envían para su eliminación.
Tecnología ConTherm® (Trade, 2014; Hauk et al., 2004)	Horno rotatorio, pirólisis a 500 – 550 °C durante 1 h, combustión de gas en una caldera de carbón pulverizado (PC)	Entrada: RSU triturados, hasta un 50% de residuos sólidos. Salida: Energía de la turbina de vapor.	Pirólisis y combustión	El gas de pirólisis pasa a través de un ciclón antes de la caldera. Sistema de depuración de gases de combustión de la central eléctrica de carbón.



Tabla 1.20 Continuación

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Proceso Gibros PEC o tecnología PKA en Alemania (IEA Bioenergy, 2004))	Horno rotatorio, pirólisis a 50 – 550 °C durante 45 – 60 min, el horno se calienta externamente con parte del gas producido en el proceso. Los gases del proceso contienen cenizas que se gasifican a alta temperatura (1200 – 1300 °C); el biochar es fundido a 1400 – 1500 °C)	Entrada: RSU, residuos industriales y plásticos, neumáticos gastados, así como suelo contaminado. Salida: CO/H ₂ , metales, basalto.	Combinación de pirólisis, gasificación (craqueo térmico) y fundición.	Unidad de depuración de gases para eliminar contaminantes de ácidos inorgánicos, seguido de un filtro de bolsas para eliminar el polvo restante; y una lavadora básica y biológica para eliminar el H ₂ S. Finalmente, un filtro de carbón activo para absorber dioxinas, furanos y mercurio.
Proceso EDDITH (Martin et al., 1998; Malkow, 2004)	Horno rotatorio a 450 – 600 °C durante 45 min; el gas es quemado a 1100 °C con aire del secador mientras el biochar se somete a separación y filtración.	Entrada: RSU triturados, residuos industriales y lodo. Salida: Gas (12 MJ/kg), coque (16 MJ/kg, CARBOR®), metales, sales, principalmente CaCl ₂ y NaCl. El gas es quemado para generar calor y energía.	Pirólisis y combustión.	Los gases de combustión producidos por la combustión de los gases de termólisis necesitan un desterronador y un sistema racional de depuración.



Tabla 1.20 Continuación

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Proceso de conversión Noell-KRC (Malkow, 2004; Jaeger y Mayer, 2000)	Un horno rotatorio y un gasificador, la pirólisis se lleva a cabo a 550 °C y la gasificación a 1400 – 2000 °C y 2 – 50 bares.	Entrada: RSU, otras materias primas (lodos de aguas residuales secas) pueden gasificarse conjuntamente. Salida: gas con poder calorífico medio, una parte del gas limpio de usa para calentar el horno. Los metales y la escoria pueden ser usados como materiales de construcción.	Pirólisis y gasificación de flujo arrastrado.	El gas de pirólisis se desempolva y se deshidrata antes de entrar al gasificador. Hay dos depuradores para limpiar el gas del gasificador. La primera etapa elimina el H ₂ S y los metales pesados, y la segunda lava el resto de contaminantes.
Tecnología Serpac (Malkow, 2004)	Dos cámaras interconectadas de forma cilíndrica y cónica, inclinadas y rotatorias. La pirólisis tiene lugar a 600 – 700 °C, gasificación del biochar a 800 °C; el gas se quema a aproximadamente 1100 – 1200 °C	Entrada: mezcla de residuos, RSU, residuos industriales y hospitalarios. Salida: vapor, ceniza y metales.	Pirólisis, gasificación y combustión.	Técnicas de lavado racional para gas combustible y gases de combustión.



Tabla 1.20 Continuación

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Tecnología Siemens Schwel-Brenn (Malkow, 2004; Richers and Bergfeldt, 1996)	Un tambor rotatorio y un horno a alta temperatura acoplado con una caldera de vapor, pirólisis a 450 °C durante 1h; la fracción enriquecida en carbón (30%) se muele hasta 0,1 mm y se quema junto con el gas en el horno de escoria a 1300 °C.	Entrada: neumáticos, RSU, lodo de aguas residuales, residuos industriales. Salida: Energía en forma de vapor o potencia. Metales, vidrio y ceniza.	Combinación de pirólisis y combustión a alta temperatura.	Recogedor de polvo y depurador de gases de combustión.
Proceso Mitsui R21, una rama de la tecnología Siemens Schwel-Brenn (IEA Bioenergy, 2002).	Tambor rotatorio a 450 °C, combustión del gas a 1300 °C	Entrada: RSU se reducen a menos de 200 mm de longitud. Salida: generación de energía a partir de la combustión de gas de pirólisis; biochar, metales; producto de ceniza fundida.	Combinación de pirólisis, gasificación y proceso de fusión.	Refrigerador de gas de combustión seguido de dos filtros de bolsa en serie: el primero para recolectar partículas y reciclar cenizas a la cámara de combustión y el segundo con inyección de cal para controlar la emisión de gases ácidos, con eliminación de residuos sólidos en el vertedero.



Tabla 1.20 Continuación

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Takuma SBV (Kawai, 2009) (Derivado del proceso anterior de Schwel-Brenn de Siemens)	Horno rotatorio y sistema de fusión de cenizas. Pirólisis a 500 – 550 °C en el horno rotatorio; el gas de pirólisis se quema en una cámara de alta temperatura.	Entrada: RSU, residuos industriales, lodos de aguas residuales... Salida: emergía (potencia y vapor), acero, aluminio	Combinación de pirólisis y gasificación y proceso de fusión.	Enfriamiento de los gases de combustión seguido de dos depuradores.
Proceso Thermostelect (Malkow, 2004; Thermostelect S.A., 2000)	Canal de lecho fluidizado. El proceso consiste en la trituración, en el canal los RSU se calientan de 50 a 600 °C y pirólisis, seguido de gasificación a 1200 – 2000 °C.	Entrada: basura doméstica sin clasificar triturada. Salida: Gas con poder calorífico medio, parte del gas limpio es usado para calentar el canal. Minerales y metales de la escoria fundida.	Combinación de pirólisis y gasificación y proceso de fundición.	Se usa una sección con enfriamiento mediante chorro de agua para evitar la formación de dioxinas, y se usa una unidad de depuración de gases ácidos para eliminar el HCl y el HF; se utiliza una unidad de depuración alcalina con una solución acuosa de NaOH a un pH más alto para eliminar las trazas residuales de CO ₂ y SO ₂ , y la etapa de desulfuración elimina el H ₂ S del gas; un filtro de carbón activado está instalado para actuar como una unidad de pulido final para el gas de síntesis.



Tabla 1.20 Continuación

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Tecnología Von Roll RCP (Malkow, 2004; Hesseling, 2002).	Un horno de rejilla recíproca delantera como cámara de pirólisis; la temperatura de pirólisis en la cámara se calienta por combustión parcial del gas con oxígeno a 500 – 900 °C; el gas del producto y el biochar se envían a un reactor de fundición a 1400 °C y luego a un horno circulante de lecho fluidizado.	Entrada: RSU pretratados, residuos del reciclaje, residuos industriales. Salida: Metales, escoria; energía en forma de vapor o potencia.	Combinación de pirólisis y fundición y combustión.	Sistemas de control de emisiones de partículas y equipos de depuración de gases ácidos utilizados en un sistema común de generación de energía.
Proceso Compact Power (ahora Ethos Renewables Avonmouth (ERA) Limitado) (Malkow, 2004).	Pirólisis en dos reactores tubulares a 800 °C, el biochar reacciona con vapor y aire en un gasificador de lecho fijo, y la combustión de gas se realiza en una cámara de ciclón a 1200 – 1250 °C.	Entrada: lodos de aguas residuales deshidratados, RSU pretratados, desechos clínicos, migajas de llantas de desecho. Salida: energía en forma de vapor y potencia; biochar/ceniza de la unidad de gasificación.	Pirólisis, gasificación y combustión a alta temperatura.	Lavador seco con bicarbonato de sodio y reducción catalítica selectiva de NOx. Los residuos sólidos de la unidad de depuración secos se envían para su eliminación en vertedero.



Tabla 1.20 Continuación

Nombre del proceso	Reactor y condiciones de operación	Materiales alimentados y productos	Tecnologías	Dispositivo de protección del medio ambiente
Proceso piloto de pirólisis in Tianjin, China (Li et al., 2007).	Un proceso de pirólisis acoplado a la gasificación. El reactor principal es un reactor de lecho de tornillo, y la gasificación tiene lugar en el reactor secundario.	Entrada: RSU pretratados. Salida: gas de síntesis con poder calorífico moderado, biochar, metales y ceniza.	Pirólisis y gasificación parcial.	Enfriador de gas y filtro.



2. OBJETIVO

El presente Trabajo Fin de Grado se enmarca en el proyecto de investigación “Valorización de compost y otros desechos procedentes de la fracción orgánica de los residuos municipales” (0119_VALORCOMP_2_P). EP – INTERREG VA España Portugal (POCTEP) (FEDER), 2015 – 2019, en el que participa el Grupo de Investigación Reconocido de Tecnología de Procesos Químicos y Bioquímicos (GIR 30) de la Universidad de Valladolid.

El objetivo global del proyecto es **dimensionar una planta de producción de biochar a partir de material bioestabilizado** para utilizarlo como enmienda orgánica. La capacidad de la planta será de 5000 t/año de material bioestabilizado.

Los objetivos parciales del proyecto son:

1. **Revisar la bibliografía** disponible para realizar una **propuesta de proceso** de obtención de biochar adecuado a la materia prima (material bioestabilizado) y al uso final del biochar.
2. **Seleccionar la materia prima**, evaluar y seleccionar los posibles **pretratamientos** necesarios, seleccionar la **tecnología, el tipo de reactor y las condiciones de operación** para producir biochar y determinar un **sistema de separación y purificación** de los productos obtenidos.
3. **Dimensionar y seleccionar los equipos** necesarios en la planta. Realizar los balances de materia y energía correspondientes y los diagramas de bloques y de flujo.
4. Realizar un **estudio económico** de la planta y un **análisis de sensibilidad** de la inversión.



3. SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

El objetivo de este apartado es plantear diferentes opciones del proceso de producción de biochar referidas tanto a la materia prima como al propio proceso productivo, así como elegir las más adecuadas en cada caso. Las variables estudiadas son:

- 1) Materia prima.
- 2) Etapa de pretratamiento.
- 3) Tecnología de pirólisis.
- 4) Tipo de horno de pirólisis.
- 5) Parámetros de operación de la pirólisis.
- 6) Etapa de separación y purificación.

3.1. MATERIA PRIMA

El diseño de la planta se basa en el proyecto EP – INTERREG VA España Portugal (POCTEP) (FEDER) “Valorización de compost y otros desechos procedentes de la fracción orgánica de los residuos municipales” (O119_VALORCOMP_2_P) en el que participa el Grupo de Investigación Reconocido (GIR) de Tecnologías en Procesos Químicos y Bioquímicos (GIR 30) de la Universidad de Valladolid que busca valorizar el material bioestabilizado procedente de la planta de Residuos do Nordeste de tratamiento de residuos de recogida no selectiva.

Se tienen dos posibles materias primas: afino de compostaje (material bioestabilizado) y rechazo de compostaje. Para elegir uno de ellos las principales variables que hay que tener en cuenta son: el tamaño de partícula, la cantidad de humedad, el contenido de cenizas e impurezas y el contenido en carbono y macronutrientes (nitrógeno, fósforo y potasio).

En la Tabla 3.1 se observa la distribución de tamaños de cada material. Para conseguir una mezcla homogénea en el reactor de pirólisis, interesa que el tamaño de partícula sea pequeño. En la fracción rechazo, el tamaño predominante se encuentra entre 1 y 5 mm (51,1%) mientras que en el afino casi el 50% de las partículas presentan un tamaño inferior a 1 mm.

Tabla 3.1 Distribución de tamaños de la materia prima

	> 20 mm	20 – 10 mm	10 – 5 mm	5 – 1 mm	< 1 mm
Afino	0,04%	0,76%	4,18%	46,13%	48,44%
Rechazo	0,41%	0,81%	9,43%	51,09%	37,94%

La cantidad de humedad, impurezas (vidrio y piedras principalmente) presentes en ambos materiales se puede observar en la Tabla 3.2. Hay que



tener en cuenta que en la fracción rechazo quedan la mayor parte de impurezas.

A pesar de que el contenido en humedad del material bioestabilizado es mayor: 27,8% frente al 15,7% del rechazo de compostaje, la cantidad de cenizas e impurezas es menor en el material bioestabilizado, siendo destacable que en este último no se encuentran impurezas.

Tabla 3.2 Comparación composición del material bioestabilizado y el rechazo de compost

	Material bioestabilizado	Rechazo de compostaje
Impurezas (g/100g m.h. ⁽¹⁾)	0,0	50,4
Humedad * (g/100g m.h.)	27,8	15,7
Sólidos volátiles (SV) (g/Kg m.s. ⁽²⁾)	381,0	180,9
Cenizas (g/100g m.s.)	59,3	72,7

* Humedad determinada una vez eliminadas las impurezas.

(¹) m.h.: materia húmeda. (²) m.s.: materia seca

Además del contenido en carbono, es interesante comparar la concentración de fósforo, nitrógeno, potasio y calcio ya que son los componentes de mayor interés en la aplicación de biochar como enmienda de suelos (Cha et al., 2016). De la Tabla 3.3 se obtiene que tanto el contenido en carbono como el contenido en macronutrientes (N, P, K) es mayor en el material bioestabilizado.

Tabla 3.3 Composición química del material bioestabilizado tras el afino y del rechazo (g/100g materia seca)

	C _{total}	C _{orgánico}	C _{inorgánico}	P ₂ O ₅	N _{total}	K ₂ O	CaO
Afino	27,2	23,6	3,7	1,4	1,9	2,1	11,0
Rechazo	17,5	18,8	1,7	1,0	1,1	1,4	7,9

A pesar de que el material bioestabilizado contiene más humedad (27,8%), lo que no es adecuado para la etapa de pirólisis, el tamaño de partícula de este material es menor (Tabla 3.1) lo que facilita la mezcla en la pirólisis, no contiene impurezas y la fracción de cenizas es menor (Tabla 3.2) y por último, su composición en carbono y macronutrientes (Tabla 3.3) es mayor. Es decir, el **material bioestabilizado** es más adecuado para la producción de biochar.



3.2. PRETRATAMIENTO

Tal y como se ha mencionado en el apartado 1.6.3, los posibles pretratamientos que se deben analizar son la etapa de molienda y la de secado.

3.2.1. Reducción de tamaño

El tamaño de partícula de la materia prima es importante ya que, si es elevado, el calentamiento se produce de manera heterogénea y no se logra tener una temperatura uniforme dentro del horno. En el estudio de producción de biochar a partir de RSU llevado a cabo por Jin et al. (2014), el tamaño de partículas empleado es menor que 2 mm mientras que en el llevado a cabo por Rosas (2015) a partir de residuos de viñas empleaba una materia prima de tamaño inferior a 10 mm. El 48,44% de las partículas del material bioestabilizado de afino es menor que 1 mm y el 46,13% tienen un tamaño comprendido entre 1 y 5 mm (Tabla 3.1) por lo que se concluye que **no es necesario introducir una etapa de pretratamiento de reducción de tamaño.**

3.2.2. Reducción del contenido en humedad

En cuanto a una etapa de secado, numerosos estudios mencionan la necesidad de introducir la materia prima en el horno de pirólisis con una humedad inferior al 10% (Pastor et al., 2008; Villaquiran, 2011; Rosas, 2015). En el trabajo de Russell et al. (2017) sobre la producción de biochar se utilizó madera como materia prima con una humedad del 15,2%. Dado que la materia prima a emplear presenta una humedad de casi el 30% (Tabla 3.2) es necesario introducir una **etapa de secado** que reduzca el contenido de humedad hasta un valor próximo al 15%.

Los equipos utilizados en el secado se pueden clasificar en secaderos directos o en indirectos. En los secaderos directos la transferencia de calor entre el agente secante y el sólido se produce por contacto directo mientras que en los secaderos indirectos la transferencia de calor se lleva a cabo indirectamente y el gas que absorbe la humedad no es el que aporta el calor. Esta última opción se emplea cuando el sólido tiene alto valor añadido, no se puede poner en contacto con el agente desecante... (Sebastián et al., 2010). Como la materia prima no presenta problemas al contacto con el aire se utilizará un **secadero directo.**

Los principales equipos de secado de biomasa son: secador rotatorio, secador de bandas y secador de lecho fluidizado (Sebastián et al., 2010).

Los secaderos rotatorios o tipo trommel trabajan a altas temperaturas, entre 200 y 500 °C. En este proceso no es necesario utilizar temperaturas tan altas, ya que como se estudiarán en el apartado 5. Diseño básico de la instalación,



con temperaturas inferiores el flujo necesario de aire entra dentro de los valores típicos.

El secador de lecho fluidizado consiste en la fluidización de los sólidos mediante algún agente secante (aire). Este tipo de secador requiere un gran flujo de aire y un tamaño de partícula pequeño para conseguir la correcta fluidización de las partículas y presenta problemas de corrosión y erosión de la superficie, lo que aumenta los costes de mantenimiento. Por otro lado, el secador de bandas se diferencia del secador de lecho fluidizado en que precisa de un caudal de aire menor ya que el sólido no se transporta neumáticamente y no presenta los problemas de corrosión y erosión. Las temperaturas de trabajo del secador de bandas se encuentran entre los 100 y 200 °C por lo que no se produce la descomposición de la materia orgánica en caso de que el sólido alcanzase la temperatura del aire como ocurría en el secador tipo trommel.

Debido al rango de temperatura de operación, al menor flujo de aire y menores problemas de corrosión y erosión, la etapa de secado se realizará en un **secadero de bandas**.

3.3. TECNOLOGÍA DE PIRÓLISIS

Como se ha mencionado en el apartado 1.6, existe la posibilidad de producir únicamente biochar mediante pirólisis o combinar esta tecnología con una etapa posterior de gasificación o combustión. El empleo de una tecnología combinada requiere una inversión elevada por lo que su uso debe estar claramente justificado.

La etapa de combustión se incorpora cuando el fin es la valorización energética del biochar obtenido en la pirólisis.

La opción restante sería utilizar una combinación de pirólisis con gasificación. Esta etapa se añade cuando el fin es utilizar los productos como combustibles ya que la gasificación maximiza la producción de la fracción gaseosa (ver Tabla 1.18).

Como la finalidad de la planta va a ser la producción de biochar para emplearlo como enmienda orgánica se empleará **únicamente una etapa de pirólisis** prescindiendo de gasificación y combustión. Algunas de las ventajas que presenta la pirólisis son:

- Aprovechamiento de los subproductos generados (fracción líquida y gaseosa) (Steinvorth, 2014).
- Generación específica de productos en función de las condiciones de operación (Steinvorth, 2014).
- Se evita la formación de óxidos de nitrógeno y azufre (Steinvorth, 2014).
- Facilidad de manejo de los productos finales (Steinvorth, 2014).



- Reducción de las emisiones a la atmósfera al ser un proceso cerrado (AGRO WASTE, 2004).
- Admite material residual como materia prima (AGRO WASTE, 2004).
- El proceso es autosuficiente desde el punto de vista energético (AGRO WASTE, 2004).

3.4. TIPO DE HORNO DE PIRÓLISIS

Los principales hornos utilizados en la pirólisis de residuos son: horno rotatorio, reactor de lecho fijo, reactor de lecho fluidizado y reactor tubular (Chen et al., 2015b). En cuanto a las condiciones de reacción, la mayor parte de los procesos de pirólisis son llevados a cabo a presión atmosférica.

3.4.1. Horno rotatorio

Los reactores tipo horno rotatorio se han usado en plantas ubicadas en Alemania y Japón para llevar a cabo pirólisis lentas (Czajczyńska et al., 2017). Por lo general, el proceso se lleva a cabo a temperaturas que rondan los 500 °C con un tiempo de residencia aproximado de 1 h. El empleo de material bioestabilizado minimiza los problemas de tratamiento de los RSU, ya que ya se han eliminado las impurezas y presenta un tamaño adecuado. Los hornos rotatorios presentan una mejor transferencia de calor a la materia prima que los reactores de lecho fijo y, al mismo tiempo, su funcionamiento es menos complejo que el de lecho fluidizado.

Un parámetro importante es el tiempo de residencia. En este tipo de reactor suele ser una función del flujo volumétrico medio y de la velocidad de rotación del horno. Además de las ventajas mencionadas anteriormente, la rotación lenta y la inclinación de este reactor permite una buena mezcla del material, por lo que es posible obtener productos más uniformes. El ajuste flexible del tiempo de residencia puede hacer que la reacción de pirólisis se lleve a cabo en condiciones óptimas (Czajczyńska et al., 2017). En la Tabla 3.4 se recogen los parámetros de operación típicos de este tipo de horno. Por último, la elevada longitud para el flujo de residuos permite alimentar el horno con materiales heterogéneos y por tanto no requiere pretratamiento de los residuos (Chen et al., 2015b).

Tabla 3.4 Parámetros típicos horno rotatorio. Fuente: Cueto (2016)

Longitud	4 – 12 m
Diámetro interno	0,3 – 1 m
Temperatura de trabajo	150 – 1500 °C
Velocidad de calentamiento	< 100 °C/min (pirólisis lenta)

A continuación, en la Figura 3.1 se pueden ver las partes del sistema de pirólisis de un horno rotatorio.

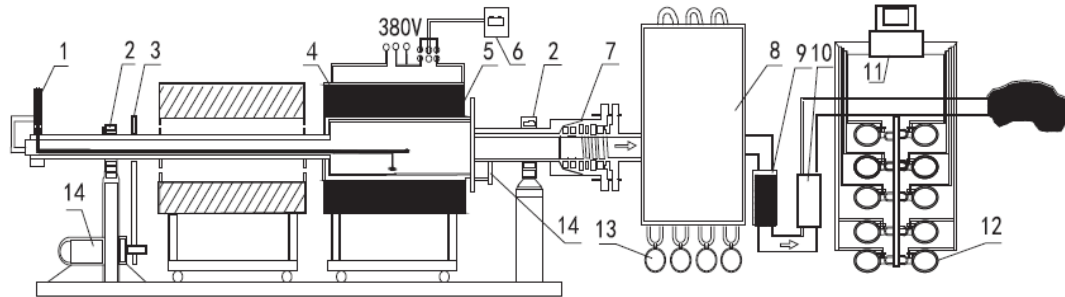


Figura 3.1 Sistema de pirólisis en un horno rotatorio. (1 – termómetro; 2 – cojinete; 3 – transmisión de engranajes; 4 – horno eléctrico; 5 – horno rotatorio; 6 – controlador de temperatura; 7 – junta; 8 – condensador de dos pasos; 9 – filtro; 10 – caudalímetro; 11 – ordenador; 12 – dispositivo de muestreo de gas; 13 – apertura para carga y descarga; 14 – maquinaria eléctrica de velocidad ajustable). Fuente: Chen et al. (2015b)

3.4.2. Reactor de lecho fijo

El sistema de pirólisis en un reactor de lecho fijo se muestra en la Figura 3.2. Este sistema es la solución más simple para estudios a escala de laboratorio ya que su diseño es muy simple. En este reactor, la materia prima se alimenta al reactor el cual es calentado externamente generalmente con un horno eléctrico. Antes de alimentar la materia prima, se introduce al reactor un flujo de gas inerte y este se mantiene durante la reacción para asegurar una atmósfera libre de oxígeno. Los vapores y gases obtenidos son evacuados durante la pirólisis mientras que el biochar normalmente es eliminado después del proceso (Czajczyńska et al., 2017). Este tipo de reactor se caracteriza por un bajo coeficiente de transferencia de calor. Además, no hay movimiento de la materia prima durante el proceso por lo que es difícil conseguir una distribución homogénea del calor cuando se usa a mayor escala, como es nuestro caso.

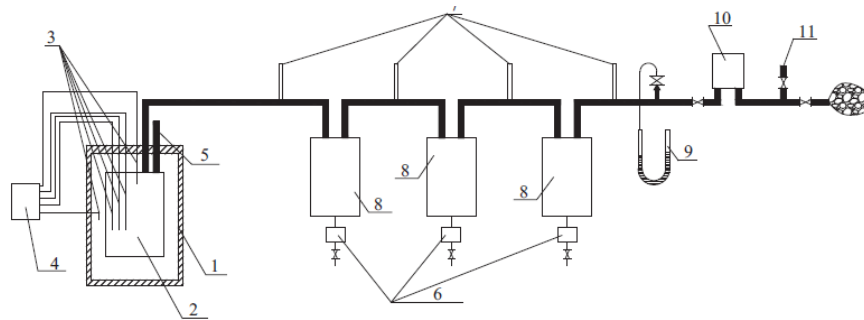


Figura 3.2 Sistema de pirólisis en un reactor de lecho fijo. (1 – horno; 2 – reactor de pirólisis; 3 – par termoeléctrico; 4 – controlador de temperatura; 5 – tubería de N₂; 6 – tanque de recolección de líquidos; 7 – termómetro; 8 – condensador; 9 – manómetro; 10 – apertura de muestreo). Fuente: Chen et al. (2015b)

3.4.3. Reactor de lecho fluidizado

Al contrario que los reactores de lecho fijo, los reactores de lecho fluidizado se caracterizan por tener una alta velocidad de calentamiento y una buena mezcla

de la materia prima. Debido a esto, son utilizados con frecuencia para estudiar la influencia de la temperatura y del tiempo de residencia del proceso de pirólisis en los productos obtenidos (Czajczyńska et al., 2017).

Los reactores de lecho fluidizado son utilizados en estudios de laboratorio, pero su aplicación industrial no es común para la pirólisis de RSU. Esto es debido a que la materia prima debe ser de pequeño tamaño para conseguir una mezcla homogénea con el material del lecho a lo largo de todo el reactor y a que es necesario separar las partículas del lecho del producto sólido obtenido. Al emplear material bioestabilizado como materia prima, el tamaño del residuo no sería un problema ya que en estos reactores es recomendable un tamaño inferior a 1 cm, pero seguiría existiendo el problema de la separación posterior de las fracciones sólidas. La Figura 3.3 muestra el esquema de este sistema.

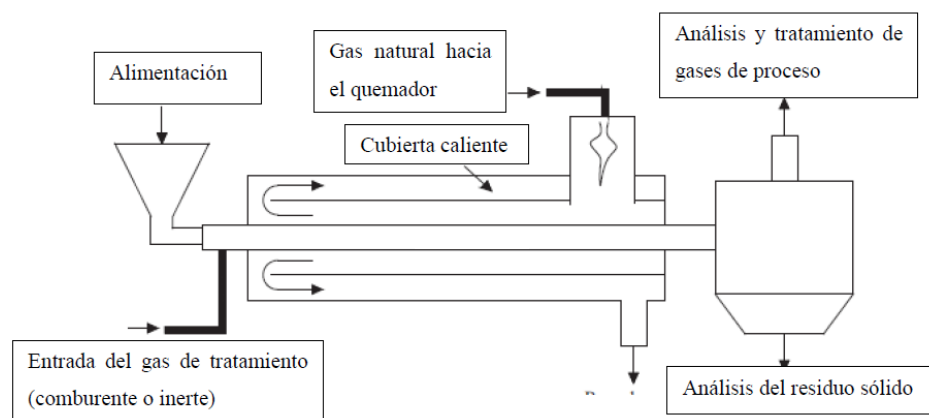


Figura 3.3 Sistema de pirólisis con reactor de lecho fluidizado. Fuente: Cueto (2016).

3.4.4. Reactor tubular

En los reactores tubulares los materiales se mueven hacia el interior a través de varios mecanismos. Los reactores tubulares más usados para pirólisis son: pirolizador de tornillo, tubo con un mezclador interno y reactor tubular rectilíneo. En este último reactor, el sólido avanza por el reactor debido a un transporte vibro-fluidizado. Las ventajas de los reactores tubulares son que incluyen la eliminación continua de la fracción sólida y del gas de los tubos del reactor y que presentan una mayor superficie para la transferencia de calor. Además, si se conoce el coeficiente de transferencia de calor es fácil de diseñar y ejecutar debido a su simplicidad y seguridad. Los reactores tubulares precisan de RSU pretratados ya que el canal por el que pasan no es de gran tamaño. Además, la erosión causada por la arena y otros sólidos duros contenidos en la materia prima suponen un riesgo para el reactor y los coeficientes de transferencia de calor no están bien definidos para los diferentes tipos de desechos.



En la Tabla 3.5 se muestra una comparación de los reactores mencionados y sus principales características. A partir de ella se deduce que el mejor reactor para pirolizar tanto RSU como material bioestabilizado es el **horno rotatorio**. Las ventajas del horno rotatorio son:

- Buena transferencia de calor.
- La rotación e inclinación favorece la homogeneización de los productos.
- Ajuste flexible del tiempo de residencia.
- La elevada longitud permite la alimentación de materiales heterogéneos.
- Adecuado para elevadas capacidades de tratamiento de residuos.



SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS



Tabla 3.5 Adaptabilidad de diferentes reactores para la pirólisis de RSU. Adaptado de: (Chen et al., 2015b)

Tipo de reactor	Escala	Pretratamiento necesario	Capacidad	Mantenimiento	Flexibilidad de operación	Aplicación recomendada
Reactor de lecho fijo	Discontinuo, solo en laboratorio.	No requerido excepto para ahorrar energía.	Pequeña, no puede exceder varias toneladas por día.	Bajo, pero el proceso discontinuo requiere trabajo manual.	Excelente flexibilidad.	No recomendado para aplicaciones industriales
Horno rotatorio	Más común.	No estrictos.	Alta, hasta 150000 t/año	De bajo a moderado.	Buena flexibilidad.	Recomendado, debe mejorarse la eficiencia; sugerido reactor multiseccional.
Reactor de lecho fluidizado	Solo para investigaciones a escala de laboratorio, sin experiencias prácticas para RSU.	Muy estrictos.	Teóricamente alta.	El más alto.	Muy limitado al cambio de tamaño; buena flexibilidad a la temperatura.	El sistema de calefacción debe mejorarse antes de la aplicación a la pirólisis de RSU.
Reactor tubular	Pocas.	Estrictos.	Hasta 50000 t/año.	De moderado a alto	Limitado al tamaño y cambios de temperatura.	Recomendado, especialmente el reactor tubular multisección.

3.5. PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA PIRÓLISIS

Los parámetros críticos de la pirólisis son el tiempo de residencia y la temperatura de operación.

Como se muestra en la Tabla 1.18 mostrada en el apartado 1.6.1, el tipo de pirólisis que maximiza la producción de biochar (fracción sólida) es la **pirólisis lenta** con un tiempo de reacción que oscila entre 30 minutos y varios días.

- Efecto de la temperatura.

La selección de la temperatura de operación se ha realizado a partir de datos experimentales sobre la producción de biochar empleando lodos de aguas residuales urbanas (Kameyama et al., 2017). La Figura 3.4 muestra el rendimiento másico¹ y el contenido en cenizas obtenido a diferentes temperaturas. A medida que aumenta la temperatura, el rendimiento decrece considerablemente. Esta disminución se aprecia claramente en el cambio de 400 °C a 600 °C. Esto se debe a que a medida que se aumenta la temperatura, los grupos hidroxilo se deshidratan y las estructuras lignocelulósicas se degradan térmicamente.

En cuanto al contenido en cenizas, se observa como a temperaturas bajas, la temperatura tiene un gran efecto en la generación de cenizas y un aumento en la temperatura incrementa el contenido de cenizas. Sin embargo, a temperaturas altas de operación (600 °C – 800 °C) el aumento se hace menos notable.

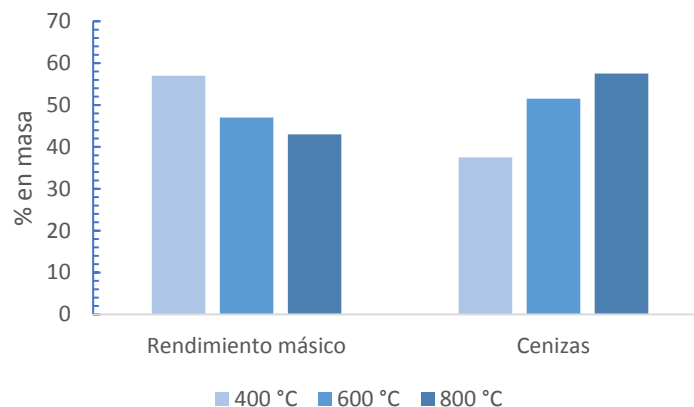


Figura 3.4 Efecto de la temperatura de operación de la pirólisis en el rendimiento másico y contenido en cenizas del biochar. Adaptado de: (Kameyama et al., 2017)

La temperatura óptima desde el punto de vista de rendimiento de producción de biochar y del contenido en cenizas es 400 °C.

¹ Rendimiento másico = (masa de biochar producido) / (masa de la materia prima) · 100

- Efecto del tiempo de residencia

En cuanto al tiempo de residencia, se ha partido del estudio de Rehrah et al. (2016) sobre la producción de biochar a partir de una mezcla de tres residuos: papel, residuos vegetales y madera. En la Figura 3.5 se muestra el efecto del tiempo de residencia sobre el rendimiento másico y en contenido en cenizas. Se observa que el rendimiento de producción de biochar disminuye a medida que aumenta el tiempo de residencia, mientras que la cantidad de cenizas aumenta. Aunque el contenido en cenizas no se ve muy afectado por el tiempo de residencia, el rendimiento disminuye considerablemente al aumentar el tiempo de residencia de 2 a 4h, mientras que al aumentar de nuevo de 4 a 6 h disminuye ligeramente.

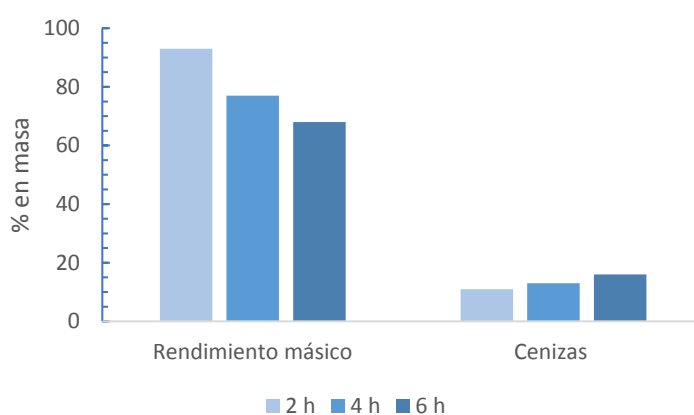


Figura 3.5 Efecto del tiempo de residencia de la pirólisis en el rendimiento másico y el contenido en cenizas. Adaptado de: Rehrah et al. (2016)

El tiempo de residencia óptimo desde el punto de vista de rendimiento de producción de biochar y del contenido en cenizas es de 2h.

Por lo tanto, la temperatura de operación y el tiempo de residencia óptimos son **400°C** y **2h** ya que con estas condiciones se maximiza el rendimiento de producción de biochar y se minimiza la generación de cenizas.

3.6. SEPARACIÓN Y PURIFICACIÓN

Tras la pirólisis, se obtienen tres productos de reacción: la fracción sólida (biochar), la fracción líquida y la fracción gaseosa.

- **Fracción sólida.** El biochar es el producto deseado de la planta. Está formado por todos los materiales no combustibles, los cuales no han sido condensados o proceden de una condensación molecular con alto contenido en carbón, metales pesados y otros componentes inertes de los residuos. Una vez producido irá a una etapa de enfriamiento donde alcanzará una temperatura aproximada de 30°C y finalmente se empleará como enmienda orgánica. En cuanto al equipo de enfriamiento del biochar, el análisis es similar



al realizado para el secadero en el apartado 3.2.2. Aunque en este caso no existe el inconveniente de la temperatura alta de operación, el enfriador rotativo sigue presentando el inconveniente del alto coste de mantenimiento por lo tanto se utilizará un **enfriador de bandas** para esta etapa.

- **Fracción líquida.** Está compuesto por una fase acuosa con compuestos oxigenados y otra orgánica (bioaceite) formada principalmente por compuestos de alto peso molecular: hidrocarburos de cadenas largas como aceites, alquitranes, fenoles, ceras, etc. formados al condensar a temperatura ambiente (MAPAMA, n.d.). Debido a la etapa de secado previa a la pirólisis la fase acuosa será minoritaria.

- **Fracción gaseosa.** Los gases no condensables, son gases pobres con poder calorífico medio – bajo. Estos gases son principalmente H_2 , CO , CO_2 , CH_4 y compuestos más volátiles procedentes del cracking de las moléculas orgánicas, junto con los ya existentes en los residuos (MAPAMA, n.d.). Este gas puede utilizarse para calentar el reactor de pirólisis, generar energía eléctrica mediante combustión en motores, como combustible en quemadores de calderas o en turbinas de gas.

El poder calorífico superior de cada fracción, la composición de la fracción líquida y gaseosa obtenidos de los datos experimentales de Yang et al. (2018) de la producción de biochar mediante pirólisis lenta a $450^\circ C$ empleando como materia prima la fracción orgánica de RSU con una humedad de 12,7% se muestran en las tablas 3.6, 3.7 y 3.8 respectivamente.

Tabla 3.6 Poder calorífico superior de los productos de pirólisis

	Biochar	Líquido orgánico	Gas
MJ/Kg producto	12,33	36,26	2,93

Tabla 3.7 Composición elemental fracción líquida (% en masa)

	Líquido orgánico	Líquido acuoso
C	79,8	10,6
H	9,4	10,8
O	7,7	77,1
N	3,1	1,5

Tabla 3.8 Composición de la fracción gaseosa (% en volumen)

CO_2 y OG*	CO	CH_4	H_2
80%	17,5%	2%	0,5%

* OG: otros gases (hidrocarburos ligeros (C_mH_n): etano, etileno, propano, etc.)

A la salida del reactor, la corriente gaseosa está formada por gases no condensables, bioaceite y vapor de agua (Hernández y Fernández, 2014).

Para separar las fracciones líquidas de los gases no condensables, se tiene un condensador parcial de gases. Los gases no condensables pueden arrastrar



trazas de bioaceite y agua, para evitar que esto se produzca se dispone de un filtro. El filtro es un eliminador de nieblas (demister). Estos filtros eliminan el 100% de las partículas líquidas mayores a $10\mu\text{m}$ y el 99,9% de gotas mayores de $2\mu\text{m}$, presenta bajas pérdidas de carga y elimina tanto agua como compuestos orgánicos. Finalmente, los gases no condensables se utilizan para producir energía.

La fracción orgánica del líquido se separa de la acuosa por gravedad mediante un decantador y se emplea para generar energía mientras que la fracción acuosa se lleva a tratamiento de aguas residuales.

4. PROPUESTA DEL PROCESO. DIAGRAMA DE BLOQUES

En este apartado se va a especificar el proceso elegido para la producción de biochar y los parámetros principales de cada etapa. El proceso consta de tres etapas principales mostradas en la Figura 4.1:

1. Pretratamiento de la materia prima mediante secado.
2. Pirólisis.
3. Separación y purificación de los productos de pirólisis.

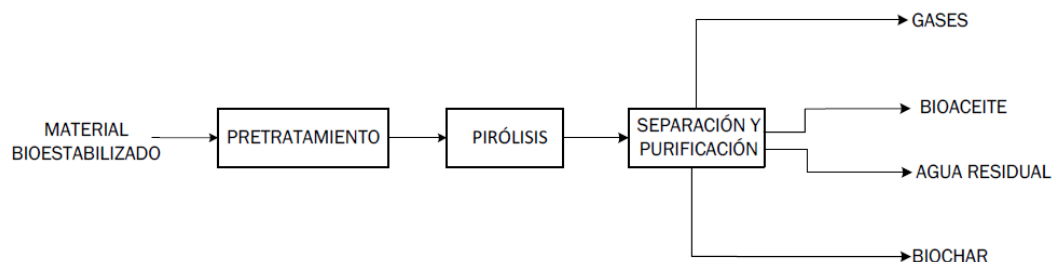


Figura 4.1 Diagrama de bloques simplificado

4.1. PRETRATAMIENTO: SECADO

El material bioestabilizado almacenado a temperatura ambiente (20 °C aproximadamente) se somete en primer lugar a una etapa de secado. Esta etapa tiene por objetivo reducir su humedad hasta al menos un 15%. Para ello se dispone de un secadero de bandas en continuo en el que entra aire a 110 °C con una humedad de $0,01 \frac{\text{g agua}}{\text{g aire seco}}$. El aire húmedo abandona el secadero y se conduce hacia una torre de contacto aire – agua donde se produce la deshumidificación del aire. A continuación, es calentado nuevamente para recuperar la temperatura inicial. Parte de este calentamiento se hace enfriando el biochar y los gases a la salida de la pirólisis. Por último, el aire alcanza de nuevo su temperatura inicial en un intercambiador de calor empleando como fluido caliente vapor de agua.

4.2. PIRÓLISIS

La pirólisis se lleva a cabo en un reactor rotatorio a 400 °C durante 2 h y a presión atmosférica. Antes de que comience la reacción, el reactor se purga con nitrógeno para eliminar el oxígeno presente. Hay que tener en cuenta que la reacción de pirólisis es una reacción exotérmica lo que disminuye las necesidades de calentamiento. El tiempo de residencia hace referencia al tiempo que tiene que pasar el material bioestabilizado a 400 °C, por lo tanto se va a disponer de dos reactores rotatorios en serie con una disposición similar al sistema de Honghoo (Chen et al., 2015b) mostrado en la Figura 4.2. En el primer reactor el material bioestabilizado se calentará hasta alcanzar los

400 °C, mientras que el segundo reactor es un reactor isoterma en el que se producirá la reacción a 400 °C durante 2 h.

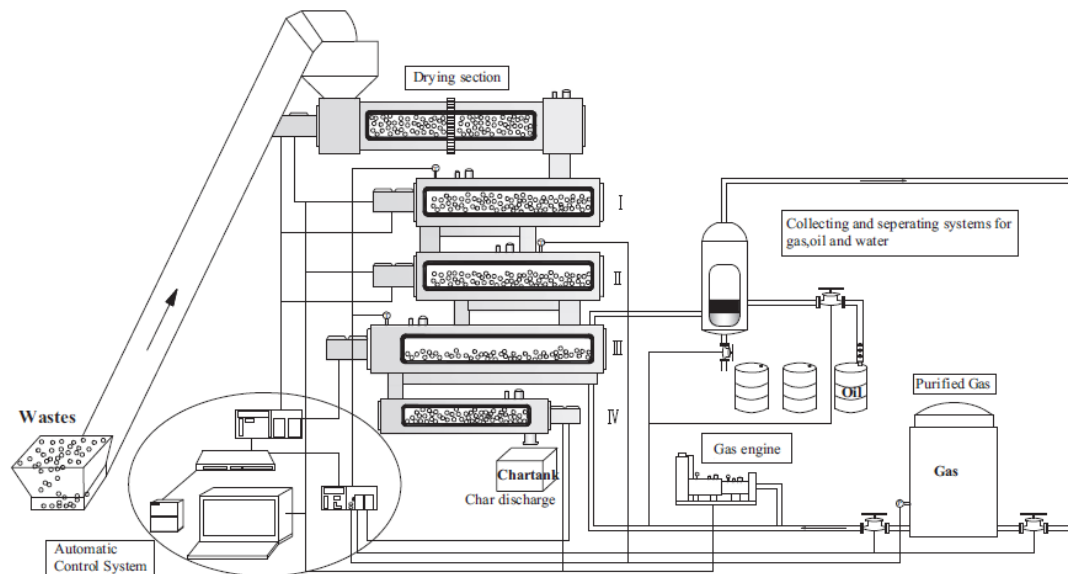


Figura 4.2 Esquema del sistema de Honghoo. (I, II y III son la primera, segunda y tercera etapa del reactor de pirólisis respectivamente y IV es el enfriador del biochar). Fuente: Chen et al. (2015b)

El tiempo de retención de los sólidos en el reactor rotatorio viene dado por el diámetro, longitud, velocidad e inclinación del horno, así como por las características físicas del material (densidad, tamaño y ángulo de reposo). El material dentro del reactor presenta dos movimientos transversales, un movimiento subcrítico en forma oscilatoria que dificulta la mezcla del material y presenta baja transmisión de calor y un movimiento supercrítico en el que el material cae sobre el que se encuentra diagonalmente en el horno. El movimiento que interesa conseguir en el reactor es el movimiento supercrítico ya que mejora la transferencia de materia y energía durante el proceso (Rosas, 2015). La Figura 4.3 ilustra los dos tipos de movimiento.

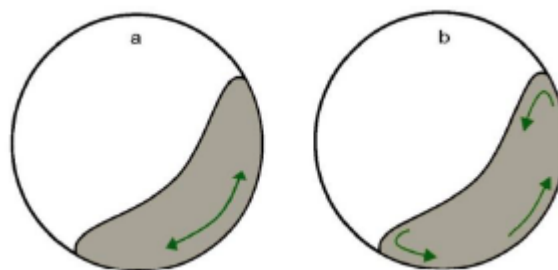


Figura 4.3 Tipos de movimiento transversal del material en el interior de un horno rotatorio; a) movimiento subcrítico, b) movimiento supercrítico. Fuente: Rosas (2015)

La pendiente de los hornos rotatorios oscila entre el 2 y el 6% respecto a la horizontal, siendo poco común emplear pendientes mayores al 4%. En función de la pendiente del horno, hay establecidos un grado de llenado óptimo

(relación entre la parte ocupada por material respecto a la sección transversal total del horno). Esta relación se muestra en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1 Grados de llenado óptimo para pendientes comunes de hornos rotatorios.
Fuente: Rosas (2015)

Pendiente del horno (%)	Grado de llenado (%)
2,5	13
3,5	12
3,5	11
4,0	10
4,5	9

A medida que disminuye la pendiente del horno, se requiere una mayor velocidad de rotación del reactor para conseguir una mezcla homogénea del material y favorecer la transferencia de calor. Por ello para el diseño del reactor se tomará una pendiente del 2,5% ($1,43^\circ$ respecto a la horizontal) y por tanto el grado de llenado será del 13%. A su vez, el grado de llenado del horno está relacionado con el ángulo central (α) (ver Figura 4.4). En la Tabla 4.2 se representan algunos valores límite del grado de llenado en función del ángulo central.

Tabla 4.2 Valores de grado de llenado de hornos rotatorios en función del ángulo central.
Adaptado de: (Rosas, 2015)

Ángulo central (α)	Llenado del reactor (%)
110	15,65
105	13,75
100	12,10

Dado que el grado de llenado determinado es del 13%, el ángulo central α correspondiente es de $102,72^\circ$.

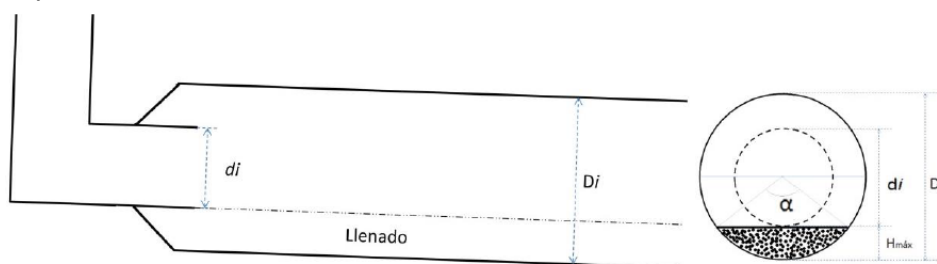


Figura 4.4 índice de llenado de un horno rotatorio. Fuente: Rosas (2015)

En la Tabla 4.3 se recogen los parámetros de operación definidos del horno más otros parámetros necesarios para el diseño. Ambos reactores tendrán los mismos parámetros.



Tabla 4.3 Parámetros del horno rotatorio

Parámetro	Valor
Ángulo dinámico de reposo del material (θ)	47°
Velocidad de rotación del horno (n)	3,5 rpm
Pendiente del horno (δ)	2,5% (1,43°)
Grado de llenado del horno (\varnothing)	13%
Ángulo central (α)	102,72°

4.3. SEPARACIÓN Y PURIFICACIÓN

La separación y purificación de los productos de la pirólisis sigue la siguiente secuencia:

1. Biochar: el biochar abandona el reactor de pirólisis por la zona inferior y es conducido a un sistema de enfriamiento de bandas antes de ser almacenado.
2. Gases: La corriente gaseosa a la salida del reactor se lleva a un condensador donde se separa la fracción líquida de los gases no condensables. Para evitar que los gases arrastren trazas de líquido se dispone de un filtro.
 - 2.1. Gases no condensables: se utilizan para generar energía en un motor de gas.
 - 2.2. Fracción líquida con dos fases: orgánica y acuosa. Separación de dos fases inmiscibles mediante decantación. Una vez separada la fracción orgánica se emplea para generar energía y la fracción acuosa se lleva a tratamiento de aguas residuales.

4.3.1. Biochar: enfriamiento

El biochar producido sale del horno de pirólisis a 400°C. Antes de ser almacenado se lleva a un enfriador de bandas donde se reduce su temperatura hasta 30°C aproximadamente y se almacena para ser aplicado como enmienda orgánica. Para enfriar el biochar, se emplea la corriente de aire deshumidificada, que precisa ser calentada.

4.3.2. Gases

Los gases generados durante la pirólisis se conducen a un enfriador de gases para bajar su temperatura antes de introducirlos en el condensador. La fracción líquida condensa completamente a 89°C y la temperatura de operación del condensador es del orden de 30°C (Ledesma, 2017). La fracción líquida condensada se lleva a un decantador donde se separa la fracción acuosa del bioaceite por efecto de la gravedad.

Los gases no condensables pueden arrastrar trazas de líquido por lo que se dispone de un eliminador de niebla. Este filtro no es un equipo independiente, sino que se encuentra dentro del condensador como se puede observar en la

Figura 4.5. Está formado por un conjunto de mallas de hilos tejidos formando un cuerpo denso. Cuando el gas lo atraviesa, las partículas pequeñas de líquido arrastradas por el gas chocan con los hilos, se aglomeran por atracción molecular aumentando su tamaño hasta que se desprenden por gravedad.

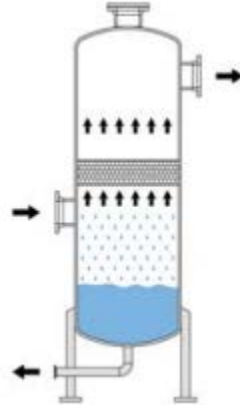


Figura 4.5 Separador demister.

La fracción líquida está formada por dos fases una orgánica con alto poder calorífico (36,26 MJ/Kg) y otra acuosa. Uno de los inconvenientes de los bioaceites es su contenido en agua (Urien, 2013), como ambos líquidos son inmiscibles, se dispone de un decantador continuo gravitatorio como el mostrado en la Figura 4.6 para separar la fase acuosa sin interés energético del bioaceite. La mezcla de alimentación entra al separador y los líquidos fluyen lentamente por el tanque, se separan en dos fases y descargan por los rebosaderos. Cuando los rebosaderos son suficientemente grandes para despreciar la resistencia de fricción al flujo de líquidos y la descarga sea a la misma presión que a la existente en el espacio gaseoso situado sobre los líquidos, el funcionamiento del decantador sigue los principios de la estática de fluidos. Debido a la diferencia de densidades entre la fracción acuosa (100 kg/m^3) y el bioaceite (921 kg/m^3).

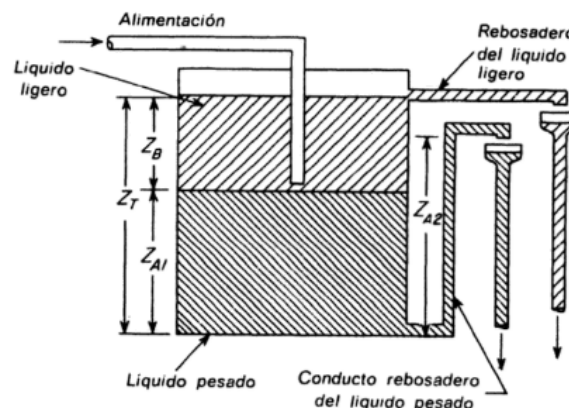


Figura 4.6 Decantador continuo de gravedad para líquidos no miscibles.

Fuente: McCabe y Smith (2003)

4.4. DIAGRAMA DE BLOQUES Y DIAGRAMA DE FLUJO

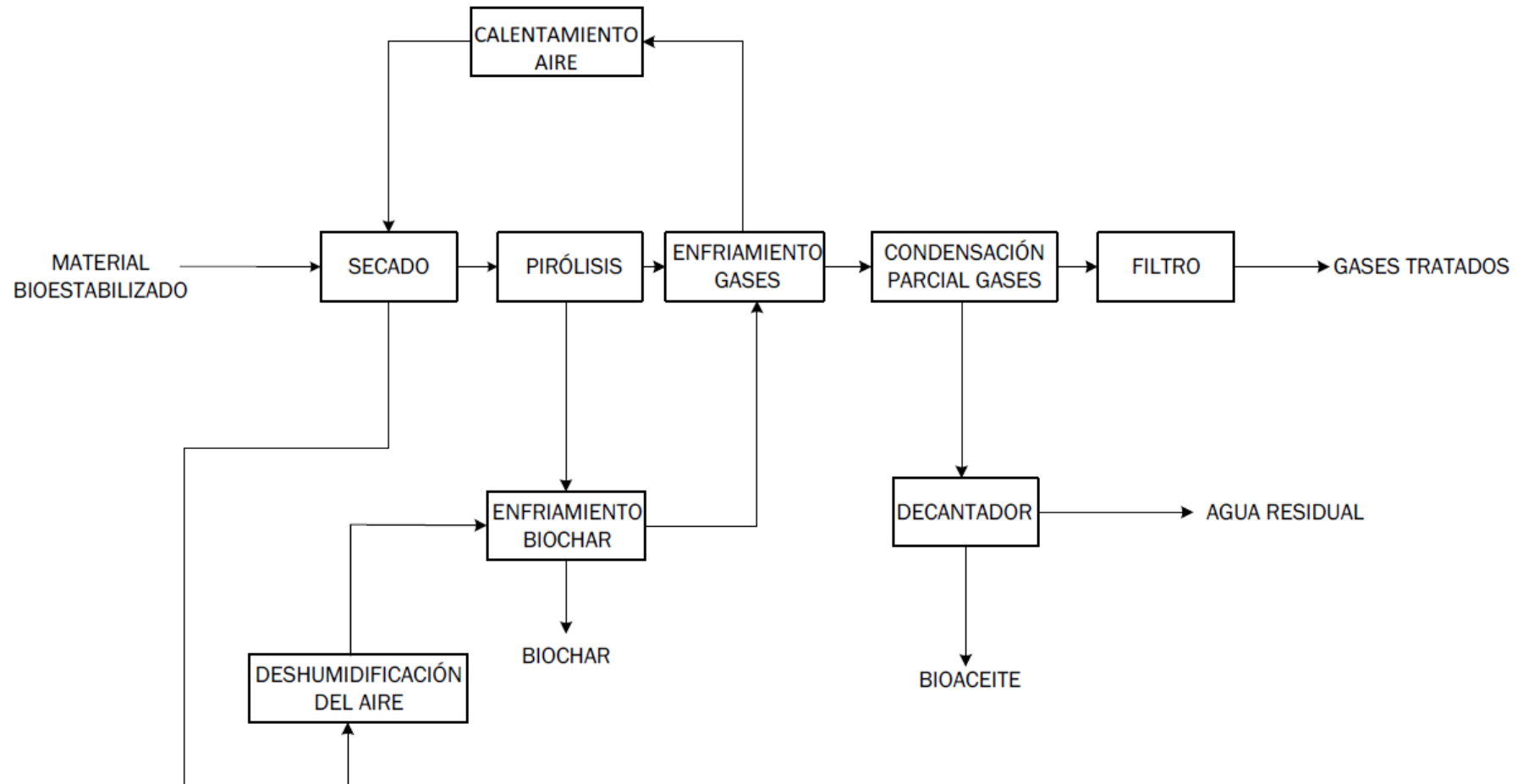
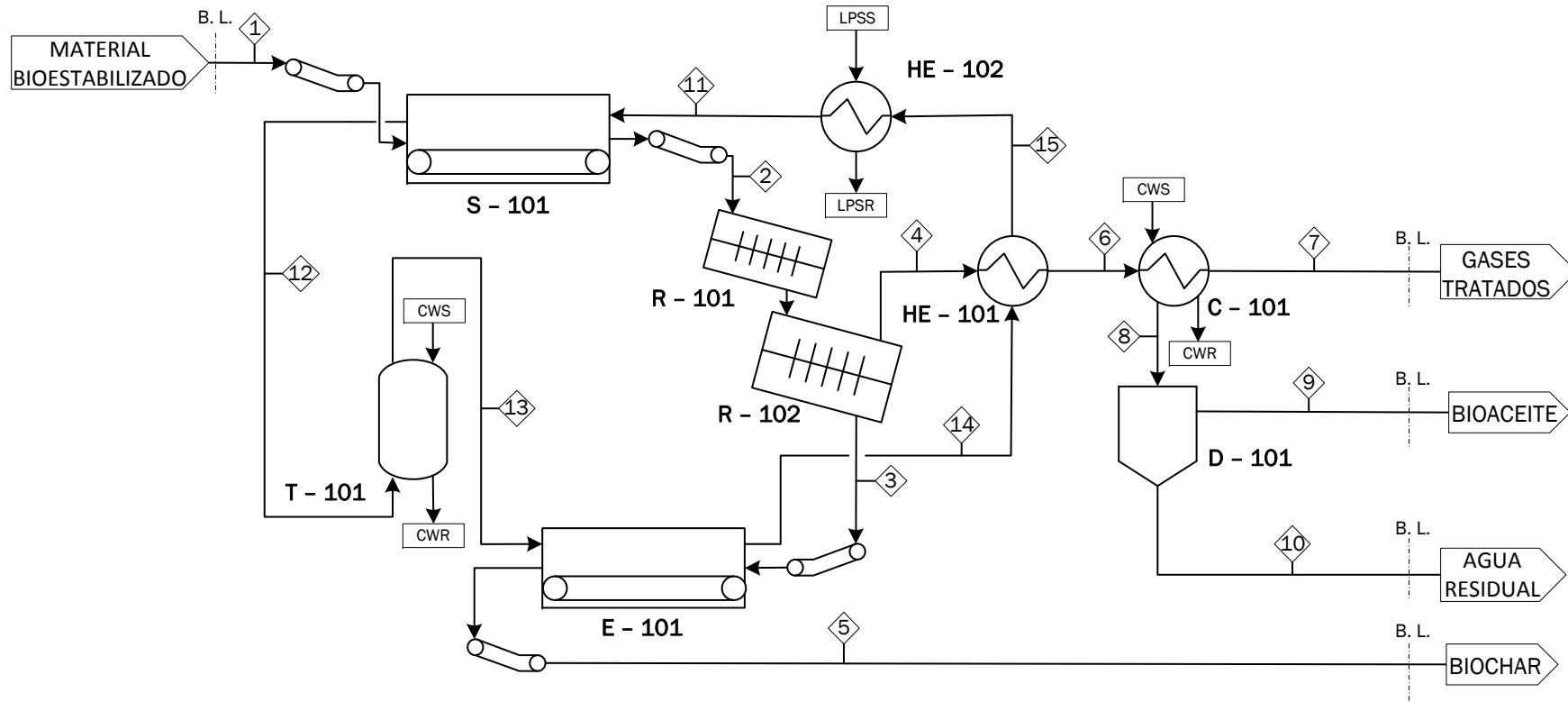


Figura 4.7 Diagrama de bloques de la instalación

S - 101 SECADERO MATERIAL BIOESTABILIZADO
 T - 101 TORRE DE DESHUMIDIFICACIÓN DEL AIRE
 E - 101 ENFRIADOR DE BIOCHAR

HE - 102 CALENTADOR DEL AIRE DE SECADO
 R - 101 PRIMER REACTOR DE PIRÓLISIS
 R - 102 SEGUNDO REACTOR DE PIRÓLISIS

HE - 101 ENFRIADOR GASES PIRÓLISIS
 C - 101 CONDENSADOR GASES PIRÓLISIS
 D - 101 DECANTADOR FASE LÍQUIDA PIRÓLISIS



GENERAL NOTES

NOTES

CWS (Cooling Water Service): Servicio de agua de refrigeración (10 °C).
CWR (Cooling Water Return): Agua de refrigeración de retorno (20 °C).
LPSS (Low Pressure Steam Service): Servicio de vapor de baja presión (170 °C).
LPSR (Low Pressure Steam Return): Vapor de baja presión de retorno (120 °C).

CORRIENTE / COMPONENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Aire seco (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	18050,0	18050,0	18050,0	18050,0	18050,0
Agua (kg/h)	173,8	67,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	180,5	286,6	180,5	180,5	180,5
Material bioestabilizado seco (kg/h)	451,3	451,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Gases de pirólisis (kg/h)	0,0	0,0	0,0	220,5	0,0	220,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂ (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	553,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	77,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CH ₄ (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	5,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H ₂ (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Biochar (kg/h)	0,0	0,0	298,4	0,0	298,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Agua residual (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	129,7	0,0	129,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Bioaceite (kg/h)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	51,9	51,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
TOTAL (kg/h)	625,0	518,9	298,4	220,5	298,4	220,5	635,3	181,6	51,9	129,7	18230,5	18336,6	18230,5	18230,5	18230,5
T (°C)	20,0	20,0	400,0	400,0	30,0	110,0	30,0	30,0	30,0	30,0	110,0	94,6	28,3	34,9	42,0
P (bar)	1,0	1,0	1,0	28,7	1,0	16,0	6,2	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

FECHA
 9/07/2018

POR
 ESTHER DEL AMO MATEOS

PLANTA DE PRODUCCIÓN
 DE BIOCHAR



5. DIMENSIONADO BÁSICO DE LA INSTALACIÓN

En este apartado se van a dimensionar los equipos descritos en el apartado anterior. La capacidad de la planta será de 5000 t/año de material bioestabilizado que, operando 8000 h al año, será de 625 kg/h. Para el dimensionado de los equipos se han seguido las indicaciones de Coulson y Richardson (2005) y Mc Cabe et al. (2007).

5.1. SECADO (S - 101)

A continuación, se va a diseñar el equipo de secado. Tal y como se ha explicado en los apartados anteriores, el equipo es un secadero de bandas en el que el aire circula a contracorriente del sólido, el cual se encuentra a 20°C. Esta temperatura permanece constante durante el proceso de secado.

Se va a considerar despreciable la humedad ligada del sólido y una humedad crítica (X_c) igual a $0,2 \frac{\text{g agua}}{\text{g sólido seco}}$.

De la Tabla 3.2 mostrada en el apartado 3.1, se obtiene el valor de humedad del sólido a la entrada del secadero en base húmeda: $0,278 \frac{\text{g agua}}{\text{g materia húmeda}}$, la cual se quiere reducir a un valor final (X_f) de $0,15 \frac{\text{g agua}}{\text{g materia seca}}$. Conociendo la cantidad de sólido, se puede calcular la humedad inicial en base seca (X_i).

$$0,278 \frac{\text{g agua}}{\text{g materia húmeda}} \cdot 5000 \frac{\text{t materia húmeda}}{\text{año}} = 1390 \text{ t agua/año}$$

$$S = 5000 \frac{\text{t materia húmeda}}{\text{año}} - 1390 \frac{\text{t agua}}{\text{año}} = 3610 \frac{\text{t m. s.}}{\text{año}}$$

Sonde S hace referencia al flujo de materia seca (m.s.). Teniendo en cuenta las horas operativas de la planta al año, el flujo de materia seca será de 451,25 kg m. s./h

$$X_i = \frac{1390 \text{ t agua/año}}{3610 \text{ t m. s./año}} = 0,385 \frac{\text{g agua}}{\text{g m. s.}}$$

Las propiedades del aire empleado para secar el sólido se muestran en la Tabla 5.1

Tabla 5.1 Propiedades del aire a la entrada del secadero

G/S (kg a.s./kg m.s.)	Y _i (kg agua/kg a.s.)	T _i (°C)
40	0,01	110

G: flujo másico de aire seco; Y_i: humedad inicial absoluta del aire; T_i: temperatura del aire a la entrada; a.s.: aire seco



$$\frac{G}{S} = 40 \rightarrow G = 451,25 \cdot 40 = 18050 \text{ kg a. s./h}$$

En la Tabla 5.2 se recogen las propiedades utilizados para los cálculos

Tabla 5.2 Propiedades termofísicas del aire y del vapor de agua

ρ aire (kg/m ³)	Mm aire (kg/kmol)	Cp a.s. (J/kg·K)	Cp vapor (J/kg·K)	λ (J/Kg agua)
0,9213	29	1005	1880	2501400

ρ : densidad; Mm: peso molecular; Cp: calor específico; λ : entalpía de vaporización del agua

con estos valores, realizando un balance de materia global al agua (Ecuación 1), se calcula la humedad del aire a la salida del secadero (Y_f)

$$G \cdot (Y_f - Y_i) = S \cdot (X_i - X_f) \quad \text{Ecuación 1}$$

$$18050 \cdot (Y_f - 0,01) = 451,25 \cdot (0,385 - 0,15) \rightarrow Y_f = 0,016 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg a. s.}}$$

Para conocer la humedad crítica del aire (Y_c), se realiza un balance de materia desde la sección de salida del sólido y entrada del aire hasta la zona crítica (Ecuación 2)

$$G \cdot (Y_i - Y_c) = S \cdot (X_c - X_f) \quad \text{Ecuación 2}$$

$$18050 \cdot (0,01 - Y_c) = 451,25 \cdot (0,2 - 0,15) \rightarrow Y_c = 0,011 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg a. s.}}$$

Una vez se conocen los flujos y humedades del aire y del sólido a la entrada y a la salida, se proceden a calcular los coeficientes de transmisión de calor por convección (h) y de transferencia de materia (k_y). Para ello se va a emplear la correlación mostrada en la Ecuación 3 para flujo de aire paralelo a la superficie.

$$h = 0,0204 \cdot G^{0,8} [=] \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad \text{Ecuación 3}$$

Para poder usar esta correlación se deben cumplir las condiciones mostradas en la Tabla 5.3

Tabla 5.3 Condiciones de la correlación del coeficiente de transmisión de calor por convección

	Valor mínimo	Valor máximo
T (°C)	45	150
G' (kg·h ⁻¹ ·m ⁻²)	2450	29300
u (m·s ⁻¹)	0,61	7,6

G': flujo másico de aire por unidad de superficie de secado; u: velocidad del aire en el secadero

Las dimensiones del secadero empleado se han seleccionado tras una revisión de los secaderos de bandas comerciales y son: 1910 mm de largo; 2550 mm de ancho y 2090 mm de alto. Por lo tanto, la sección que atraviesa el flujo de aire (S_{aire}) y el área de secado (A) son

$$S_{\text{aire}} = 2550 \cdot 2090 = 5,33 \text{ m}^2 \quad A = 1910 \cdot 2550 = 4,87 \text{ m}^2$$



Con estos valores se comprueba que se cumplen las condiciones de la Tabla 5.3

$$G' = \frac{18050}{4,87} = 3706 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \in (2450, 29300)$$

Como puede verse, el valor de G' calculado cumple con las condiciones de la correlación ya que es mayor a $2450 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ y menor a $29300 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$.

$$u = \frac{G/\rho}{S_{\text{aire}}} = \frac{18050/0,9213}{5,33} \cdot \frac{1}{3600} = 1,02 \text{ m/s} \in (0,61, 7,6)$$

La velocidad calculada se encuentra dentro del rango indicado en la correlación ya que es superior a $0,61 \text{ m/s}$ e inferior a $7,6 \text{ m/s}$.

La temperatura de entrada del aire se encuentra dentro del rango para usar la correlación (110°C). La temperatura de salida del aire se calcula mediante un balance de energía considerando que el secadero es adiabático (Ecuación 4) tomando como temperatura de referencia (T_{ref}) 0°C

$$G \cdot (H_{a_i} - H_{a_f}) = S \cdot (H_{s_f} - H_{s_i}) \quad \text{Ecuación 4}$$

Siendo H_a la entalpía del aire y H_s la entalpía del sólido.

El incremento de entalpía del sólido se debe al aumento de temperatura que sufre dentro del secadero, como se ha mencionado anteriormente, este cambio de temperatura es despreciable y con ello la diferencia de entalpía del sólido. Por lo tanto, el balance de energía se simplifica de la siguiente manera

$$H_{a_i} = H_{a_f}$$

La entalpía del aire a la entrada y salida del secadero se calcula con la Ecuación 5

$$H_a = (C_{p_{a.s.}} + C_{p_{\text{vapor}}} \cdot Y) \cdot (T - T_{\text{ref}}) + Y \cdot \lambda \quad \text{Ecuación 5}$$

$$H_{a_i} = (1005 + 1880 \cdot 0,01) \cdot (110 - 0) + 0,01 \cdot 2501400 = 137632 \frac{\text{J}}{\text{kg a. s.}}$$

$$H_{a_f} = (1005 + 1880 \cdot 0,016) \cdot (T_f - 0) + 0,016 \cdot 2501400$$

Por lo tanto, retomando el balance de energía simplificado:

$$137632 = (1005 + 1880 \cdot 0,016) \cdot T_f + 0,016 \cdot 2501400$$

$$T_f = 94,6^\circ\text{C} \in (45, 150)$$

La temperatura final del aire también se encuentra dentro del rango indicado para poder usar la correlación.

Retomando la Ecuación 3, se calcula el coeficiente de transmisión de calor necesario para calcular el coeficiente de transferencia de materia.

$$h = 0,0204 \cdot 3706^{0,8} = 14,61 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \approx 52608 \frac{\text{J}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Mediante la ecuación de Lewis (Ecuación 6), se obtiene el coeficiente de transferencia de materia, necesario para calcular el tiempo requerido de secado.

$$k_y = \frac{h}{M_{\text{aire}} \cdot C_{p_{\text{a.s.}}}} \quad \text{Ecuación 6}$$

$$k_y = \frac{52608}{29 \cdot 1005} = 1,805 \frac{\text{kmol}}{\text{h} \cdot \text{m}^2}$$

El siguiente paso consiste en obtener la temperatura de bulbo húmeda (T_w) y la humedad de bulbo húmeda (Y_w) a partir del diagrama psicrométrico (Figura 5.1) entrando con la temperatura y humedad inicial del aire: 110°C y $0,01 \frac{\text{g agua}}{\text{g a.s.}}$

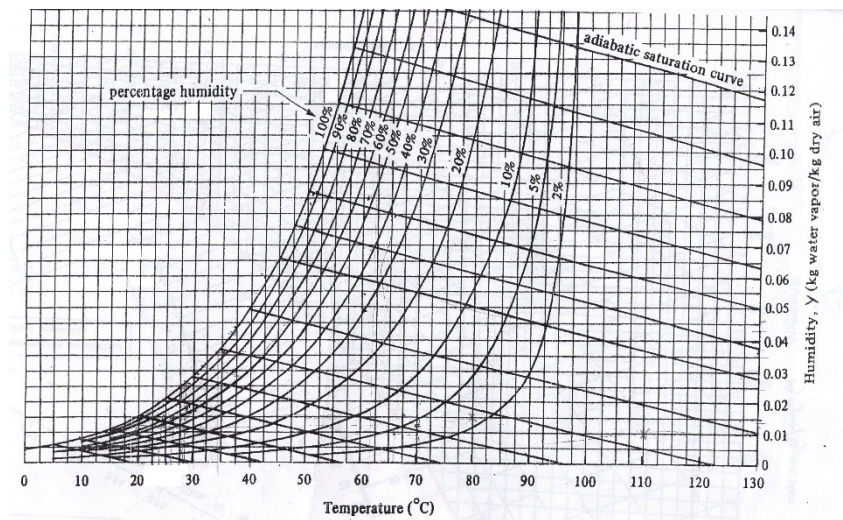


Figura 5.1 Diagrama psicrométrico a 760 mmHg. Fuente: Treybal (1980)

$$T_w = 37^\circ\text{C} \quad Y_w = 0,043 \frac{\text{g agua}}{\text{g a.s.}}$$

Conocidos todos los datos, ya se puede calcular el tiempo requerido de secado. Para ello, hay que diferenciar dos tramos, uno en el que la velocidad de secado (R) es constante (Ecuación 7) y otro en el que la velocidad de secado es decreciente (Ecuación 8).

$$t_{R=\text{cte}} = \frac{G}{A \cdot k_y \cdot M_{\text{aire}}} \cdot \ln \left(\frac{Y_w - Y_c}{Y_w - Y_f} \right) \quad \text{Ecuación 7}$$

$$t_{R=\text{cte}} = \frac{18050}{4,87 \cdot 1,805 \cdot 29} \cdot \ln \left(\frac{0,043 - 0,011}{0,043 - 0,016} \right) = 11,0 \text{ h}$$

$$t_{R \neq \text{cte}} = \frac{G}{S} \cdot \frac{S}{A} \cdot \frac{X_c}{k_y \cdot M_{\text{aire}}} \cdot \frac{1}{X_f + \frac{G}{S} \cdot (Y_w - Y_i)} \cdot \ln \left(\frac{X_c \cdot (Y_w - Y_i)}{X_f \cdot (Y_w - Y_c)} \right) \quad \text{Ecuación 8}$$



$$t_{R \neq cte} = 40 \cdot \frac{451,25}{4,87} \cdot \frac{0,2}{1,805 \cdot 29} \cdot \frac{1}{0,15 + 40 \cdot (0,043 - 0,01)} \cdot \ln \left(\frac{0,2 \cdot (0,043 - 0,01)}{0,15 \cdot (0,043 - 0,011)} \right)$$

$$t_{R \neq cte} = 3,1 \text{ h}$$

El tiempo total de secado requerido será la suma de los dos tramos

$$t_{TOTAL} = t_{R=cte} + t_{R \neq cte} = 11 + 3,1 = 14,1 \text{ h}$$

Por lo tanto, el sólido deberá avanzar en el secadero a una velocidad de:

$$u_{sólido} = \frac{L}{t} = \frac{1910 \cdot 10^{-3}}{14,1} = 0,13 \text{ m/h}$$

En la Tabla 5.4 se muestra un resumen de los resultados obtenidos a lo largo de este apartado

Tabla 5.4 Resultados obtenidos de la etapa de secado

Sólido		Dimensiones secadero	
S (kg m.s./h)	451,25	Largo (mm)	1910
T (°C)	20	Ancho (mm)	2550
X _i (g agua/g m.s.)	0,385	Alto (mm)	2090
X _f (g agua/g m.s.)	0,15	A _{secado} (m ²)	4,87
X _c (g agua/g m.s.)	0,2	S _{aire} (m ²)	5,33
Aire		Tiempo de secado	
G (kg a.s./h)	18050	t _{R = cte} (h)	11,0
T _i (°C)	110	t _{R ≠ cte} (h)	3,1
T _f (°C)	94,6	t _{TOTAL} (h)	14,1
Y _i (g agua/g a.s.)	0,01		
Y _f (g agua/g a.s.)	0,016		
Y _c (g agua/g a.s.)	0,011		

5.2. REACTORES DE PIRÓLISIS (R - 101 y R - 102)

Cuando el material bioestabilizado alcanza la humedad requerida, este se introduce en el reactor rotativo R - 101 donde va a alcanzar la temperatura de pirólisis (400 °C) y se conduce al reactor R -102 donde durante 2 horas va a producirse la pirólisis a temperatura constante.

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos en el apartado 5.1, el flujo másico (F_i) de material bioestabilizado que se alimenta al reactor a 20 °C es

$$F_i = 451,25 \frac{\text{kg m. s.}}{\text{h}} \cdot \left(1 + 0,15 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg s. s.}} \right) = 518,94 \text{ kg/h}$$

En lo relativo al diseño del reactor de pirólisis, se toma como condiciones de operación la temperatura y el tiempo de residencia obtenidos como óptimos en



el apartado “SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS”: 400 °C y 2h y los parámetros definidos en la Tabla 4.3 mostrada en el apartado 4.2. Además, se consideran los siguientes parámetros:

- Densidad del sólido: 700 kg/m³ (FAO, 2013).
- Calor específico del sólido: 1500 J/(kg·K) (Ledesma, 2017).
- Calor de reacción de pirólisis: $\Delta H_r = -225$ kJ/kg (Ledesma, 2017).
- Una pirólisis lenta requiere velocidades de calentamiento bajas (<100 °C) (Chen et al., 2015b). Para el diseño de esta planta se va a considerar una velocidad de 50 °C/min.

Definidas las propiedades y los parámetros de operación se procede a calcular tanto el volumen como las necesidades de calentamiento/enfriamiento de los dos reactores.

Reactor 1 (R – 101): El primer reactor se va a emplear para alcanzar la temperatura de operación de la pirólisis (400 °C). Para calcular el volumen del reactor, primero es necesario calcular el tiempo de residencia. Este tiempo se calcula con la Ecuación 9.

$$t_1 = \frac{T_f - T_i}{v_c} \quad \text{Ecuación 9}$$

Siendo t_1 el tiempo de residencia en el reactor R – 101, T_i y T_f las temperaturas del material a la entrada y a la salida del reactor respectivamente y v_c la velocidad de calentamiento.

$$t_1 = \frac{400 - 20}{50} = 7,6 \text{ min}$$

El primer paso es determinar el diámetro interno del reactor (D_i) mediante la Ecuación 10:

$$F_i = 1,48 \cdot n \cdot D_i^3 \cdot \varnothing \cdot \rho \cdot \text{tg}(\beta) \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde F_i es el flujo másico de material (kg/h); n , la velocidad de rotación del reactor (rpm); \varnothing , el grado de llenado del reactor (%); ρ es la densidad del material (kg/m³) y β es el movimiento del material resultante (°). Este último parámetro está definido por la Ecuación 11

$$\text{tg}(\beta) = \frac{\text{sen}(\delta)}{\text{tg}(\theta)} \quad \text{Ecuación 11}$$

Donde δ es la pendiente del horno (°) y θ es el ángulo dinámico de reposo del material (°)

$$\text{tg}(\beta) = \frac{\text{sen}(1,43)}{\text{tg}(47)} = 0,02$$

retomando la Ecuación 10

$$518,94 = 1,48 \cdot 3,5 \cdot D_i^3 \cdot 13 \cdot 700 \cdot 0,02 \rightarrow D_i = 0,82 \text{ m}$$



Una vez el diámetro interno es conocido, se calcula la longitud del reactor (L) con la Ecuación 12

$$t = \frac{1,77 \cdot L \cdot G \cdot \sqrt{\theta}}{\delta \cdot D_i \cdot n} \quad \text{Ecuación 12}$$

Donde t es el tiempo de residencia en minutos y G el factor de forma, que, al no haber cambios en la sección del reactor, es igual a la unidad.

$$7,6 = \frac{1,77 \cdot L_1 \cdot \sqrt{47}}{1,43 \cdot 0,82 \cdot 3,5} \rightarrow L_1 = 0,73 \text{ m}$$

La sección transversal ocupada por el material (A_{material}) viene dada por la Ecuación 13

$$A_{\text{material}} = \frac{1}{2} \cdot \frac{D_i^2}{4} \cdot \left(\frac{\pi \cdot \alpha}{180} - \text{sen}(\alpha) \right) \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde α es el ángulo central correspondiente al grado de llenado ($^\circ$).

$$A_{\text{material}} = \frac{1}{2} \cdot \frac{0,82^2}{4} \cdot \left(\frac{\pi \cdot 102,72}{180} - \text{sen}(102,72) \right) = 0,06 \text{ m}^2$$

Si se considera que la altura del material es constante a lo largo de la longitud del horno, se tiene que el volumen que ocupa el material dentro del horno (V_{material}) es:

$$V_{\text{material}} = A_{\text{material}} \cdot L = 0,06 \cdot 0,73 = 0,04 \text{ m}^3$$

Y el volumen total del reactor

$$V_1 = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L_1 = \frac{\pi \cdot 0,82^2}{4} \cdot 0,73 = 0,39 \text{ m}^3$$

Las necesidades de calentamiento se obtienen realizando un balance de energía teniendo en cuenta que los calores involucrados son el calor sensible y el calor de reacción (Ecuación 14)

$$Q_1 = F_1 \cdot (C_p \cdot (T_f - T_i) + \Delta H_r) \quad \text{Ecuación 14}$$

$$Q_1 = 518,94 \cdot [1500 \cdot (400 - 20) + (-225 \cdot 10^3)] \cdot \frac{1}{1000 \cdot 3600} = 49,7 \text{ kW}$$

Reactor 2 (R - 102): en el caso del segundo reactor, el tiempo de residencia es conocido, ya que es el óptimo analizado en el apartado 3.5 (120 min). Para calcular el volumen, se sigue la misma secuencia de ecuaciones que en el reactor R - 101 y los resultados obtenidos son

$$\text{tg}(\beta) = 0,02; \quad D_i = 0,82 \text{ m}; \quad L_2 = 11,6 \text{ m}; \quad V_2 = 6,1 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{material}} = 0,06 \text{ m}^2; \quad V_{\text{material}} = 0,70 \text{ m}^3$$



Al ser un reactor isotérmico, el calor que hay que retirar (Q_2) es el correspondiente al calor de reacción, por lo que el balance de energía queda simplificado a la Ecuación 15

$$Q_2 = F_i \cdot \Delta H_r \quad \text{Ecuación 15}$$

$$Q_2 = 518,94 \cdot (-225) \cdot \frac{1}{1000 \cdot 3600} = 32,4 \text{ kW}$$

Por último, el balance de masa se hace tomando como referencia los datos obtenidos por Yang et al. (2018) en su estudio experimental de producción de biochar a partir de la fracción orgánica de los RSU. Los residuos presentaban una humedad inicial de 12,7% y fueron pirolizados a 450°C. Cabe mencionar que los resultados experimentales citados presentan un 5% de pérdidas debido a errores en la medida y fugas de gases durante la experimentación principalmente, por lo que no se han tenido en cuenta y se ha sumado a los gases no condensables. En la Tabla 5.5 se muestran las proporciones de cada producto obtenido en el estudio experimental y los resultados obtenidos para el flujo $F_i = 518,94 \text{ kg/h}$

Tabla 5.5 Rendimiento másico de los productos de pirólisis (% en masa)

Producto obtenido	Biochar	Fracción líquida		Gases no condensables
		Líquido acuoso	Bioaceite	
% en masa	57,5%	25%	10%	7,5%
kg/h	298,39	129,74	51,89	38,92

A la salida del reactor sólo hay dos corrientes, el biochar (corriente 3) y una corriente gaseosa formada por los líquidos y los gases no condensables (corriente 4). Por lo tanto, los flujos de salida son:

$$S_{\text{biochar}} = 298,39 \text{ kg/h}$$

$$S_{\text{gases}} = 129,74 + 51,89 + 38,92 = 220,55 \text{ kg/h}$$

En la Tabla 5.6 se muestra la cantidad de energía que se puede generar con el bioaceite y los gases no condensables teniendo en cuenta su poder calorífico mostrado en la Tabla 3.6.

Tabla 5.6 Energía generada por los gases no condensables y el bioaceite

	Flujo másico (kg/h)	Poder calorífico (MJ/kg)	Energía generada (kW)
Bioaceite	51,89	36,26	522,65
Gases no condensables	38,92	2,93	31,68



A modo de resumen, los resultados del dimensionado de los reactores de pirólisis se muestran en la Tabla 5.7

Tabla 5.7 Dimensiones y necesidades de calor de los reactores de pirólisis

Parámetro	Reactor R - 101	Reactor R - 102
t (min)	7,6	120
D _i (m)	0,82	0,82
L (m)	0,73	11,6
V (m ³)	0,39	6,11
V _{material} (m ³)	0,04	0,70
Q (kW)	49,7	32,4

5.3. TORRE DE DESHUMIDIFICACIÓN (T - 101)

El aire de la corriente 12 se conduce a una torre de contacto aire - agua para recuperar la humedad a la entrada del secadero. Los datos de partida para su diseño se muestran en la Tabla 5.8. A lo largo de este apartado los subíndices i y f hacen referencia a las condiciones de entrada y salida a la torre respectivamente, el subíndice G a la corriente de aire y el subíndice L a la de agua.

Tabla 5.8 Datos de diseño de la torre de deshumidificación

G	Y _i	Y _f	T _{Gi}	u _G	T _{Li}	T _{Lf}
(kg a.s./h)	(kg agua/kg a.s.)	(kg agua/kg a.s.)	(°C)	(m/s)	(°C)	(°C)
18050	0,016	0,01	94,6	2	10	20

En la Tabla 5.9 se muestran las propiedades del aire y del agua consideradas constantes a lo largo de la torre.

Tabla 5.9 Propiedades del aire y del agua en la torre de deshumidificación

C _p a.s.	C _p vapor agua	C _p agua	λ	ρ aire
(kJ/(kg·K))	(kJ/(kg·K))	(kJ/(kg·K))	(kJ/kg)	(kg/m ³)
1,005	1,88	4,18	2501	1,097

Se va a tomar una relación de flujos máscicos típica $L/G = 2$ (Coulson y Richardson, 2005), por lo que el flujo máscico de agua (L) será

$$L/G = 2 \rightarrow L = 2 \cdot 18050 = 36100 \text{ kg/h}$$

Para conocer la entalpía del aire a la salida de la torre, se realiza un balance de energía (Ecuación 16)

$$G \cdot (H_{Gi} - H_{Gf}) = C_{pL} \cdot L \cdot (T_{Lf} - T_{Li}) \quad \text{Ecuación 16}$$

$$18050 \cdot (137,63 - H_{Gf}) = 4,18 \cdot 36100 \cdot (20 - 10) \rightarrow H_{Gf} = 54,03 \frac{\text{kJ}}{\text{kg a.s.}}$$



Conocida la entalpía final del aire, con la Ecuación 17 se obtiene la temperatura final del aire

$$H_G = (C_{p_{a.s.}} + Y \cdot C_{p_{vapor\ agua}}) \cdot T + Y \cdot \lambda \quad \text{Ecuación 17}$$

$$54,03 = (1,005 + 0,01 \cdot 1,88) \cdot T_{Gf} + 0,01 \cdot 2501 \rightarrow T_{Gf} = 28,3^\circ\text{C}$$

Para calcular la altura de la torre se emplean las ecuaciones 18, 19 y 20

$$h = HTU \cdot NTU \quad \text{Ecuación 18}$$

$$HTU = \frac{G}{S \cdot \rho_{aire} \cdot K_y \cdot a} \quad \text{Ecuación 19}$$

$$NTU = \int_{H_{Gf}}^{H_{Gi}} \frac{dH}{H_G^* - H_G} \quad \text{Ecuación 20}$$

Donde HTU es la altura de la unidad de transferencia; NTU, el número de unidades de transferencia y $k_y \cdot a$ es el producto del coeficiente de transferencia de materia por el área específica.

El producto $k_y \cdot a$ se calcula con la correlación mostrada en la Ecuación 21 (Coulson y Richardson, 2005)

$$K_y \cdot a = (L')^{1-n} \cdot (G')^n \quad [=] \text{ s}^{-1} \quad \text{Ecuación 21}$$

L' y G' hacen referencia a los flujos de agua y aire por unidad de superficie respectivamente en $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ y n es un parámetro que oscila entre 0,4 y 0,8, siendo un valor típico 0,75.

El área de la torre (S) se calcula con la velocidad del aire

$$u = \frac{G}{S \cdot \rho} \rightarrow S = \frac{18050 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h} \cdot 2 \text{ m/s} \cdot 1,097 \text{ kg/m}^3} = 2,3 \text{ m}^2$$

$$S = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \rightarrow D = \sqrt{2,3 \cdot 4/\pi} = 1,7 \text{ m}$$

Retomando la Ecuación 21

$$K_y \cdot a = \left(\frac{36100}{3600 \cdot 2,3} \right)^{1-0,75} \cdot \left(\frac{18050}{3600 \cdot 2,3} \right)^{0,75} = 2,61 \text{ s}^{-1}$$

La integral del número de unidades de transferencia se resuelve empleando la regla de Simpson (Ecuación 22)

$$NTU = \frac{h}{3} \cdot [\phi_0 + \phi_4 + 2 \cdot \phi_2 + 4 \cdot (\phi_1 + \phi_3)] \quad \text{Ecuación 22}$$

$$h = \frac{H_{Gi} - H_{Gf}}{4} = \frac{137,63 - 54,03}{4} = 20,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg a. s.}}$$

donde h es el incremento entre los valores de H_G y ϕ_i , el valor de la función. Los valores se muestran en la Tabla 5.10

Tabla 5.10 Valores para la regla de Simpson

H_G (kJ/kg a.s.)	T_L (°C)	H_{Gi} (kJ/kg a.s.)	$\Phi_i = \frac{1}{H_G - H_{Gi}}$
137,63	20	57,32	0,0125
116,73	17,5	49,37	0,0148
95,83	15	41,84	0,0185
74,93	12,5	33,89	0,0244
54,03	10	29,29	0,0404

Los valores de H_{Gi} se obtienen con el diagrama psicrométrico (Figura 5.2) entrando con la temperatura del líquido (T_L) hasta la línea de saturación y leyendo la entalpía correspondiente.

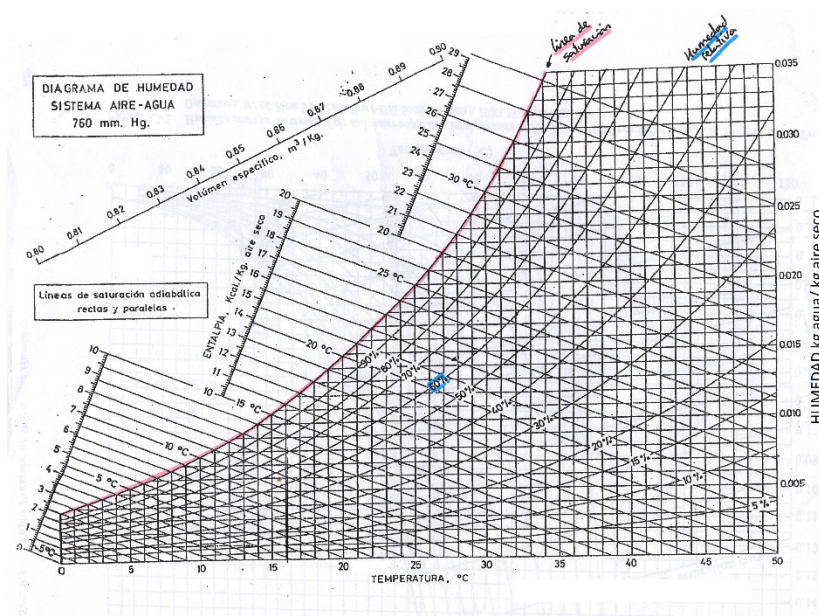


Figura 5.2 Diagrama psicrométrico aire - agua a 760 mmHg

Retomando las ecuaciones 22, 19 y 18 se calculan el NTU, la HTU y la altura de la torre

$$NTU = \frac{20,9}{3} \cdot [0,0125 + 0,0404 + 2 \cdot 0,0185 + 4 \cdot (0,0148 + 0,0244)] = 1,72$$

$$HTU = \frac{16484/3600}{4,6 \cdot 1,097 \cdot 1,17} = 0,77 \text{ m}$$

$$h = 1,719 \cdot 0,767 = 1,3 \text{ m}$$

las dimensiones de la torre calculadas se recogen en la Tabla 5.11

Tabla 5.11 Dimensiones torre de contacto aire - agua

D (m)	h (m)
1,7	1,3



5.4. ENFRIADOR DE BIOCHAR (E – 101)

El biochar producido en la pirólisis sale a 400 °C por lo que precisa ser enfriado hasta 30 °C aproximadamente antes de ser almacenado. Para ello se cuenta con un enfriador de bandas en el que circula en contracorriente el aire que abandona la torre de deshumidificación (corriente 13). El calor que es necesario retirar del biochar vienen dado por la Ecuación 23. Los datos de partida son:

- Flujo másico de biochar: $F_B = 298,39 \text{ kg/h}$
- Calor específico del biochar: $C_{p_{\text{biochar}}} = 1,1 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ (Ledesma, 2017)
- Temperatura inicial y final del biochar $T_{Bi} = 400^\circ\text{C}$ y $T_{Bf} = 30^\circ\text{C}$
- Flujo másico del aire: $F_A = 18050 \text{ kg/h}$

$$Q = F_B \cdot C_{p_{\text{biochar}}} \cdot (T_{Bf} - T_{Bi}) \quad \text{Ecuación 23}$$

$$Q = 298,39 \cdot 1,1 \cdot (30 - 400) = -121444 \text{ kJ/h} \approx -33735 \text{ W}$$

El aire en la corriente 13 se encuentra a 28,3 °C y con una humedad de $0,01 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg a.s.}}$. Teniendo en cuenta que el calor cedido por el biochar es igual al tomado por el aire y aplicando la Ecuación 24 con las propiedades mostradas en la Tabla 5.9, se calcula la temperatura del aire a la salida del enfriador (corriente 14).

$$Q = F_A \cdot (C_{p_{\text{a.s.}}} + Y \cdot C_{p_{\text{vapor agua}}}) \cdot (T_{Af} - T_{Ai}) \quad \text{Ecuación 24}$$

$$33735 \cdot 10^{-3} = 18050 \cdot (1,005 + 0,01 \cdot 1,88) \cdot (T_{Af} - 28,3) \rightarrow T_{Af} = 34,9^\circ\text{C}$$

El mecanismo de transferencia de calor principal del proceso es la convección forzada. Para calcular el área de las bandas del enfriador (S), es necesario aplicar la ley de enfriamiento de Newton (Ecuación 25)

$$Q = S \cdot h \cdot (T_s - T_\infty) \quad \text{Ecuación 25}$$

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor por convección, T_s es la temperatura media del biochar y T_∞ , la temperatura del aire cuando no está afectado por la transferencia de calor, es decir, la temperatura de entrada del aire.

$$T_s = \frac{400 + 30}{2} = 215^\circ\text{C} \quad T_\infty = 28,3^\circ\text{C}$$

Las propiedades mostradas en la Tabla 5.12 se toman a la temperatura media (T_m) dada por la Ecuación 26



$$T_m = \frac{T_\infty + T_s}{2} \quad \text{Ecuación 26}$$

$$T_m = \frac{28,3 + 215}{2} = 121,7^\circ\text{C}$$

Tabla 5.12 Propiedades del aire

ρ (kg/m ³)	μ (Ns/m ²)	k (W/(m·K))	Pr
0,8979	$2,264 \cdot 10^{-5}$	$3,235 \cdot 10^{-2}$	0,7073

El coeficiente de transferencia de calor depende de la geometría del enfriador. Para calcular el coeficiente de transferencia de calor y el área de enfriamiento, se ha empleado la herramienta “Solver” de Excel. Para ello se le ha indicado que la celda objetivo, diferencia entre el área de transferencia de calor supuesta (S^*) y el área calculada una vez se conoce el coeficiente (S), sea mínima y variando las dimensiones del enfriador (longitud (L), ancho (A) y altura (H)). A continuación, se muestran los valores supuestos inicialmente.

$$S^* = 7,5 \text{ m}^2 \quad L = 2,4 \text{ m} \quad A = 3,2 \text{ m} \quad H = 0,3 \text{ m}$$

El flujo másico de aire húmedo es la suma del aire seco más el contenido en agua, por lo que

$$m_{\text{aire}} = F_A \cdot (1 + Y) = 18050 \cdot (1 + 0,01) = 18230,5 \text{ kg/h}$$

La velocidad del aire dentro del secadero se calcula aplicando la Ecuación 27

$$u = \frac{m_{\text{aire}}/\rho}{A \cdot H} \quad \text{Ecuación 27}$$

$$u = \frac{18230,5/0,8979}{3,2 \cdot 0,3} \cdot \frac{1}{3600} = 6,18 \text{ m/s}$$

El coeficiente de transferencia de calor por conducción también depende del régimen de flujo, por lo que es necesario calcular el número de Reynolds (Ecuación 28). En el número de Reynolds se introduce como longitud característica la dimensión de la banda en la dirección del flujo, es decir L .

$$Re = \frac{\rho \cdot L \cdot u}{\mu} \quad \text{Ecuación 28}$$

$$Re = \frac{0,8979 \cdot 2,4 \cdot 6,18}{2,264 \cdot 10^{-5}} = 5,76 \cdot 10^5 > 5 \cdot 10^5 \rightarrow \text{Régimen turbulento}$$

Para flujo turbulento, se aplica la correlación de Colburn mostrada en la Ecuación 29 para calcular el número de Nusselt (Nu)



$$Nu = (0,037 \cdot Re^{0,8} - 871) \cdot Pr^{1/3} \quad \text{Ecuación 29}$$

$$Nu = (0,037 \cdot (5,76 \cdot 10^5)^{0,8} - 871) \cdot 0,7073^{1/3} = 1757$$

Aplicando la definición del número de Nusselt (Ecuación 30), se obtiene el coeficiente de transferencia de calor por convección.

$$Nu = \frac{L \cdot h}{k} \quad \text{Ecuación 30}$$

$$1757 = \frac{2,4 \cdot h}{3,24 \cdot 10^{-2}} \rightarrow h = 24,54 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Despejando de la Ecuación 25, se obtiene el área de transferencia de calor.

$$S = \frac{33735}{24,54 \cdot (215 - 28,3)} = 7,5 \text{ m}^2$$

El valor calculado es igual al supuesto, por lo que el diseño del enfriador es correcto. Para calcular la velocidad a la que deben avanzar las bandas, es necesario calcular el tiempo de residencia del biochar en el enfriador (Ecuación 31).

$$t = \frac{\rho_B \cdot L \cdot A \cdot e}{F_B} \quad \text{Ecuación 31}$$

Donde ρ_B es la densidad del biochar (700 kg/m^3) y e el espesor del biochar en las bandas (0,05 m).

$$t = \frac{700 \cdot 2,4 \cdot 3,2 \cdot 0,05}{298,39} = 0,88 \text{ h}$$

Ahora se procede a calcular la velocidad a la que deben avanzar las bandas del enfriador.

$$u = \frac{L}{t} = \frac{2,4}{0,88} = 2,68 \text{ m/h}$$

En la Tabla 5.13 se recogen las dimensiones del enfriador de biochar calculadas.

Tabla 5.13 Dimensiones del enfriador de biochar

L (m)	A (m)	H (m)	S (m ²)	t (h)
2,4	3,2	0,3	7,5	0,88



5.5. INTERCAMBIADOR DE CALOR (HE – 101): ENFRIAMIENTO DE GASES

La fracción líquida de los gases condensa a aproximadamente a 89 °C, como los gases se encuentran a 400 °C, antes del condensador se tiene un intercambiador de calor que baja la temperatura hasta 110 °C (HE - 101) y como fluido frío se va a emplear el aire a la salida del enfriador de biochar (corriente 14).

En la Tabla 5.14 se encuentran las propiedades físicas de las corrientes, así como su distribución en el intercambiador. Debido a que los gases de la pirólisis presentan mayores problemas de ensuciamiento, irán por el interior de los tubos. Las propiedades de la corriente de los gases debido a que la fracción acuosa constituye más de la mitad del flujo se han asemejado al vapor de agua.

Tabla 5.14 Datos de partida y propiedades

	Carcasa	Tubos
Fluido	Aire	Gases de pirólisis
m (kg/s)	5,064	0,061
T _{in} (°C)	34,9	400
T _{out} (°C)	-	110
C _p (kJ/(kg·°C))	1,007	2,0255
ρ (kg/m ³)	1,105	0,425
K (W/(m·°C))	0,027	0,042
μ (Ns/m ²)	1,94·10 ⁻⁵	1,93·10 ⁻⁵
Número de Prandtl (Pr)	0,724	0,949

En este apartado los subíndices C y T harán referencia a la carcasa y a los tubos respectivamente y los subíndices in y out a la entrada y salida de las corrientes del intercambiador de calor respectivamente.

Como no se produce cambio de estado de ninguna de las dos corrientes, el calor intercambiado se debe únicamente al calor sensible. Para calcular la temperatura desconocida, se realiza el balance de energía (Ecuación 32).

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_{out} - T_{in}) \quad \text{Ecuación 32}$$

Donde Q es el calor intercambiado; m, el flujo másico; C_p es el calor específico y T_{in} y T_{out} son las temperaturas de entrada y de salida respectivamente.

$$Q_T = 0,061 \cdot 2,0255 \cdot (110 - 400)/1000 = -35986 \text{ W}$$

Como el calor que ceden los gases que circulan por los tubos es igual al calor tomado por la corriente que circula por la carcasa, haciendo uso nuevamente de la Ecuación 32 se obtiene la temperatura de salida del aire



$$Q_C = -Q_T = 35986 = 5,064 \cdot 1,007 \cdot (T_{C_{out}} - 34,9) \rightarrow T_{C_{out}} = 42,0^\circ\text{C}$$

Para empezar el diseño del equipo, hay que suponer un coeficiente global de intercambio de calor (U^*). Como el fluido frío es aire y el caliente son gases, los valores típicos del coeficiente se encuentran entre 10 y 50 W/(m²·°C) (Coulson y Richardson, 2005). El coeficiente supuesto es:

$$U^* = 15 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

El incremento de temperatura media logarítmico (ΔT_{ln}) viene dado por la Ecuación 33

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad \text{Ecuación 33}$$

Donde T_1 y T_2 son las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente (gases) respectivamente y t_1 y t_2 , las temperaturas de entrada y salida del fluido frío (aire) respectivamente.

$$\Delta T_{ln} = \frac{(400 - 42) - (110 - 34,9)}{\ln\left(\frac{400 - 42}{110 - 34,9}\right)} = 181,1^\circ\text{C}$$

Dentro del intercambiador se produce una mezcla entre flujo paralelo, en contracorriente y cruzado, por lo que es necesario corregir este incremento de temperatura con un factor de corrección F (Ecuación 34)

$$\Delta T_m = \Delta T_{ln} \cdot F \quad \text{Ecuación 34}$$

Donde ΔT_m es el incremento de temperatura medio.

El intercambiador tiene un paso por carasa y seis pasos por tubos (p_T). Teniendo en cuenta esto, el factor F se obtiene calculando los parámetros R (Ecuación 35) y S (Ecuación 36) y resolviendo la Ecuación 37

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{Ecuación 35}$$

$$R = 0,024$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Ecuación 36}$$

$$S = 0,794$$



$$F = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \cdot \ln\left(\frac{1 - S}{1 - R \cdot S}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left[\frac{2 - S \cdot [R + 1 - \sqrt{R^2 + 1}]}{2 - S \cdot [R + 1 + \sqrt{R^2 + 1}]}\right]} \quad \text{Ecuación 37}$$

$$F = 0,988$$

Retomando la Ecuación 34

$$\Delta T_m = 181,1 \cdot 0,988 = 179^\circ\text{C}$$

El área de transferencia de calor (A) se calcula aplicando la Ecuación 38

$$Q = U^* \cdot A \cdot \Delta T_m \quad \text{Ecuación 38}$$

$$A = \frac{35986}{15 \cdot 179} = 13,4 \text{ m}^2$$

Utilizando una distribución cuadrada de los tubos, se emplean tubos con un diámetro exterior (d_0) de 50 mm, un espesor (e) de 3,2 mm y una longitud (L) de 1,83 m con un espaciado entre tubos (P_t) de 62,5 mm ($P_t/d_0 = 1,25$).

El número de tubos (n_T) necesarios se calcula hallando el área de cada tubo (A_{tubo}) con la Ecuación 39 y sabiendo que el área que suman los tubos debe ser igual al área de transferencia de calor calculada anteriormente

$$A_{\text{tubo}} = \pi \cdot d_0 \cdot L \quad \text{Ecuación 39}$$

$$A_{\text{tubo}} = \pi \cdot 50 \cdot 10^{-3} \cdot 1,83 = 0,29 \text{ m}^2$$

$$n_T = \frac{A}{A_{\text{tubo}}} = \frac{13,4}{0,29} = 47 \text{ tubos}$$

Ahora, se procede a calcular la velocidad del gas por los tubos con la Ecuación 40.

$$u_t = \frac{p_T \cdot m_T}{\rho_T \cdot n_T \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4}} \quad \text{Ecuación 40}$$

Donde d_i es el diámetro interno de los tubos, que conociendo su diámetro externo y su espesor se calcula con la Ecuación 41.

$$d_i = d_0 - 2 \cdot e \quad \text{Ecuación 41}$$

$$d_i = 50 - 2 \cdot 3,2 = 43,6 \text{ mm}$$

Por lo tanto:

$$u_T = \frac{6 \cdot 0,061}{0,425 \cdot 47 \cdot \pi \cdot \frac{(43,6 \cdot 10^{-3})^2}{4}} = 12,3 \text{ m/s}$$

La velocidad de gases dentro de los tubos típica se encuentra entre 10 y 30m/s, por lo que la velocidad calculada tiene un valor admisible.

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor por los tubos, es necesario calcular el número de Reynolds (Ecuación 42) y determinar el factor de transferencia de calor (j_h) con la Figura 5.3

$$Re = \frac{\rho \cdot d \cdot u}{\mu} \quad \text{Ecuación 42}$$

$$Re_T = \frac{0,425 \cdot 43,6 \cdot 10^{-3} \cdot 12,3}{1,93 \cdot 10^{-5}} = 1,18 \cdot 10^4$$

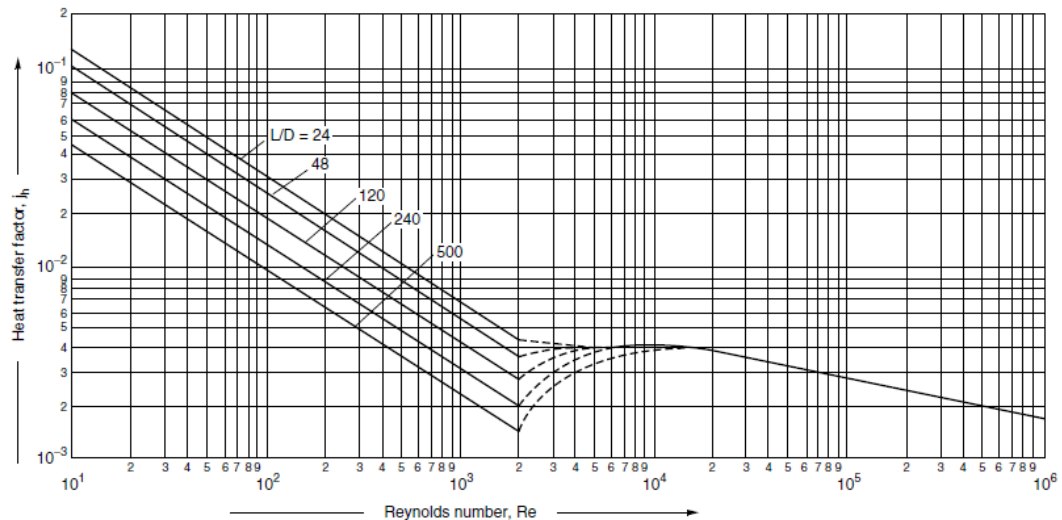


Figura 5.3 Factor del coeficiente de transferencia de calor de los tubos

$$j_h = 4 \cdot 10^{-3}$$

El número de Nusselt se calcula mediante la correlación mostrada en la Ecuación 43

$$Nu = j_h \cdot Re \cdot Pr^{1/3} \quad \text{Ecuación 43}$$

$$Nu_T = 4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,18 \cdot 10^4 \cdot 0,949^{1/3} = 46,48$$

Mediante la definición del número de Nusselt (Ecuación 44) se calcula el coeficiente de transferencia de calor de los tubos (h_i)

$$Nu = \frac{h \cdot d}{K} \quad \text{Ecuación 44}$$

$$h_i = \frac{46,48 \cdot 0,042}{43,6 \cdot 10^{-3}} = 44,57 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

El diámetro del haz de tubos (D_b) se calcula a partir de constantes empíricas en función de la distribución de los tubos con la Ecuación 45. Para una distribución cuadrada de los tubos y 6 pasos por tubo, las constantes empíricas (n_1 y k_1) son:

$$n_1 = 2,617 \quad k_1 = 0,0402$$

$$D_b = d_0 \cdot \left(\frac{n_T}{k_1}\right)^{\frac{1}{n_1}} \quad \text{Ecuación 45}$$

$$D_b = 50 \cdot \left(\frac{47}{0,0402}\right)^{\frac{1}{2,617}} = 743 \text{ mm}$$

Conocido el diámetro del haz de tubos, la holgura entre los tubos y la carcasa (H) se obtiene con la Figura 5.4. En este caso, se trata de un intercambiador “Pull-through head” debido a que presenta las siguientes características adecuadas para el proceso:

- Haz de tubos desmontable y los tubos se pueden limpiar internamente con una varilla: esto es adecuado, ya que por los tubos circula la corriente de gases de la pirólisis y puede ensuciar fácilmente los tubos.
- Resistente a choques térmicos: la diferencia de temperatura entre la carcasa y los tubos es elevada.
- Líquidos y gases peligrosos. Los gases a la salida de la pirólisis pueden ser peligrosos debido a su composición.

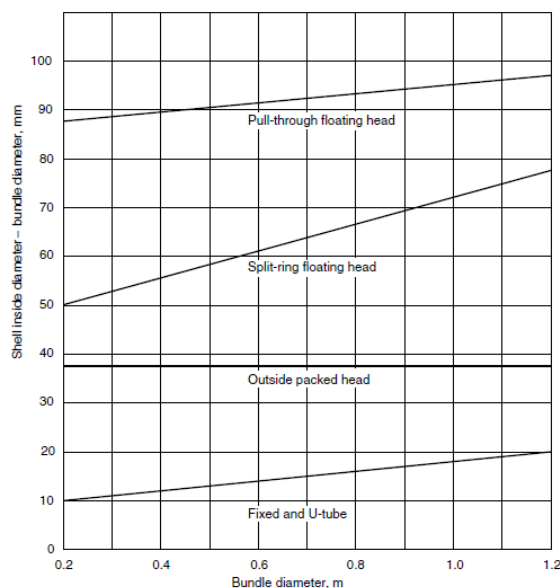


Figura 5.4 Holgura entre el haz de tubos y el diámetro de la carcasa



$$H = 92 \text{ mm}$$

Y, por lo tanto, el diámetro de la carcasa (D_s) será la suma del diámetro del haz de tubos y de la holgura

$$D_s = 743 + 92 = 835 \text{ mm}$$

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor de la carcasa se emplea el método de Kern, el cual se basa en buscar una velocidad lineal media y un flujo másico medio del fluido de la carcasa. El área de la carcasa (A_s) y el diámetro equivalente de la carcasa (d_e) para una distribución cuadrada de los tubos vienen dados por las ecuaciones 46 y 47 respectivamente.

$$A_s = \frac{(P_t - d_0) \cdot D_s \cdot I_B}{P_t} \quad \text{Ecuación 46}$$

Donde I_B es el espacio entre los deflectores y se ha calculado como el 45% del diámetro interno de la carcasa: $I_B = 0,45 \cdot D_s = 0,376 \text{ m}$

$$A_s = \frac{(62,5 \cdot 10^3 - 50 \cdot 10^{-3}) \cdot 835 \cdot 10^{-3} \cdot 0,376}{62,5 \cdot 10^{-3}} = 0,063 \text{ m}^2$$

$$d_e = \frac{1,27}{d_0} \cdot (P_t^2 - 0,785 \cdot d_0^2) \quad \text{Ecuación 47}$$

$$d_e = \frac{1,27}{50 \cdot 10^{-3}} \cdot [(62,5 \cdot 10^{-3})^2 - 0,785 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2] = 0,049 \text{ m}$$

El siguiente paso es calcular la velocidad del fluido por el lado de la carcasa con la Ecuación 48

$$u_c = \frac{m_c}{\rho \cdot A_s} \quad \text{Ecuación 48}$$

$$u_c = \frac{5,014}{1,105 \cdot 0,063} = 73 \text{ m/s}$$

Una vez se tiene la velocidad, se procede a calcular el número de Reynolds con la Ecuación 42 nuevamente

$$Re_c = \frac{1,105 \cdot 0,049 \cdot 73}{1,941 \cdot 10^{-5}} = 2,05 \cdot 10^5$$

El factor de transferencia de calor (j_h) de la carcasa se obtiene de la Figura 5.5

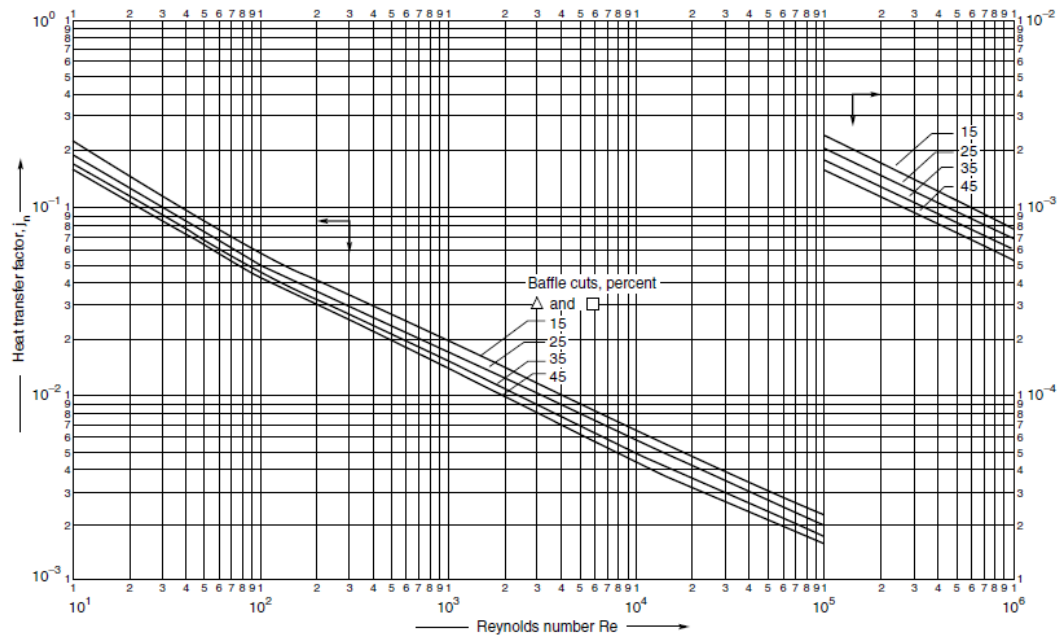


Figura 5.5 Factor del coeficiente de transferencia de calor de la carcasa

$$j_h = 0,13$$

Calculando el número de Nusselt con la Ecuación 43 y despejando el coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa (h_o) con la Ecuación 44 se obtiene

$$Nu = 0,13 \cdot 2,05 \cdot 10^5 \cdot 0,949^{\frac{1}{3}} = 23943$$

$$h_o = \frac{23943 \cdot 0,027}{0,049} = 13087 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Para aire y gases industriales, los coeficientes de ensuciamiento oscilan entre 5000 y 10000 W/(m²·K). Para el coeficiente de los tubos (h_{id}) se ha tomado 6000W/(m²·K) y para el coeficiente de la carcasa (h_{od}), 5000 W/(m²·K).

El coeficiente global de transferencia de calor (U_o) se calcula con la Ecuación 49.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \cdot \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2 \cdot K_w} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_i} \quad \text{Ecuación 49}$$

Donde K_w es la resistencia a la transferencia de calor del material de los tubos. En este caso se tienen tubos de acero por lo que $K_w = 45 \text{ W/m} \cdot \text{K}$

$$U_o = \left[\frac{1}{13087} + \frac{1}{5000} + \frac{50 \cdot 10^{-3} \cdot \ln\left(\frac{50}{43,6}\right)}{2 \cdot 45} + \frac{50}{43,6} \cdot \frac{1}{6000} + \frac{50}{43,6} \cdot \frac{1}{44,57} \right]^{-1}$$

$$U_0 = 38 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor es mayor al supuesto inicialmente por lo que el intercambiador de calor satisface las necesidades requeridas en el proceso.

Por último, se comprueba que las caídas de presión de lado de los tubos y de la carcasa no superan la caída de presión máxima ($6,87 \cdot 10^4$ Pa)

a) Caída de presión en los tubos

En los tubos, la caída de presión (ΔP) viene dada por la Ecuación 50

$$\Delta P_T = p_t \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{d_i} \right) + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot u_t^2}{2} \quad \text{Ecuación 50}$$

Donde j_f es el factor de fricción adimensional y se obtiene de la Figura 5.6

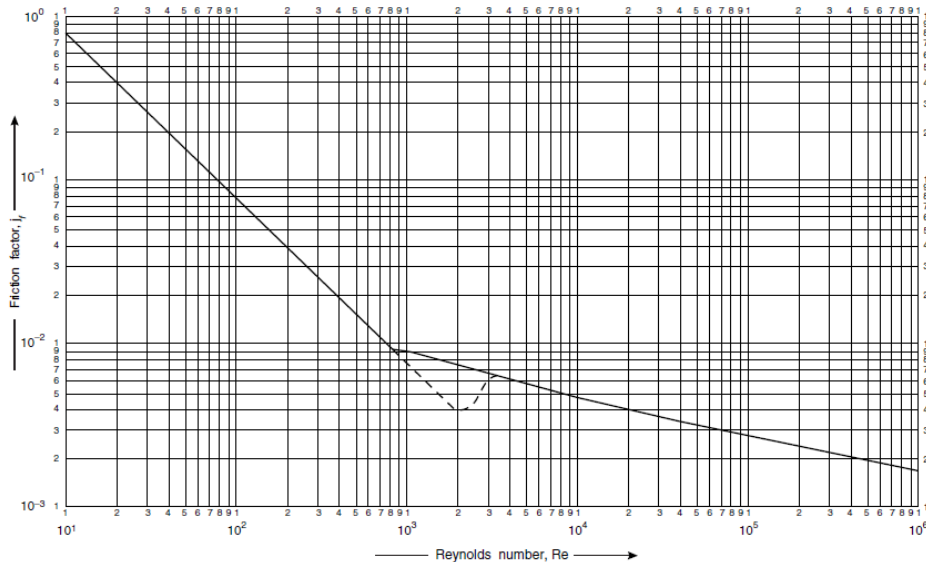


Figura 5.6 Factor de fricción del lado de los tubos

$$j_f = 4,9 \cdot 10^{-3}$$

Retomando la Ecuación 50

$$\Delta P_T = 6 \cdot \left[8 \cdot 4,9 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1,83}{43,6 \cdot 10^{-3}} + 2,5 \right] \cdot \frac{0,425 \cdot 12,3^2}{2} = 8,03 \cdot 10^2 \text{ Pa}$$

La caída de presión es menor al valor máximo permitido por lo que el diseño es correcto.

b) Caída de presión en la carcasa

La caída de presión por el lado de la carcasa viene dada por la Ecuación 51

$$\Delta P_c = 8 \cdot j_f \cdot \frac{D_s}{d_e} \cdot \frac{L}{I_B} \cdot \frac{\rho \cdot u_c^2}{2} \quad \text{Ecuación 51}$$

Donde el coeficiente de fricción en este caso se obtiene de la Figura 5.7

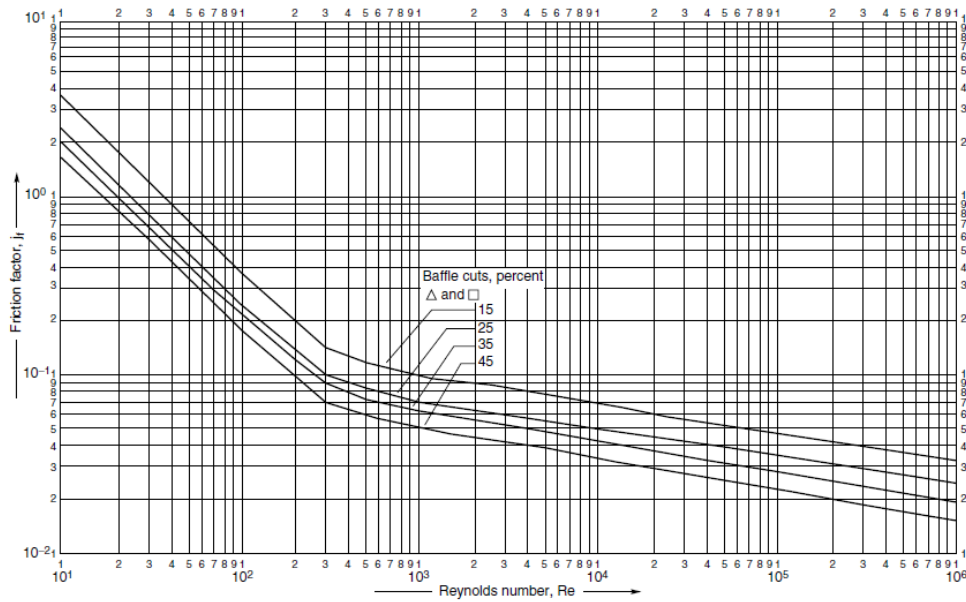


Figura 5.7 Factor de fricción del lado de la carcasa

$$j_f = 2,1 \cdot 10^{-2}$$

Retomando la Ecuación 51

$$\Delta P_c = 8 \cdot 2,1 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(835 \cdot 10^{-3})}{0,049} \cdot \frac{1,83}{0,376} \cdot \frac{1,105 \cdot 73^2}{2} = 4,07 \cdot 10^4 \text{ Pa}$$

El valor de la caída de presión por el lado de la carcasa también es menor al valor máximo.

En la Tabla 5.15 se recogen los parámetros de diseño calculados del intercambiador HE - 101.



Tabla 5.15 Dimensiones intercambiador de calor HE – 101: enfriador de gases

Pull-through floating head; 1 paso por carcasa, 6 pasos por tubos	
Tubos	
Número	47
Material	Acero inoxidable
Longitud (m)	1,83
Diámetro exterior (mm)	50
Espesor (mm)	3,2
Distribución	Cuadrada
Espacio entre los tubos (mm)	62,5
Coefficiente de transferencia de calor (W/(m ² ·°C))	44,57
Coefficiente de ensuciamiento (W/(m ² ·°C))	6000
Carcasa	
Diámetro interior (mm)	835
Espacio entre deflectores (mm) (45 %)	376
Coefficiente de transferencia de calor (W/(m ² ·°C))	13087
Coefficiente de ensuciamiento (W/(m ² ·°C))	5000

5.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR (HE - 102): CALENTAMIENTO DE AIRE

A la salida del HE – 101, el aire se encuentra a 42,0 °C (corriente 15). Aplicando la Ecuación 24 se calcula el calor necesario para elevar la temperatura a 110 °C

$$Q = 5,064 \cdot 1,007 \cdot (110 - 42) \cdot 1000 = 346919 \text{ W}$$

Como fluido caliente se va a emplear vapor de agua sobrecalentado.

En la Tabla 5.16 se encuentran las propiedades físicas de las corrientes, así como su distribución en el intercambiador. Debido a que el aire puede presentar mayores problemas de ensuciamiento, irá por el interior de los tubos.

Tabla 5.16 Datos de partida y propiedades del intercambiador HE – 102

	Carcasa	Tubos
Fluido	Vapor de agua	Aire
m (kg/s)	-	5,064
T _{in} (°C)	170	42,0
T _{out} (°C)	120	110
C _p (kJ/kg·°C)	1,976	1,007
ρ (kg/m ³)	0,505	1,194
K (W/m·°C)	0,03	2,53·10 ⁻²
μ (Ns/m ²)	1,478·10 ⁻⁵	1,837·10 ⁻⁵
(Número de Prandtl) Pr	0,9689	0,73



Nuevamente los subíndices C y T harán referencia a la carcasa y a los tubos respectivamente y los subíndices in y out a la entrada y salida de las corrientes del intercambiador de calor respectivamente.

Como el calor que toma el aire que circula por los tubos es igual al calor cedido por la corriente de vapor que circula por la carcasa, haciendo uso de la Ecuación 32 se obtiene el flujo de vapor necesario

$$-346919 = m_{\text{vapor}} \cdot 1,976 \cdot (120 - 170) \rightarrow m_{\text{vapor}} = 3511 \text{ kg/s}$$

Para empezar el diseño del equipo, hay que suponer un coeficiente global de intercambio de calor (U^*). Como el fluido frío es aire y el caliente es vapor, los valores típicos del coeficiente se encuentran entre 30 y 300 W/m²·°C (Coulson y Richardson, 2005). El coeficiente supuesto es:

$$U^* = 50 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

El incremento de temperatura media logarítmico (ΔT_{ln}) se calcula aplicando la Ecuación 33

$$\Delta T_{\text{ln}} = \frac{(170 - 110) - (120 - 42,0)}{\ln\left(\frac{170 - 110}{120 - 42,0}\right)} = 68,6^\circ\text{C}$$

Dentro del intercambiador se produce una mezcla entre flujo paralelo, a contracorriente y cruzado, por lo que es necesario corregir este incremento de temperatura con un factor de corrección F (Ecuación 37).

El intercambiador tiene un paso por carcasa y dos pasos por tubos (p_T). Teniendo en cuenta esto, el factor F se obtiene calculando los parámetros R (Ecuación 35) y S (Ecuación 36) y resolviendo la Ecuación 37

$$R = 0,73$$

$$S = 0,53$$

$$F = 0,86$$

Aplicando la Ecuación 34 se calcula el incremento de temperatura medio

$$\Delta T_m = 68,6 \cdot 0,86 = 59,3^\circ\text{C}$$

El área de transferencia de calor (A) se calcula aplicando la Ecuación 38



$$A = \frac{343128}{50 \cdot 59,3} = 117 \text{ m}^2$$

Utilizando una distribución cuadrada de los tubos, se emplean tubos con un diámetro exterior (d_o) de 38 mm, un espesor (e) de 2 mm y una longitud (L) de 2,44 m con un espaciado entre tubos (P_t) de 47,5 mm ($P_t/d_o = 1,25$).

El número de tubos (n_T) necesarios se calcula hallando el área de cada tubo (A_{tubo}) con la Ecuación 39 y sabiendo que el área que suman los tubos debe ser igual al área de transferencia de calor calculada anteriormente

$$A_{\text{tubo}} = \pi \cdot 38 \cdot 10^{-3} \cdot 2,44 = 0,29 \text{ m}^2$$

$$n_T = \frac{A}{A_{\text{tubo}}} = \frac{117}{0,29} = 402 \text{ tubos}$$

Ahora se procede a calcular el diámetro interior (Ecuación 41) necesario para calcular la velocidad por los tubos (Ecuación 40)

$$d_i = 38 - 2 \cdot 2 = 34 \text{ mm}$$

$$u_T = \frac{2 \cdot 5,064}{1,194 \cdot 402 \cdot \pi \cdot \frac{(34 \cdot 10^{-3})^2}{4}} = 23,2 \text{ m/s}$$

La velocidad de gases dentro de los tubos típica se encuentra entre 10 y 30m/s, por lo que la velocidad calculada es un valor admisible.

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor por los tubos, es necesario calcular el número de Reynolds (Ecuación 42) y determinar el factor de transferencia de calor (j_h) con la Figura 5.3

$$Re_T = \frac{1,194 \cdot 34 \cdot 10^{-3} \cdot 23,2}{1,837 \cdot 10^{-5}} = 5,14 \cdot 10^4$$

$$j_h = 4 \cdot 10^{-3}$$

El número de Nusselt se calcula mediante la correlación mostrada en la Ecuación 43

$$Nu_T = 4 \cdot 10^{-3} \cdot 5,14 \cdot 10^4 \cdot 0,73^{\frac{1}{3}} = 185$$

Mediante la definición del número de Nusselt (Ecuación 44) se calcula el coeficiente de transferencia de calor de los tubos (h_i)

$$h_i = \frac{185 \cdot 0,025}{34 \cdot 10^{-3}} = 138 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$



El diámetro del haz de tubos (D_b) se calcula a partir de constantes empíricas en función de la distribución de los tubos (Coulson y Richardson, 2005) con la Ecuación 45. Para una distribución cuadrada de los tubos y 2 pasos por tubo, las constantes empíricas (n_1 y k_1) son

$$n_1 = 2,291 \quad k_1 = 0,156$$

$$D_b = 38 \cdot \left(\frac{402}{0,156} \right)^{\frac{1}{2,291}} = 1171 \text{ mm}$$

Conocido el diámetro del haz de tubos, la holgura entre los tubos y la carcasa (H) se obtiene con la Figura 5.4. empleando nuevamente un intercambiador “Pull-through head”.

$$H = 97 \text{ mm}$$

Y, por lo tanto, el diámetro de la carcasa (D_s) será la suma del diámetro del haz de tubos y de la holgura

$$D_s = 1171 + 97 = 1268 \text{ mm}$$

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor de la carcasa se emplea el método de Kern, el cual se basa en buscar una velocidad lineal media y un flujo másico medio del fluido de la carcasa. El área de la carcasa (A_s) y el diámetro equivalente de la carcasa (d_e) para una distribución cuadrada de los tubos vienen dados por las ecuaciones 46 y 47 respectivamente.

Donde l_B es el espacio entre los deflectores y se ha calculado como el 45% del diámetro interno de la carcasa: $l_B = 0,45 \cdot D_s = 0,571 \text{ m}$

$$A_s = \frac{(47,5 \cdot 10^3 - 38 \cdot 10^{-3}) \cdot 1268 \cdot 10^{-3} \cdot 0,571}{47,5 \cdot 10^{-3}} = 0,145 \text{ m}^2$$

$$d_e = \frac{1,27}{38 \cdot 10^{-3}} \cdot [(47,5 \cdot 10^{-3})^2 - 0,785 \cdot (38 \cdot 10^{-3})^2] = 0,038 \text{ m}$$

El siguiente paso es calcular la velocidad del fluido por el lado de la carcasa con la Ecuación 48

$$u_c = \frac{5,064}{1,194 \cdot 0,145} = 29,3 \text{ m/s}$$

Una vez se tiene la velocidad, se procede a calcular el número de Reynolds con la Ecuación 42 nuevamente

$$Re_c = \frac{1,194 \cdot 0,038 \cdot 29,3}{1,478 \cdot 10^{-5}} = 7,14 \cdot 10^4$$

El factor de transferencia de calor (j_h) de la carcasa se obtiene de la Figura 5.5



$$j_h = 1,8 \cdot 10^{-3}$$

Calculando el número de Nusselt con la Ecuación 43 y despejando el coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa (h_o) con la Ecuación 44 se obtiene

$$Nu = 1,8 \cdot 10^{-3} \cdot 7,14 \cdot 10^4 \cdot 0,949^{\frac{1}{3}} = 116$$

$$h_o = \frac{116 \cdot 0,03}{0,038} = 93 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Para aire el coeficiente de ensuciamiento oscila entre 5000 y 10000 W/m²·K y para vapor, entre 4000 y 10000 W/(m²·K). Para el coeficiente de los tubos (h_{id}) se ha tomado 5000W/(m²·K) y para el coeficiente de la carcasa (h_{od}), 4000W/(m²·K).

El coeficiente global de transferencia de calor (U_o) se calcula con la Ecuación 49. Dado que los tubos son de acero, $K_w = 45 W/m \cdot K$

$$U_o = \left[\frac{1}{93} + \frac{1}{4000} + \frac{38 \cdot 10^{-3} \cdot \ln\left(\frac{38}{34}\right)}{2 \cdot 45} + \frac{38}{34} \cdot \frac{1}{5000} + \frac{38}{34} \cdot \frac{1}{138} \right]^{-1}$$

$$U_o = 52 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor es mayor al supuesto inicialmente por lo que el intercambiador de calor satisface las necesidades requeridas en el proceso.

Por último, se comprueba que las caídas de presión de lado de los tubos y de la carcasa no superan la caída de presión máxima ($6,87 \cdot 10^4$ Pa)

c) Caída de presión en los tubos

En los tubos, la caída de presión (ΔP) viene dada por la Ecuación 50 y el factor de fricción (j_f) se obtiene de la Figura 5.6

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

$$\Delta P_T = 2 \cdot \left[8 \cdot 3,1 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{2,44}{34 \cdot 10^{-3}} + 2,5 \right] \cdot \frac{1,194 \cdot 23,2^2}{2} = 2,76 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Valor inferior al máximo permitido.

d) Caída de presión en la carcasa

La caída de presión por el lado de la carcasa viene dada por la Ecuación 51 y el factor de fricción (j_f) se obtiene de la Figura 5.7

$$j_f = 2,3 \cdot 10^{-2}$$



$$\Delta P_c = 8 \cdot 2,3 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(1268 \cdot 10^{-3})}{0,038} \cdot \frac{2,44}{0,571} \cdot \frac{0,504 \cdot 29,3^2}{2} = 5,76 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

El valor de la caída de presión es menor al máximo permitido por lo que el diseño es correcto.

En la Tabla 5.17 se recogen los parámetros calculados del intercambiador de calor HE - 102.

Tabla 5.17 Dimensiones intercambiador de calor HE - 102: calentamiento del aire

Pull-through floating head; 1 paso por carcasa, 2 pasos por tubos	
Tubos	
Número	402
Material	Acero inoxidable
Longitud (m)	2,44
Diámetro exterior (mm)	38
Espesor (mm)	2
Distribución	Cuadrada
Espacio entre los tubos (mm)	47,5
Coefficiente de transferencia de calor (W/m ² ·°C)	138
Coefficiente de ensuciamiento (W/m ² ·°C)	5000
Carcasa	
Diámetro interior (mm)	1268
Espacio entre deflectores (mm) (45 %)	571
Coefficiente de transferencia de calor (W/m ² ·°C)	93
Coefficiente de ensuciamiento (W/m ² ·°C)	4000

5.7. CONDENSADOR PARCIAL DE GASES (C - 101)

Los gases a la salida del HE - 101 se introducen en el condensador. La condensación de la fracción líquida termina a los 89°C y es necesario subenfriar hasta alcanzar 30°C. Las configuraciones más utilizadas en condensadores son la horizontal con condensación por el lado de la carcasa y la vertical con condensación en los tubos. La configuración horizontal no presenta el problema de inundación en los tubos por lo que el condensador presentará esta configuración. Por los tubos circulará agua de refrigeración a 10°C y saldrá a 20°C. El aire que sale del intercambiador de calor previo no se puede emplear como fluido frío porque se produciría cruce de temperaturas. Por lo tanto, las temperaturas en el condensador son

- Carcasa: $T_{c_{in}} = 110^\circ\text{C}$ y $T_{c_{out}} = 30^\circ\text{C}$
- Tubos: $T_{T_{in}} = 10^\circ\text{C}$ y $T_{T_{out}} = 20^\circ\text{C}$

En la Tabla 5.18 se muestran las propiedades del agua de refrigeración a la temperatura media de operación (15°C)



Tabla 5.18 Propiedades del agua de refrigeración

Cp (kJ/kg·K)	k (W/m ² ·K)	ρ (kg/m ³)	μ (Ns/m ²)
4,18	0,591	1001	1,14·10 ⁻³

Las propiedades mostradas en la Tabla 5.19 corresponden a la temperatura media (70 °C). En el caso de los gases no condensables, como conoce su composición (Tabla 3.8) se ha realizado la media ponderada.

En este apartado los subíndices GNC hacen referencia a la fracción de gases no condensables, AC, a la fracción líquida acuosa, BIOAC al bioaceite e in y out a las condiciones a la entrada y salida del condensador respectivamente.

Tabla 5.19 Propiedades termofísicas de los gases de pirólisis en el condensador

Cp _{GNC} (kJ/kg·K)	Cp _{BIOAC} (kJ/kg·K)	Cp _{AC} (kJ/kg·K)	Δh _{vap BIOAC} (kJ/kg)	Δh _{vap AC} (kJ/kg)
0,925	3,1	4,194	233	2257

Los flujos máscicos mostrados en la Tabla 5.20 de cada fracción se obtienen de la Tabla 5.5

Tabla 5.20 Flujos máscicos de la carcasa en el condensador

	Fracción líquida		Gases no condensables
	Líquido acuoso	Bioaceite	
% en masa	58,82	23,53	17,65
kg/s	3,604·10 ⁻²	1,441·10 ⁻²	1,081·10 ⁻²

El valor del calor total que es necesario retirar se calcula mediante la suma de los calores necesarios para cada fracción (Ecuación 52).

$$Q_{\text{TOTAL}} = Q_{\text{GNC}} + Q_{\text{BIOAC}} + Q_{\text{AC}} \quad \text{Ecuación 52}$$

Los gases no condensables, solo experimentan un cambio de temperatura, por lo que su valor vendrá dado por la Ecuación 32.

$$Q_{\text{GNC}} = 1,081 \cdot 10^{-2} \cdot 0,925 \cdot (110 - 30) \cdot 1000 = 800 \text{ W}$$

El flujo de calor retirado del líquido acuoso y del bioaceite se debe a tres tramos: bajada de temperatura de 110 °C a 89 °C, condensación a 89 °C y enfriamiento hasta 30 °C. Para calcular este calor se aplica la Ecuación 53

$$Q = m \cdot [Cp \cdot (T_{\text{out}} - T_{\text{in}}) + \Delta h_{\text{vap}}] \quad \text{Ecuación 53}$$

$$Q_{\text{BIOAC}} = 1,441 \cdot 10^{-2} \cdot [3,1 \cdot (110 - 30) + 233] \cdot 1000 = 6934 \text{ W}$$

$$Q_{\text{AC}} = 3,604 \cdot 10^{-2} \cdot [4,194 \cdot (110 - 30) + 2257] = 93429 \text{ W}$$



Por lo tanto,

$$Q_{TOTAL} = 800 + 6934 + 93429 = 101163 \text{ W}$$

Como el calor cedido por los gases al enfriarse y condensar es igual al absorbido por el agua, con la Ecuación 32 se puede calcular el flujo másico de agua (m_{AGUA}) necesario

$$101163 = m_{AGUA} \cdot 4,18 \cdot 10^{-3} \cdot (20 - 10) \rightarrow m_{AGUA} = 2,42 \text{ kg/s}$$

Para diseñar el condensador, es necesario suponer un coeficiente global de intercambio de calor (U^*). El fluido frío es agua de refrigeración y el fluido que condensa es una mezcla de vapores de hidrocarburos y acuosos. Para vapores orgánicos, el coeficiente oscila entre 700 y 1000 W/(m²·K) y para vapores acuosos, entre 1000 y 1500 W/(m²·K) (Coulson y Richardson, 2005) se supone un valor de $U^* = 1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Aplicando la Ecuación 33 se calcula el incremento medio logarítmico de temperatura (ΔT_{ln})

$$\Delta T_{ln} = \frac{(110 - 20) - (30 - 10)}{\ln\left(\frac{110 - 20}{30 - 10}\right)} = 46,5^\circ\text{C}$$

Dentro del condensador, se produce una mezcla entre flujo paralelo, a contracorriente y cruzado, por lo que es necesario corregir este incremento de temperatura con un factor de corrección F, calculado con la Ecuación 37

$$R = 8 \quad \text{Ecuación 35}$$

$$S = 0,1 \quad \text{Ecuación 36}$$

$$F = 0,99$$

Por lo tanto, el incremento de temperatura medio calculado con la Ecuación 34 es:

$$\Delta T_m = 46,5 \cdot 0,99 = 46,1^\circ\text{C}$$

Aplicando la Ecuación 38 se calcula el área de transferencia de calor

$$101163 = 1000 \cdot A \cdot 46,1 \rightarrow A = 2,2 \text{ m}^2$$

Usando una distribución cuadrada de los tubos, se emplean tubos con un diámetro exterior (d_o) de 38 mm, un espesor (e) de 2 mm y una longitud (L) de 2,44 m con un espaciado entre tubos (P_t) de 47,5 mm ($P_t/d_o = 1,25$).



El número de tubos (n_T) se calcula hallando el área de cada tubo (A_{tubo}) con la Ecuación 39 y sabiendo que el área que suman los tubos debe ser igual al área de transferencia de calor calculada anteriormente.

$$A_{\text{tubo}} = \pi \cdot 38 \cdot 10^{-3} \cdot 2,44 = 0,29 \text{ m}^2$$

$$n_T = \frac{2,2}{0,29} = 8 \text{ tubos}$$

El diámetro de la bancada de tubos (D_b) se calcula con la Ecuación 45. Las constantes empíricas n_1 y k_1 para una distribución cuadrada con cuatro pasos por tubos son

$$n_1 = 2,263 \quad k_1 = 0,158$$

$$D_b = 38 \cdot \left(\frac{8}{0,158} \right)^{\frac{1}{2,263}} = 215 \text{ mm}$$

El número de tubos en la fila central (N_r) viene dado por la Ecuación 54

$$N_r = D_b / P_t \quad \text{Ecuación 54}$$

$$N_r = \frac{215}{47,5} = 5$$

Para calcular el coeficiente individual de transferencia de calor del lado de la carcasa, es necesario conocer las propiedades del líquido a $59,5^\circ\text{C}$ (temperatura media del líquido condensado). Dado que la mayor parte del líquido es acuoso, se toman las propiedades del agua líquida a dicha temperatura

$$\mu_L = 4,67 \cdot 10^{-4} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2} \quad \rho_L = 983,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad k_L = 0,65 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

Y la densidad del vapor se calcula del siguiente modo

$$\rho_v = \frac{\overline{Mm}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kmol}} \cdot \frac{T_0}{T_m}$$

Donde \overline{Mm} es el peso molecular medio del vapor, el cual se ha calculado conociendo la composición elemental del bioaceite y la fracción líquida (Tabla 3.7) y la composición de los gases no condensables (Tabla 3.8), T_0 es la temperatura de referencia (273K) y T_m la temperatura media del vapor ($99,5^\circ\text{C}$)



$$\rho_v = \frac{14,95}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 99,5} = 0,49 \text{ kg/m}^3$$

El coeficiente de transferencia de calor de la carcasa (h_o) viene dado por la Ecuación 55

$$h_o = 0,95 \cdot k_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma_h} \right]^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{2}{3} \cdot N_r \right)^{-1/6} \quad \text{Ecuación 55}$$

Donde g es la gravedad y $\Gamma_h = m_c / (L \cdot n_T)$ donde m_c es el flujo másico del fluido de la carcasa

$$\Gamma_h = \frac{6,13 \cdot 10^{-2}}{2,44 \cdot 8} = 3,139 \cdot 10^{-3}$$

Sustituyendo en la Ecuación 55

$$h_o = 0,95 \cdot 0,65 \cdot \left[\frac{983,20 \cdot (983,20 - 0,49) 39,81}{4,67 \cdot 10^{-4} \cdot 3,139 \cdot 10^{-3}} \right]^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{2}{3} \cdot 4 \right)^{-\frac{1}{6}}$$

$$h_o = 9636 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

El coeficiente de ensuciamiento típico para vapores orgánicos es de 5000W/(m²·°C) por lo que, por el lado de la carcasa, el coeficiente de ensuciamiento (h_{od}) será de 5000 W/(m²·°C).

Para calcular el coeficiente individual de transferencia de calor por el lado de los tubos, es necesario conocer la velocidad por los tubos. aplicando la Ecuación 41, se calcula el diámetro interno de los tubos:

$$d_i = 38 - 2 \cdot 2 = 34 \text{ mm}$$

Y sustituyendo los datos conocidos en la Ecuación 40

$$u_T = \frac{4 \cdot 2,42}{1001 \cdot 8 \cdot \pi \cdot \frac{(34 \cdot 10^{-3})^2}{4}} = 1,3 \text{ m/s}$$

Como el fluido de la carcasa es agua, su coeficiente individual de transferencia de calor (h_i) se calcula con la Ecuación 56

$$h_i = \frac{4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot t) \cdot u_T^{0,8}}{d_i^{0,2}} \quad \text{Ecuación 56}$$

Donde t es la temperatura del agua en °C



$$h_i = \frac{4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot 15) \cdot 1,3^{0,8}}{(34 \cdot 10^{-3})^{0,2}} = 4301 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

En los tubos al tratarse de agua de refrigeración, el coeficiente de ensuciamiento será de 3000 W/m²·K.

Los tubos en este caso también son de acero por lo que $K_w = 45 \text{ W/m} \cdot \text{K}$

Sustituyendo en la Ecuación 49, se calcula el coeficiente global de transferencia de calor

$$U_0 = \left[\frac{1}{9636} + \frac{1}{5000} + \frac{38 \cdot 10^{-3} \cdot \ln\left(\frac{38}{34}\right)}{2 \cdot 45} + \frac{38}{34} \cdot \frac{1}{3000} + \frac{38}{34} \cdot \frac{1}{4301} \right]^{-1}$$

$$U_0 = 1017 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor es mayor al supuesto inicialmente por lo que el intercambiador de calor satisface las necesidades requeridas en el proceso.

Por último, se comprueba que las caídas de presión del lado de los tubos y la carcasa no superan la caída de presión máxima ($6,87 \cdot 10^4 \text{ Pa}$)

a) Caída de presión en la carcasa

Usando nuevamente un intercambiador de calor “Pull-through floating head”, de la Figura 5.4 se obtiene el valor de la holgura entre el haz de tubos y la carcasa: $H = 88 \text{ mm}$. Por lo que el diámetro de la carcasa será

$$D_s = 215 + 88 = 303 \text{ mm}$$

Al igual que en el intercambiador de calor del apartado anterior, se sigue el método de Kern. Con la Ecuación 46 se obtiene el área de la carcasa.

Con $I_B = 0,45 \cdot d_0 = 0,136 \text{ m}$

$$A_s = \frac{(47,5 \cdot 10^{-3} - 38 \cdot 10^{-3}) \cdot 303 \cdot 10^{-3} \cdot 0,136}{47,5 \cdot 10^{-3}} = 8,28 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

El flujo másico de entrada por unidad de superficie (G_s) se calcula con la Ecuación 57

$$G_s = \frac{m_T}{A_s} \quad \text{Ecuación 57}$$



$$G_s = \frac{2,42}{8,28 \cdot 10^{-3}} = 7,4 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2}$$

El diámetro equivalente definido en la Ecuación 47 es

$$d_e = \frac{1,27}{38} \cdot (47,5^2 - 0,785 \cdot 38^2) = 37,5 \text{ mm}$$

Para calcular el número de Reynolds (Ecuación 58) es necesario conocer la viscosidad del vapor, nuevamente se asemeja al vapor de agua por lo que

$$\mu_v = 1,09 \cdot 10^{-5} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$$

$$\text{Re} = \frac{G_s \cdot d_e}{\mu} \quad \text{Ecuación 58}$$

$$\text{Re} = \frac{7,4 \cdot 37,5 \cdot 10^{-3}}{1,09 \cdot 10^{-5}} = 2,54 \cdot 10^4$$

De la Figura 5.7 se obtiene el coeficiente de fricción: $j_f = 2,9 \cdot 10^{-2}$.

Sustituyendo en la Ecuación 51:

$$\Delta P_c = 8 \cdot 2,9 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{303}{37,5} \cdot \frac{2,44}{0,136} \cdot \frac{0,49 \cdot 15,13^2}{2} = 1,88 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Valor menor al máximo, por lo que el diseño es correcto.

En la Tabla 5.21 se muestra un resumen del dimensionado del condensador C - 101.

Tabla 5.21 Dimensiones condensador C - 101.

Pull-through floating head; 1 paso por carcasa, 4 pasos por tubos	
Tubos	
Número	8
Material	Acero inoxidable
Longitud (m)	2,44
Diámetro exterior (mm)	38
Espesor (mm)	2
Distribución	Cuadrada
Espacio entre los tubos (mm)	47,5
Coefficiente de transferencia de calor (W/(m ² ·°C))	4301
Coefficiente de ensuciamiento (W/(m ² ·°C))	3000
Carcasa	
Diámetro interior (mm)	303
Espacio entre deflectores (mm) (45 %)	136
Coefficiente de transferencia de calor (W/(m ² ·°C))	9636
Coefficiente de ensuciamiento (W/(m ² ·°C))	5000



5.8. DECANTADOR (D - 101)

La fracción líquida obtenida en el C - 101 se lleva a un decantador gravitatorio continuo. En este apartado se va a emplear la nomenclatura mostrada en la Figura 4.6

- Densidad de la fase acuosa (líquido pesado) $\rho_A = 1000 \text{ kg/m}^3$
- Densidad del bioaceite (líquido ligero): $\rho_B = 921 \text{ kg/m}^3$
- Situación de la interfase (Z_{A1}): $Z_{A1} = Z_T/2$ (Z_T : altura total del decantador)
- Viscosidad del agua (fase continua): $\mu = 1 \text{ cP}$

El tiempo de residencia se calcula con la Ecuación 59

$$t = \frac{100 \cdot \mu}{\rho_A - \rho_B} \quad \text{Ecuación 59}$$

Donde μ es la densidad de la fase continua en cP

$$t = \frac{100 \cdot 1}{1000 - 921} = 1,27 \text{ h}$$

Los flujos máxicos de cada fase se obtienen del balance de materia mostrado en la Tabla 5.5. Mediante la Ecuación 60 se calcula el volumen del decantador

$$V = \left(\frac{F_A}{\rho_A} + \frac{F_B}{\rho_B} \right) \cdot t \quad \text{Ecuación 60}$$

Donde V es el volumen del decantador y F_A y F_B los flujos máxicos de la fase acuosa y del bioaceite respectivamente.

$$V = \left(\frac{129,73}{1000} + \frac{51,89}{921} \right) \cdot 1,27 = 3,77 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del decantador tienen que ser tales que la altura total no supere los 3 m y el diámetro sea menor a 40 m (Gosálbez, 2013). Con estas condiciones, se fija una altura total de 2 m, por lo que el diámetro será

$$V = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot Z_T$$

$$208,4 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2 \rightarrow D = 1,55$$

Por lo tanto, la interfase (Z_{A1}) estará a 1 m y la altura del rebosadero (Z_{A2}), se puede calcular empleando la Ecuación 61



$$Z_{A1} = \frac{Z_{A2} - Z_T \cdot \left(\frac{\rho_B}{\rho_A}\right)}{1 - \frac{\rho_B}{\rho_A}} \quad \text{Ecuación 61}$$

$$1 = \frac{Z_{A2} - 2 \cdot \frac{921}{1000}}{1 - \frac{921}{1000}} \rightarrow Z_{A2} = 1,92 \text{ m}$$

A modo de resumen, en la Tabla 5.22 se muestran las dimensiones del decantador diseñado

Tabla 5.22 Dimensiones decantador D - 101.

V (m ³)	D (m)	z _T (m)	z _B (m)	z _{A1} (m)	z _{A2} (m)
3,77	1,55	2,00	1,00	1,00	1,92



6. ESTUDIO ECONÓMICO

En este apartado se va a realizar una evaluación económica siguiendo el método de los factores de Lang (Coulson y Richardson, 2005). El estudio se va a completar con un análisis de sensibilidad de la inversión respecto del precio de venta del producto (biochar) y del precio de adquisición de la materia prima (material bioestabilizado).

6.1. COSTE DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA

El coste de los equipos comprados se emplea como la base del método factorial de estimación de costes. En la Tabla 6.1 se recogen los precios de los principales equipos de la planta obtenidos a partir de los datos de Coulson y Richardson (2005) mediante la Ecuación 62

$$C_e = C \cdot S^n \quad \text{Ecuación 62}$$

Donde C_e es el precio de compra del equipo (£), S el parámetro característico de cada equipo, C el precio en función del tipo de equipo y n el índice de cada tipo de equipo. Con esta ecuación se han calculado los precios de los equipos que se muestran en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1 Coste de los principales equipos de la planta

Equipo	C (\$)	Parámetro S		n	C_e (\$)
		Parámetro	Valor		
Secadero (S - 101)	7.700	Área (m ²)	4,87	0,35	13.401
Reactor (R - 101)	15.000	Capacidad (m ³)	0,39	0,40	10.292
Reactor (R - 102)	15.000	Capacidad (m ³)	6,1	0,40	30.919
Enfriador (E - 101)	7.700	Área (m ²)	7,5	0,35	15.587
Decantador (D - 101)	4.350	Capacidad (m ³)	208,4	0,55	82.013

El precio de la torre de deshumidificación (T - 101) viene dado por la Ecuación 63.

$$C_e = C \cdot F_M \quad \text{Ecuación 63}$$

Donde F_M es el factor del material de la columna correspondiente al del acero inoxidable.

$$C_e = 2.000 \cdot 1,7 = 3.400 \$$$

El precio de los intercambiadores de calor depende del área de transferencia de calor, los precios obtenidos a partir de los datos de Coulson y Richardson (2005) se recogen en la Tabla 6.2.



Tabla 6.2 Precio de los intercambiadores de calor de la planta

Intercambiador de calor	Precio (\$)
HE - 101	20.000
C - 101	4.000
HE - 102	200.000

En la Tabla 6.3 se recogen los precios de los equipos en € y el coste total que suponen.

Tabla 6.3 Coste de los equipos de la planta

Equipo	Precio (€)
Secadero (S - 101)	11.525
Torre de deshumidificación (T - 101)	8.851
Reactor (R - 101)	26.590
Reactor (R - 102)	13.405
Enfriador (E - 101)	70.531
Decantador (D - 101)	2.924
Intercambiador de calor (HE - 101)	17.200
Condensador (C - 101)	3.440
Intercambiador de calor (HE - 102)	172.000
PRECIO COMPRA EQUIPOS (PE)	326.466

6.2. BALANCE ECONÓMICO

A partir de los costes de los equipos mediante el método de Lang, se puede calcular el Capital Total Invertido (CTI) de la siguiente manera.

El TIC se puede expresar como se muestra en la Ecuación 64

$$CTI = CFI + WC + SUC \quad \text{Ecuación 64}$$

Donde CFI es el Capital Fijo Invertido; WC, el coste de operación y SUC es el coste de puesta en marcha. Estos tres costes se calculan con las ecuaciones 65, 66 y 67.

$$CFI = CD + CI \quad \text{Ecuación 65}$$

Donde CD son los Costes Directos e IC, los Costes Indirectos.

$$WC = 0,15 \cdot CTI \quad \text{Ecuación 66}$$

$$SUC = 0,1 \cdot CFI \quad \text{Ecuación 67}$$

Combinando las ecuaciones anteriores, se obtiene que el CTI se puede expresar como la Ecuación 68

$$CTI = 1,29 \cdot (CD + CI) \quad \text{Ecuación 68}$$



El siguiente paso es calcular los costes directos e indirectos. Los costes indirectos son la suma de las contingencias (CO) y del coste de propiedad (OWC) (Ecuación 69). A su vez, estos dos últimos parámetros presentan un porcentaje de los costes directos: 20% y 5% respectivamente, por lo que los costes indirectos están relacionados con los costes directos mediante la Ecuación 70

$$CI = CO + OWC \quad \text{Ecuación 69}$$

$$CI = 0,25 \cdot CD \quad \text{Ecuación 70}$$

Por otra parte, los costes directos son la suma de los costes dentro de los límites de batería (ISBL) y los costes fuera de los límites de batería (OSBL). Los OSBL representan el 45% de los ISBL. Por lo que los costes directos se pueden calcular con la Ecuación 71

$$CD = 1,45 \cdot ISBL \quad \text{Ecuación 71}$$

Los costes dentro de los límites de batería son la suma del precio de los equipos (PE), del precio de los equipos (PE), del precio de la instalación de los equipos (PEI), del precio de la instrumentación y control (IC), el precio de tuberías (P) y el de equipamiento eléctrico y material (E) (Ecuación 72). Todos los precios mencionados anteriormente, representan un porcentaje del PE: el PEI es el 35% del PE, el IC es el 10%, el P es el 12% del PE y el E es el 10% del PE, por lo que el ISBL se puede calcular con la Ecuación 73

$$ISBL = PE + PEI + IC + P + E \quad \text{Ecuación 72}$$

$$ISBL = 1,67 \cdot PE \quad \text{Ecuación 73}$$

Resolviendo las ecuaciones en el orden inverso al mostrado, se calculan los costes en función del precio de los equipos (PE = 198.384326.466 €, Tabla 6.3). Estos costes se presentan en la Tabla 6.4

Tabla 6.4 Resumen de los precios desglosados

Costes directos (CD)	790.538 €
ISBL	545.199 €
OSBL	245.339 €
Costes indirectos (CI)	197.635 €
CO	158.108 €
OWC	39.527 €
Capital fijo de inversión (CFI)	988.173 €
Capital de trabajo de la planta (WC)	191.211 €
Coste de la puesta en marcha (SUC)	98.817 €
COSTE TOTAL DE LA INVERSIÓN (CTI)	1.274.743 €

Combinando las ecuaciones 68, 70, 71 y 73, se obtiene la relación directa

entre el coste total de la inversión (CTI) y el precio de compra de los equipos (PE) (Ecuación 74). Siendo 3,9 el factor de Lang.

$$CTI = 3,9 \cdot PE \quad \text{Ecuación 74}$$

$$CTI = 3,9 \cdot 326.466 = 1.273.218 \text{ €}$$

El capital calculado mediante la suma de los diferentes costes y mediante el factor de Lang son del mismo orden ya que con el primer método se obtiene un CTI de 1.274.743 € y con el segundo se obtiene 1.273.218 €.

6.3. VIABILIDAD ECONÓMICA

Para realizar la viabilidad económica, es necesario conocer el precio de compra de las materias primas, así como los precios de venta de los productos obtenidos.

En la Tabla 6.5 se muestra el balance de costes detallado donde la materia prima es el material bioestabilizado y el producto final el biochar que se puede obtener teóricamente a partir de la pirólisis del material bioestabilizado.

Tabla 6.5 Balance de costes para las materias primas y productos

	Flujo (kg/h)	Precio (€/kg)	Precio (M€/año)
MATERIA PRIMA			
Material bioestabilizado	625	0,10	500,00
PRODUCTO			
Biochar	298,39	1,25	2.983,90

Considerando que la planta opera 8.000 horas al año, fijando una amortización de los equipos y la propia planta a 10 años y aplicando un impuesto del 20%, se pueden determinar los balances de costes e ingresos y los flujos de caja, tal como se muestra en la Tabla 6.6.

En la Figura 6.1 se muestra el flujo de caja a 10 años. Como se puede ver, la planta es económicamente viable, amortizando la inversión inicial en el cuarto año desde el inicio de la planta. Por otro lado, el VAN es positivo con un valor de 830.388 € y la tasa interna de rentabilidad (TIR) es 22%.

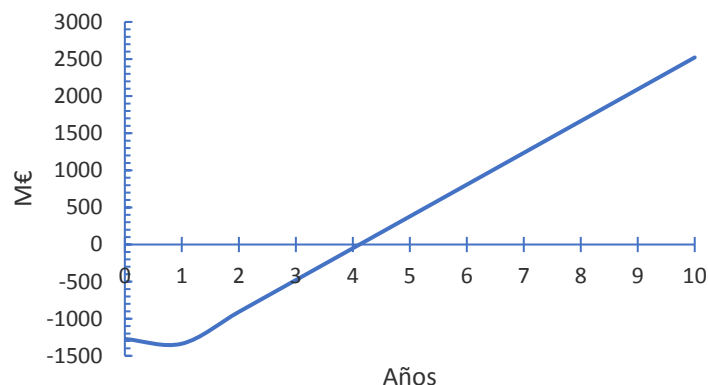


Figura 6.1 Flujo de caja acumulado en función del tiempo de amortización



Tabla 6.6 Balance de costes e ingresos y flujos de caja.

Descripción (M€)	AÑO										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A1. Capital fijo	1273,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A2. Capital Circulante		63,66	63,66	63,66	63,66	63,66	63,66	63,66	63,66	63,66	63,66
A. FI - Fondos invertidos	-1273,22	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66	-63,66
B1. Ingresos por ventas			2983,90	2983,90	2983,90	2983,90	2983,90	2983,90	2983,90	2983,90	2983,90
B2. Costes			-2241,11	-2241,11	-2241,11	-2241,11	-2241,11	-2241,11	-2241,11	-2241,11	-2241,11
B. Margen Bruto			742,79	742,79	742,79	742,79	742,79	742,79	742,79	742,79	742,79
C1. Amortización			-127,32	-127,32	-127,32	-127,32	-127,32	-127,32	-127,32	-127,32	-127,32
C. BAI - Beneficio antes de impuestos			615,47	615,47	615,47	615,47	615,47	615,47	615,47	615,47	615,47
D1. Impuestos (20%)			-123,09	-123,09	-123,09	-123,09	-123,09	-123,09	-123,09	-123,09	-123,09
D. BDI - Beneficio después de impuestos			492,37	492,37	492,37	492,37	492,37	492,37	492,37	492,37	492,37
E. FGO - Fondos generados por las operaciones	-1273,22	-63,66	428,71	428,71	428,71	428,71	428,71	428,71	428,71	428,71	428,71
F. FGO-R - Movimiento de fondos Cash Flow Acumulado	-1273,22	-1336,88	-908,17	-479,45	-50,74	377,97	806,69	1235,40	1664,11	2092,83	2521,54

Por último, se realiza un análisis de sensibilidad que permita ver cómo afecta el precio del material bioestabilizado utilizado como materia prima y el precio de venta del biochar (Figura 6.2).

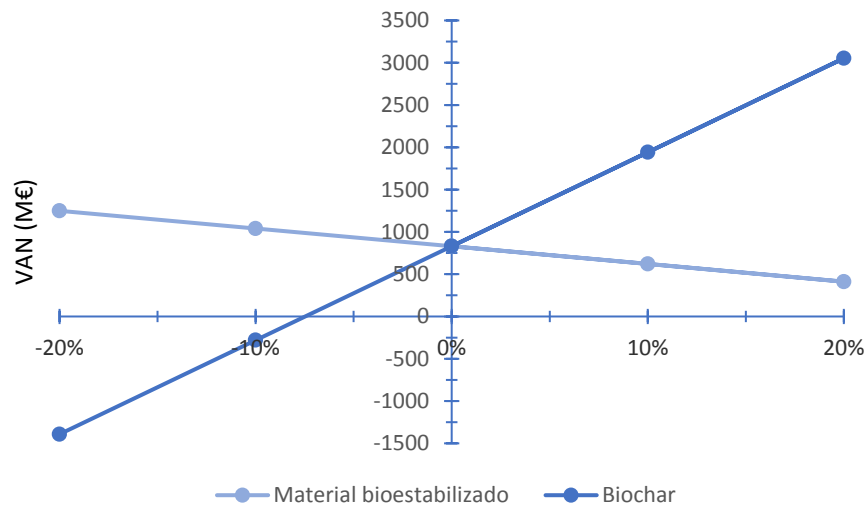


Figura 6.2 Estudio de sensibilidad económica en función de la variación de los precios de la materia prima y el producto

A la vista de los resultados obtenidos, ambos precios influyen en los beneficios obtenidos, siendo el precio de venta del biochar mucho más influyente que el de la materia prima. Esto es debido a que, aunque el precio del material bioestabilizado es bajo, el biochar no tiene un precio de venta elevado ya que en el mercado debe competir con el compost cuyo precio aproximado es de 50€/t. Si el precio de venta del biochar disminuye alrededor de un 7% del precio fijado la inversión podría dejar de ser rentable. Por otro lado, un aumento de tan sólo un 10% en el precio del biochar aumenta el VAN hasta un valor de 2.000 M€.



7. CONCLUSIONES

En este trabajo se ha dimensionado una planta para la producción de biochar a partir de material bioestabilizado para emplearlo como enmienda orgánica. La capacidad de tratamiento de la planta es de 5000 t/año de material bioestabilizado, obteniéndose una corriente de biochar de 2387 t/año como producto. De acuerdo con los objetivos parciales establecidos anteriormente, se señalan las siguientes conclusiones.

1. La **información bibliográfica** disponible respecto la producción de biochar mediante pirólisis a nivel industrial es escasa siendo abundante la información sobre su producción en el laboratorio. Esto conlleva a que cada autor proponga sus condiciones de operación, obtenga unos resultados diferentes en función de las mismas y no especifique una separación y purificación adecuada de los subproductos obtenidos. Sin embargo, se ha podido seleccionar una secuencia de etapas adecuadas para obtener el producto deseado, así como la separación y purificación del biochar y de los subproductos generados.
2. En función de los requisitos del proceso, se ha seleccionado como materia prima el **material bioestabilizado** debido a sus ventajas en cuanto a composición en macronutrientes y tamaño y se ha determinado la necesidad de una etapa de pretratamiento de secado. En cuanto a la pirólisis, con el fin de maximizar la producción de biochar no se han incluido etapas de gasificación o combustión y se ha seleccionado una **pirólisis lenta** llevada a cabo en un **reactor rotatorio**. Por último, el **biochar** producido necesita ser **enfriado** antes de ser almacenado y los gases se conducen a un **condensador** donde se separa la fracción líquida de los gases. Para evitar el arrastre de líquido con los gases, se dispone de un **eliminador de nieblas** en el condensador y el líquido se conduce a un **decantador** donde se obtiene por un lado la fracción acuosa y por otro el bioaceite. Tanto los **gases no condensables** como el **bioaceite** se utilizan para **generar energía** en la planta.
3. Los equipos seleccionados para la planta son: un **secadero de bandas** para la etapa de pretratamiento; **dos reactores rotatorios** para la etapa de pirólisis y un **enfriador de bandas** para bajar la temperatura del biochar producido. Los gases, son conducidos a un **intercambiador de calor de carcasa y tubos** para bajar su temperatura antes de entrar en el **condensador también de carcasa y tubos** provisto de un **eliminador de nieblas** a la salida del gas y el líquido se conduce a un **decantador gravitatorio**. Por otro lado, el aire empleado en el secadero del biochar, se lleva a una **torre de deshumidificación** y a su salida se emplea para



enfriar el biochar y los gases a la salida de la pirólisis. Para recuperar su temperatura a la entrada del secadero, pasa por un **intercambiador de calor de carcasa y tubos** que emplea como fluido calefactor vapor de agua.

4. De la evaluación económica se concluye que la instalación tiene un coste total de 1.273.000 €. El VAN y el TIR calculados permiten demostrar que la planta es rentable. Los resultados obtenidos son un VAN de 830.000 € y un TIR del 22% con una recuperación de la inversión en el cuarto año. El análisis de sensibilidad muestra que tanto el precio de compra de la materia prima como el precio de venta del producto influyen en la rentabilidad de la planta siendo mucho más influyente el precio de venta del producto. Con una bajada del 5% en el precio del producto, la inversión podría no ser viable.



BIBLIOGRAFÍA

- AGRO WASTE. (2004). *Pirólisis*. Murcia. Retrieved from <http://www.agrowaste.eu/wp-content/uploads/2013/02/PIROLISIS.pdf>
- Ahmad, M., Lee, S. S., Dou, X., Mohan, D., Sung, J. K., Yang, J. E., & Ok, Y. S. (2012). Effects of pyrolysis temperature on soybean stover- and peanut shell-derived biochar properties and TCE adsorption in water. *Bioresource Technology*, *118*, 536–544. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.042>
- Ayuntamiento de Valladolid (2009). Consultado el 20 de abril de 2018, Centro de residuos de Valladolid. <http://www.ctrvalladolid.com/laplanta.htm>
- Busscher, W., Novak, J., Watts, D., Laird, D., Niandou, M., & Ahmedna, M. (2008). Influence of pecan biochar on physical properties of a Norfolk loamy sand. *North*, *175*(1), 10–14.
- Cha, J. S., Park, S. H., Jung, S. C., Ryu, C., Jeon, J. K., Shin, M. C., & Park, Y. K. (2016). Production and utilization of biochar: A review. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, *40*, 1–15. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2016.06.002>
- Chen, D., Yin, L., Wang, H., & He, P. (2015a). Reprint of: Pyrolysis technologies for municipal solid waste: A review. *Waste Management*, *37*, 116–136. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.01.022>
- Chen, D., Yin, L., Wang, H., & He, P. (2015b). Reprint of: Pyrolysis technologies for municipal solid waste: A review. *Waste Management*, *37*(September), 116–136. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.01.022>
- Cueto García, M. J. (2016). *Potencial de producción de biochar en España a partir de residuos de la industria papelera, de lodos de E.D.A.R., de residuos sólidos urbanos y de residuos ganaderos: Estudio de la fijación de carbono TESIS DOCTORAL*. Universidad Politécnica de Madrid. Retrieved from http://oa.upm.es/39453/1/MARIA_JESUS_CUETO_GARCIA.pdf
- Czajczyńska, D., Nannou, T., Anguilano, L., Krzyżyńska, R., Ghazal, H., Spencer, N., & Jouhara, H. (2017). Potentials of pyrolysis processes in the waste management sector. *Energy Procedia*, *123*, 387–394. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.07.275>
- FAO. (2013). *Manual de compostaje del agricultor, Experiencias en América Latina*. Oficina Regional de la FAO para América Latina y el Caribe. <https://doi.org/10.1111/evo.12990>
- Fundación CONAMA. (2016). El desafío de la gestión de la materia orgánica.



- Retrieved from
http://www.conama.org/conama/download/files/conama2016/GTs2016/15_final.pdf
- García Izquierdo, C., Pascual Valero, J. A., Rosas Mayoral, J. G., Hernández Fernández, M. T., & Sánchez Morán, M. E. (2014). *Enmiendas orgánicas de nueva generación □: biochar y otras biomoléculas*. (J. Moreno, R. Moral, J. L. García-Morales, J. A. Pascual, & M. P. Bernal, Eds.). Madrid: Mundi. Retrieved from
<https://www.mundiprensa.com/catalogo/9788484766926/enmiendas-organicas-de-nueva-generacion--biochar-y-otras-biomoleculas-iii-8>
- Gosálbez Adsuar, Á. (2013). *Estudio de los parámetros físicos en el dimensionamiento de los tanques de decantación primaria*. Universidad de Alicante. Retrieved from <https://iuaca.ua.es/es/master-agua/documentos/-gestadm/trabajos-fin-de-master/tfm-2013-angela-gosalvez.pdf>
- Hernández Muñiz, L., & Fernández Farón, R. (2014). LIFE Eucalyptus Energy. *Congreso Nacional Del Medio Ambiente (CONAMA)*. Retrieved from <http://www.conama.org/conama/download/files/conama2014/CT2014/1896711935.pdf>
- International Biochar Initiative (n.d.). Consultado el 20 de abril de 2018. <http://www.biochar-international.org/biochar/soils>
- Jin, H., Capareda, S., Chang, Z., Gao, J., Xu, Y., & Zhang, J. (2014). Biochar pyrolytically produced from municipal solid wastes for aqueous As(V) removal: Adsorption property and its improvement with KOH activation. *Bioresource Technology*, 169, 622–629. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.06.103>
- Kameyama, K., Iwata, Y., & Miyamoto, T. (2017). Biochar amendment of soils according to their physicochemical properties. *Japan Agricultural Research Quarterly*, 51(2), 117–127. <https://doi.org/10.6090/jarq.51.117>
- Ledesma Montaña, I. (2017). *Diseño de una planta piloto de pirólisis rápida de la fracción orgánica de rechazo de RSU*. Universidad de Sevilla.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering* (Vol. 1130). New York: McGraw-hill.
- Ministerio de Agricultura Pesca Alimentación y Medio Ambiente. (2015). Memoria Anual De Generación Y Gestión De Residuos Residuos De Competencia Municipal. *Calidad y Evaluacion Ambiental*, 33. Retrieved from http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/publicaciones/memoriaanualdegeneracionygestionderesiduos-residuosdecompetenciamunicipal2015_tcm30-438175.pdf



- Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medio Ambiente (n.d.). Consultado el 15 de abril de 2018 ¿Qué son los residuos domésticos? <http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/flujos/biorresiduos/>
- Ministerio de Agricultura y Pesca, Alimentación y Medio Ambiente (n.d.). Consultado el 27 de mayo de 2018. Sistemas de tratamiento. <http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/flujos/domesticos/gestion/sistema-tratamiento/Pirolisis.aspx>
<http://unitecno.es/filtros-separadores/filtros-coalescentes/>
- Pastor Pérez, Y., Martínez Segado, M. del M., & Valdés Illán, R. (2008). *Construcción de una planta de producción de biochar a partir de purines*. Universidad Politécnica de Cartagena, Cartagena.
- Rehrah, D., Bansode, R. R., Hassan, O., & Ahmedna, M. (2016). Physico-chemical characterization of biochars from solid municipal waste for use in soil amendment. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, *118*, 42–53. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2015.12.022>
- Rosas Mayoral, J. G. (2015). Producción de biochar a partir de viñas agotadas mediante pirólisis en reactor a escala piloto y en reactor móvil energéticamente sostenible. Retrieved from <https://buleria.unileon.es/bitstream/handle/10612/4246/GuillermoRosasTesisrepositoriodigitalULE30032015.pdf?sequence=1>
- Russell, S. H., Turrion-Gomez, J. L., Meredith, W., Langston, P., & Snape, C. E. (2017). Increased charcoal yield and production of lighter oils from the slow pyrolysis of biomass. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, *124*, 536–541. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2017.01.028>
- Schmidt, H.-P. (2012). 55 Uses of Biochar. *Ithaka Journal*, *25*(1/2012), 13–25. Retrieved from https://www.researchgate.net/publication/257939693_55_Uses_of_Biochar
- Sebastián Nogués, F., García Galindo, D., Rezeau, A. (2010). *Energía de la biomasa, volumen I (Serie Energías renovables)*. Zaragoza: Prensas Universitarias de Zaragoza
- Sinnott, R. K. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering: Volume 6/Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth Heinemann.
- Sohi, S., Lopez-capel, E., Krull, E., & Bol, R. (2009). Biochar , climate change and soil : A review to guide future research, (February).
- Steinworth Álvarez, A. (2014). Aprovechamiento energético de residuos sólidos



- municipales mediante el uso de tratamientos térmicos de avanzada. *Éxito Empresarial*, 253(253), 4. Retrieved from www.cegesti.org
- Su, Y., Luo, Y., Chen, Y., Wu, W., & Zhang, Y. (2011). Experimental and numerical investigation of tar destruction under partial oxidation environment. *Fuel Processing Technology*, 92(8), 1513–1524. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.013>
- Urien Pinedo, A. (2013). *Obtención de biocarbones y biocombustibles mediante pirólisis de biomasa residual. Tesis De Máster*. Universidad Nacional de Educación a Distancia. Retrieved from http://digital.csic.es/bitstream/10261/80225/1/BIOCARBONES_CENIM_CSIC.pdf
- Villaquiran, A. J. F. (2011). Diseño Y Construcción De Una Unidad De Investigación En Pirólisis Continua De Biomasa. *Journal of Chemical Information and Modeling*, 53, 1689–1699. <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Weber, K., & Quicker, P. (2018). Properties of biochar. *Fuel*, 217(December 2017), 240–261. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.12.054>
- Yang, Y., Heaven, S., Venetsaneas, N., Banks, C. J., & Bridgwater, A. V. (2018). Slow pyrolysis of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW): Characterisation of products and screening of the aqueous liquid product for anaerobic digestion. *Applied Energy*, 213(November 2017), 158–168. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.01.018>
- Zhao, L., Cao, X., Mašek, O., & Zimmerman, A. (2013). Heterogeneity of biochar properties as a function of feedstock sources and production temperatures. *Journal of Hazardous Materials*, 256–257, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2013.04.015>