

Trabajo Fin de Grado

Ingeniería de las Tecnologías Industriales

Diseño de una planta piloto de pirólisis rápida de la fracción orgánica de rechazo de RSU

Autora: Isabel Ledesma Montaña

Tutor: Prof. Dr. Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Dep. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017



Trabajo Fin de Grado
Ingeniería de las Tecnologías Industriales

Diseño de una planta piloto de pirólisis rápida de la fracción orgánica de rechazo de RSU

Autora:

Isabel Ledesma Montaña

Tutor:

Prof. Dr. Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Dep. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017

Trabajo Fin de Grado: Diseño de una planta piloto de pirólisis rápida de la fracción orgánica de rechazo de
RSU

Autora: Isabel Ledesma Montaña

Tutor: Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2017

El Secretario del Tribunal

A mi familia

A mis abuelos

Resumen

En este trabajo se ha diseñado una planta piloto para la producción de bio-oil a partir de la fracción orgánica de rechazo de RSU, lo cual supone una valorización energética de la misma que es favorable para el medioambiente. En la planta experimental, tiene lugar un proceso termoquímico de pirólisis rápida, y se diseñan los elementos más relevantes de la misma como son tornillo dosificador de alimentación, reactor, ciclón, caldera de lecho burbujeante y sistema de condensación. Asimismo, se analiza la alimentación a dicho reactor, tanto de fracción orgánica de rechazo de RSU como de biomasa, debido a que la cinética encontrada corresponde a una alimentación de biomasa que, no obstante, guarda semejanza con la fracción orgánica de rechazo de RSU.

Abstract

In this work, a pilot plant to produce bio-oil from the reject fraction of MSW from a biological-mechanical treatment plant is designed. The process is focused on a thermochemical process of fast pyrolysis. The more relevant equipment and devices of the experimental plant have been designed including screw feeder, reactor, cyclone, bubbling bed boiler and condensation system. The feeding of the reactor is analysed both of organic fraction of MSW above mentioned and the biomass composition, since the available kinetics corresponds to a feeding of biomass.

Índice

Resumen	i
Abstract	iii
Índice	v
Índice de Tablas	vii
Índice de Figuras	ix
Notación	xi
Introducción	1
Capítulo 1: Descripción de la Pirólisis	3
1.1 <i>Etapas de la pirólisis</i>	8
1.2 <i>Productos de la pirólisis</i>	8
1.2.1 Sólidos	9
1.2.2 Gas	9
1.2.3 Bio-oil	10
1.2.4 Aplicaciones de los productos de la pirólisis	10
1.2.5 Bio-oil upgrading	12
1.2.6 Usos del char	13
Capítulo 2: Alimentación al proceso de pirólisis	15
2.1 <i>Biomasa</i>	17
2.1.1 Composición de la biomasa	17
2.1.2 Origen de la biomasa	19
2.1.3 Tratamiento y alimentación de biomasa	20
2.1.4 Almacenamiento de biomasa sin tratar	21
2.1.5 Pretratamientos	21
2.2 <i>Residuos sólidos urbanos (RSU)</i>	22
2.2.1 Residuos sólidos urbanos mas apropiados	23
2.2.2 Ventajas e inconvenientes	23
2.2.3 Composición media de RSU	23

2.2.4	Análisis RSU	24
2.2.5	Tratamiento de RSU	25
2.2.6	Fracción de rechazo orgánico	26
Capítulo 3: diseño de la instalación		27
3.1	<i>Entrada de alimentación (biomasa)</i>	29
3.1.1	Diseño del tornillo dosificador	30
3.2	<i>Reactor</i>	31
3.2.1	Reactor de lecho fluidizado	31
3.2.2	Sólidos del lecho	31
3.2.3	Cinética de reacción	32
3.2.4	Dimensionamiento del reactor	36
3.3	<i>Ciclón</i>	47
3.4	<i>Cámara de combustión</i>	50
3.5	<i>Sistema de condensación</i>	52
3.6	<i>Sistemas auxiliares</i>	54
Referencias		57
Anexos		61
Anexo 1: Especificaciones del tornillo dosificador		63
Anexo 2: Tipología de reactores		67
Anexo 3: Programa de cálculos cinéticos		71
Anexo 4: Fases de fluidificación		75
A.5.1	Arrastre y elutriación del lecho fluidizado	78
Anexo 5: Lecho burbujeante (BFB)		81
Anexo 6: Sistema de condensado		87
	Filtros	91

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Distribución del producto a partir de diferentes condiciones en el proceso de pirólisis (2)	5
Tabla 2: Características de algunos procesos pirolíticos (1)	6
Tabla 3: Composición del Bio-oil (12)	10
Tabla 4: Características del Bio-oil (2)	11
Tabla 5: Composición (%) de lignina, celulosa y hemicelulosa en función de la biomasa (14)	19
Tabla 6: Análisis RSU en base seca	24
Tabla 7 : Datos cinéticos de las reacciones (5)	34
Tabla 8: Resultados optimizados de la pirólisis de biomasa	34
Tabla 9: Resultados de los productos de la pirólisis de biomasa	34
Tabla 10: Porcentajes máxicos de composición de gases no condensables (5)	35
Tabla 11: Datos de partida	41
Tabla 12: Tabla experimental (27)	44
Tabla 13: Número de orificios por unidad de superficie	44
Tabla 14: Ecuaciones para determinar altura plenum con entrada vertical (38)	46
Tabla 15: Datos iniciales de partículas	48
Tabla 16: Número de ciclones en función del diámetro	49
Tabla 17: Porcentajes char y arena recirculada	51
Tabla A1: Modelos de tornillo dosificador (31)	65
Tabla A2: Consideraciones principales para el diseño (29)	70
Tabla A3: Resultados	84

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Proceso de descomposición de una molécula de hidrocarburo durante la pirólisis (1)	5
Figura 2: Representación de la reacción de una partícula durante la pirólisis (3)	7
Figura 3: Producción de Char en función del aumento de temperatura (1)	7
Figura 4: Representación de la producción de bio-oil, gas y char en función de la temperatura (5)	8
Figura 5: Representación del porcentaje de los productos de los distintos procesos con biomasa (9)	9
Figura 6: Emisión de gases en función del aumento de temperatura (1)	9
Figura 7: Productos de la pirólisis rápida y sus usos (2)	12
Figura 8: Reacción química de la pirólisis rápida catalítica de biomasa (13)	12
Figura 9: Estructura molecular de la celulosa (17)	17
Figura 10: Estructura molecular típica de la hemicelulosa (17)	18
Figura 11: Algunas unidades estructurales de la lignita (17)	18
Figura 12: Distribución de la pirolisis rápida a partir de distintos componentes de la biomasa (15)	18
Figura 13: Origen de la biomasa residual (19)	20
Figura 14: Procesos de conversión de la biomasa (19)	20
Figura 15: Transporte de la biomasa desde el almacenamiento hasta la planta (20)	21
Figura 16: Etapas de pretratamiento de la biomasa (19)	21
Figura 17: Composición de residuos típicos en España	23
Figura 18: Composición de los RSU de China y USA (16)	24
Figura 19: Tratamiento mecánico-biológico (25)	25
Figura 20: Rendimientos aproximados del tratamiento mecánico-biológico (25)	26
Figura 21: Diagrama de bloques de la instalación	29
Figura 22: Situación esquemática con las temperaturas pertinentes (29)	30
Figura 23: Sistema de alimentación	30
Figura 24: Esquema tornillo (32)	31
Figura 25: Clasificación de Geldart (33)	31
Figura 26: Fases de fluidización en función de la clasificación de Geldart (27)	32
Figura 27: Representación reacciones primarias y secundarias durante la pirólisis (5)	33
Figura 28: Representación de la pirólisis en una partícula de biomasa (1)	33

Figura 29: Representación del bio-oil frente al tiempo de residencia	35
Figura 30: Representación del bio-oil frente al tiempo de residencia	35
Figura 31: Geometría del reactor en función de la velocidad del gas (34).	36
Figura 32: Lecho fluidizado rápido (35)	36
Figura 33: Modelo de variación de f con la altura (34)	37
Figura 34: Fluidización rápida (34)	38
Figura 35: Situación esquemática y simplificada de las corrientes del reactor	39
Figura 36: Variación de la fracción de sólidos en función de la altura en la zona pobre	42
Figura 37: Formación de burbujas en plato poroso y en plato perforado (27)	43
Figura 38: Esquema distribución triangular y rectangular (37)	45
Figura 39: Distribución final del plato distribuidor	45
Figura 40: Localización del plenum (27)	45
Figura 41: Representación de calor por conducción frente al radio exterior	46
Figura 42: Esquema ilustrativo (40)	47
Figura 43: Esquema ciclón (41)	48
Figura 44: Gráfica que relaciona la eficiencia del ciclón y D/D_{50} (41)	49
Figura 45: Esquema ciclón y cámara combustión	50
Figura 46: Caldera de lecho burbujeante	51
Figura 47: Caldera de lecho fluidizado	52
Figura 48: Tren de condensado (44)	52
Figura 49: Esquema del proceso de condensación	53
Figura 50: Estructura del intercambiador gas-líquido (condensador) o torre quench (4)	53
Figura 51: Esquema final de la instalación	55
Figura A1: Acotaciones del sistema de alimentación (31)	66
Figura A2: Interior tornillo (31)	66
Figura A3: Esquema reactor ablativo rotativo (40)	69
Figura A4: Regímenes de fluidización en función de la velocidad del gas fluidizante I (27)	77
Figura A5: Regímenes de fluidización en función de la velocidad del gas fluidizante II (27)	78
Figura A6: Lechos fluidizados circulantes (27)	78
Figura A7: (a) <i>Freeboard</i> mayor que TDH (b) <i>Freeboard</i> de menor altura (27)	79
Figura A8: Llegada de sólidos al <i>freeboard</i> (27)	80
Figura A9: Representación de la pérdida de carga frente la velocidad superficial	83
Figura A10: Gráfica que enfrenta u_t^* y d_p^* en función de ϕ_s (27)	84
Figura A11: El gas fluye en un lecho fluidizado	85
Figura A12: Esquema torre quench	89
Figura A13: Esquema intercambiador	91
Figura A14: Filtros acero inoxidable	91
Figura A15: Filtro coalescente	92

Notación

ϕ_s	Esfericidad de las partículas de arena
Ar	Nº Arquímedes
A_t	Área lecho
BFB	Lecho fluidizado burbujeante
CFB	Lecho fluidizado circulante
D	Diámetro lecho
D_c	Diámetro del ciclón
D_i	Tamaño de las partículas
d_p	Diámetro medio de las partículas
d_b	Tamaño de las burbujas
d_{b0}	Tamaño inicial de las burbujas
d_{bm}	Tamaño máximo de las burbujas
d_{or}	Diámetro de orificios
$C_{d,or}$	Coefficiente de orificio
Cp_i	Calor específico de i
F_g	Caudal másico de gas
F_s	Caudal másico de partículas
FF	Lecho fluidizado rápido
g	Aceleración de la gravedad (9,81 m/s ²)
G_g	Flujo de masa por unidad de área de gas
G_s	Flujo de masa por unidad de área de partículas
H	Altura del lecho en BFB
H_d	Altura de la zona densa del lecho
H_f	Altura de <i>freeboard</i>
H_l	Altura zona menos densa o ligera del lecho
H_{mf}	Altura de mínima fluidización
L_{or}	Distancia entre orificios del distribuidor
N_{or}	Número de orificios por unidad de área

n	Número de ciclones
m_i	Caudal de i
PC	Lecho en regimen de transporte neumático
Q_v	Caudal volumétrico
Re_{mf}	Número de Reynolds en mínima fluidización
Re_t	Número de Reynolds en velocidad terminal
Re_{total}	Número de Reynolds para el flujo total
RSU	Residuos sólidos urbanos
T_i	Temperatura de i
TB	Lecho en regimen turbulento
TDH	<i>Transport disengaging height</i>
t_R	Tiempo de residencia
u_0	Velocidad del gas fluidizante
u_{FF-PC}	Velocidad de transición de FF a PC
u_{TB-FF}	Velocidad de transición de TB a FF
u_b	Velocidad media de las burbujas
$u_{b\infty}$	Velocidad de una burbuja aislada
u_{Mb}	Velocidad máxima de las burbujas
u_{mf}	Velocidad mínima de fluidización
u_{or}	Velocidad del gas a través del orificio
u_t	Velocidad terminal
V_g	Velocidad del gas
w_i	Velocidad de creación o desaparición de masa de i
W_d	Masa de partículas en el lecho en la zona más densa
W_l	Masa de partículas en el lecho en la zona menos densa
W_t	Masa de partículas total en el lecho
ε	Porosidad del lecho
ε_B	Fracción de las burbujas formadas que ocupan el lecho
ε_{mf}	Porosidad del lecho en mínima fluidización
μ_g	Viscosidad del gas
ρ_i	Densidad de i
f_a	Fracción de sólidos en la región más densa en la parte inferior del lecho
f_l	Fracción de sólidos en la región menos densa en la parte superior del lecho
f	Fracción de sólidos
f_{ex}	Fracción de sólidos en la salida
Δp_b	Pérdida de carga en el lecho
Δp_d	Pérdida de carga en el distribuidor
ΔH	Calor de reacción de pirólisis

NOTA: En todo el documento, se usará el sistema internacional de unidades.

INTRODUCCIÓN

La reutilización de los residuos sólidos municipales es de gran importancia en la actualidad, pues supondría una solución a muchos de los problemas ambientales existentes. Estos pueden convertirse en formas de energía más valiosas a través de una serie de procesos físicos y termoquímicos, como es la pirólisis, usada desde hace miles de años para la producción de carbón vegetal, y que ha adquirido una mayor importancia en los últimos años, debido a la creciente preocupación mundial en relación a los combustibles fósiles, sus emisiones y su agotamiento. Esta conversión termoquímica se considera una fuente viable y sostenible de suministro de energía.

El objetivo principal es el diseño de la instalación experimental para conseguir el bio-oil a partir de RSU, lo que supondría obtener combustible a partir de una fuente de contaminación, reduciendo de esta forma problemas de contaminación, valorizando los RSU al tiempo que disminuye la cantidad depositada en los vertederos.

La ejecución del proceso pirolítico en las condiciones adecuadas favorece la obtención de un alto porcentaje de producto líquido, denominado bio-oil, que permite almacenar y transportar la energía para un posterior uso.

Se incluyen una descripción y diseño de los elementos de mayor importancia en dicha instalación, como son el sistema de alimentación, reactor, ciclón, sistema de combustión y sistema de recolección de condensado. Para conocer el rendimiento de la reacción de pirólisis que ocurre dentro del reactor es necesario conocer la cinética de la reacción. No obstante, al no encontrar datos cinéticos referentes a la fracción orgánica de rechazo RSU, se ha recurrido a los datos propios de una alimentación de biomasa, porque existe semejanza entre ésta y la fracción orgánica de rechazo, que se define como la fracción resultante de un tratamiento mecánico-biológico de RSU.

En el primer capítulo, se realiza una descripción de la pirólisis, tanto de sus productos, como de sus etapas principales. En el siguiente capítulo se analiza la alimentación del proceso, tanto de biomasa, como de la fracción orgánica de rechazo de RSU. El capítulo 3 es el principal donde se dimensionan los principales equipos de la planta piloto experimental, que es el objetivo principal del trabajo. Debido a la complejidad y a la extensión de todos los equipos y dispositivos ciertos equipos auxiliares se mencionan, no se dimensionan. Quedan fuera los detalles constructivos.

En cuanto al diseño de cada elemento en el sistema de alimentación se ha optado por un tornillo dosificador seleccionado en un catálogo, un reactor de lecho fluidizado circulante y lo que esto conlleva, como es la adición de ciclón y sistema de combustión, aproximado a una caldera de lecho burbujeante. De este complejo equipo, se ha realizado un cálculo fluidodinámico, el diseño de todos los dispositivos que lo integran es muy complejo y extenso, quedando fuera del alcance del TFG. Por último, el sistema de recolección de condensado del que se hace una aproximación, debido al desconocimiento de muchos de los datos necesarios para su diseño, por lo que queda fuera del alcance de este TFG, no obstante se han señalado algunos de sus elementos en catálogos.

CAPÍTULO 1: DESCRIPCIÓN DE LA PIRÓLISIS

La pirólisis es una descomposición termoquímica de la biomasa, en ausencia total de agentes oxidantes o con un suministro limitado de ellos. Durante la pirólisis, las grandes moléculas de hidrocarburos de biomasa se descomponen en moléculas más pequeñas y más simples de gas, líquido y char (figura 1). La proporción en el producto dependerá de una serie de factores, tales como la temperatura de la pirólisis, el tiempo de reacción o la velocidad de calentamiento. El objetivo de la pirólisis es la optimización de los productos de alto valor de combustible de la biomasa por medios térmicos y catalíticos.

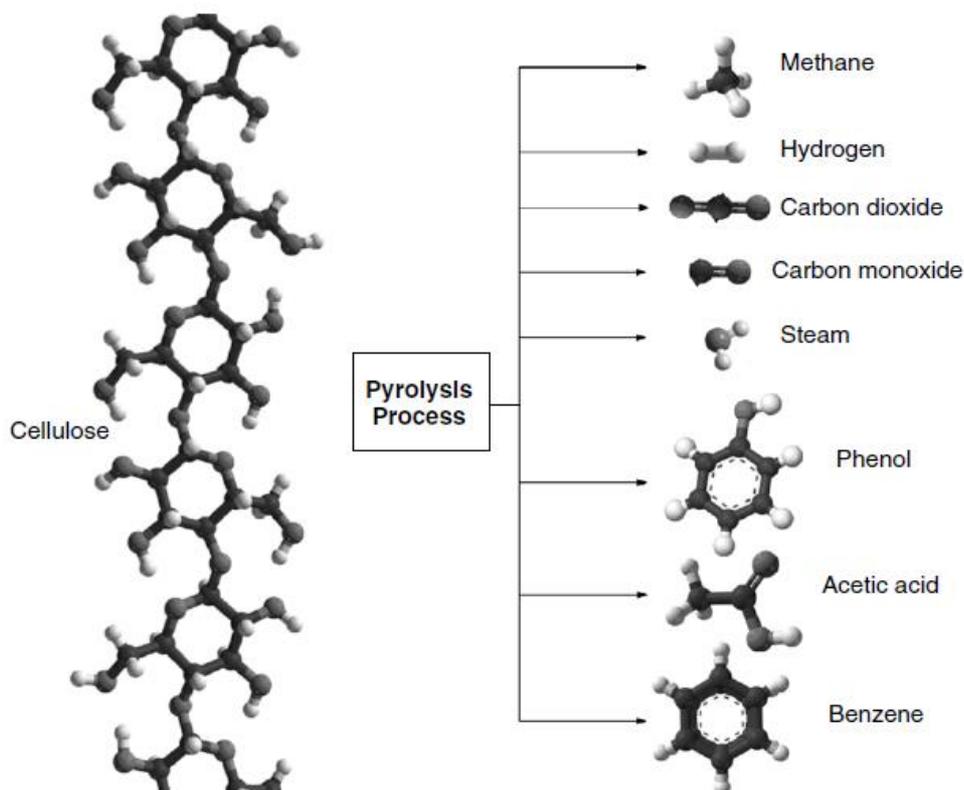


Figura 1: Proceso de descomposición de una molécula de hidrocarburo durante la pirólisis (1)

Una temperatura de proceso menor que 400 °C y tiempos de residencia de incluso días favorece la producción de char (sólido residual de base carbonosa). Una alta temperatura y un elevado tiempo de residencia aumentan la producción de gas a partir de biomasa. Finalmente, una temperatura moderada (~ 500 °C) y el tiempo de residencia corto del vapor (< 2 s) son óptimos para producir líquidos (tabla 1).

Proceso	Condiciones	Líquido	Char	Gas
Pirólisis rápida	Temperaturas moderadas, tiempo de residencia corto (~ 500 °C, <2 s)	75%	12%	13%
Carbonización	Bajas temperaturas, tiempo de residencia muy alto (~ 400 °C, días)	30%	35%	35%
Gasificación	Altas temperaturas, tiempo de residencia alto (~ 900 °C, 8 s)	5%	10%	85%

Tabla 1: Distribución del producto a partir de diferentes condiciones en el proceso de pirólisis (2)

Así pues, la pirólisis puede ser lenta (carbonización) o rápida. La pirólisis es lenta cuando el tiempo necesario para calentar el combustible a la temperatura de pirólisis (t_{heating}) es mayor que el tiempo de reacción de pirólisis (t_r) característico, es decir:

·Pirólisis lenta: $t_{\text{heating}} \gg t_r$

·Pirólisis rápida: $t_{\text{heating}} \ll t_r$

Como se ha mencionado anteriormente, al variar el tiempo de residencia, la temperatura y la velocidad de calentamiento se obtiene un proceso pirolítico distinto que dará lugar a un producto diferente (tabla 2).

Procesos	Tiempo residencia	Velocidad de calentamiento	Temperatura final (°C)	Producto
Carbonización	Días	Muy baja (~ 0.01-2.0 °C/s)	400	Char
Convencional	5-30 min.	Baja	600	Char, bio-oil, gas
Rápida	< 2 s	Muy alta	~500	Bio-oil
Flash	< 1 s	Alta	<650	Bio-oil, químicos, gas
Ultra-rápida	< 0.5 s	Muy alta	~1000	Químicos, gas
Vacuum	2-30 s	Media	400	Bio-oil
Hidropirólisis	< 10 s	Alta	<500	Bio-oil
Metano-pirólisis	< 10 s	Alta	>700	Químicos

Tabla 2: Características de algunos procesos pirolíticos (1)

La pirólisis lenta es ineficiente en cuanto a conservación de energía y sólo un tercio de la energía química inicial se transfiere al char. La pirólisis rápida y la flash son relativamente más eficientes debido a que, aproximadamente, el 60% de la energía química de la alimentación se transfiere al producto final. Por tanto, el trabajo se centrará en la pirólisis rápida, debido al interés que despierta la producción de bio-oil, definiéndose bio-oil como la fracción líquida del producto de la pirólisis. El bio-oil es una mezcla compleja de hidrocarburos, que se produce por despolimerización rápida y simultánea y fragmentación de los componentes de celulosa, hemicelulosa y lignina de la biomasa (1).

El fin de la pirólisis rápida es maximizar la producción de bio-oil. La biomasa se calienta tan rápidamente que alcanza la temperatura máxima antes de descomponerse, pero con una temperatura máxima inferior a 650 °C (1).

Los cuatro aspectos importantes en el proceso de la pirólisis rápida que contribuyen a aumentar la producción líquido son (figura 2) (1):

1. una velocidad de calentamiento muy alta,
2. una temperatura de reacción en el rango de 425 a 600 °C,
3. un tiempo de residencia corto de vapor en el reactor (< 2 s), y
4. rápido enfriamiento del gas producto.

Por tanto, la producción de bio-oil en la pirólisis depende de estos parámetros operativos, y de las características químicas de la biomasa, que requiere de un anterior tratamiento, como se discutirá posteriormente.

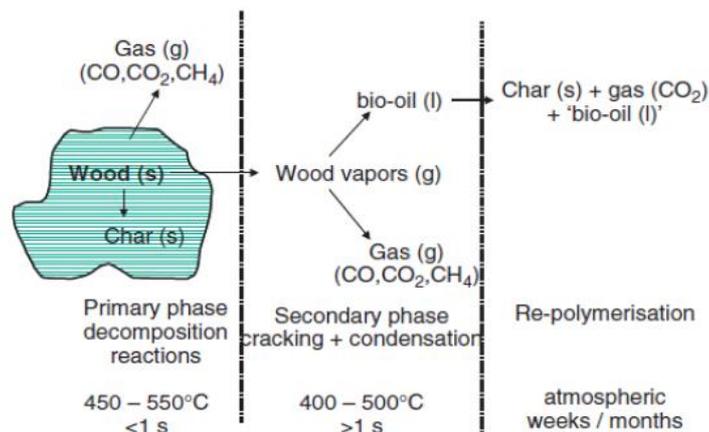


Figura 2: Representación de la reacción de una partícula durante la pirólisis (3)

En la pirólisis, una partícula de biomasa se calienta a una velocidad definida desde la temperatura ambiente hasta una temperatura máxima, denominada temperatura de pirólisis. La biomasa permanece a dicha temperatura hasta finalizar el proceso, lo que afectará a la composición del producto. Cambiando la temperatura del proceso y la velocidad de calentamiento se varía la proporción de los productos sólidos, líquidos y gaseosos de la pirólisis. La cantidad de char producido también depende de la temperatura de la pirólisis. A altas temperaturas, la cantidad de char producido disminuye (figura 3) (1).

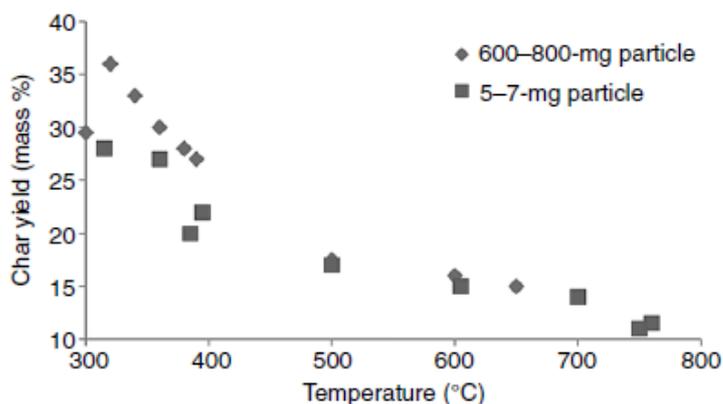


Figura 3: Producción de Char en función del aumento de temperatura (1)

La pirólisis rápida ocurre en pocos segundos (2 segundos máximo) donde, tanto la cinética de la reacción química, como los fenómenos de cambio de fase y los procesos de transferencia de calor y masa ejercen una notable influencia. El objetivo es llevar la partícula de biomasa a la temperatura óptima del proceso y minimizar su exposición a las temperaturas más bajas que favorezcan la formación de char. Una forma de conseguirlo es utilizar partículas pequeñas como, por ejemplo, en los reactores de lecho fluidizado (2).

En cuanto a la presión de operación, los reactores pirolíticos pueden operar a presiones atmosféricas, a vacío o altas presiones. Sin embargo, operar a vacío incrementa la liberación de volátiles y, de esta forma, en el producto se incrementa la presencia de líquido y disminuye la de char. Altas presiones favorecen la formación de sólidos y la aparición de volátiles, incrementando los gases y char producidos. Por simplicidad, la mayoría de los reactores de pirólisis rápida se diseñan para operar a presión atmosférica (4).

Asimismo, la temperatura de operación que optimiza la producción de bio-aceite está en torno a 500°C (figura 4). A temperaturas superiores, las reacciones de craqueo y de fase gaseosa son dominantes (5), por lo que hay que evitarlas, pues las cadenas gaseosas más pesadas pueden dividirse en otras más ligeras, disminuyendo así el producto líquido. Se cree que a temperaturas por debajo de 400°C se producen reacciones de condensación secundarias y disminuye el peso molecular medio del producto líquido (6).

Por tanto, los estudios que se han realizado sobre la materia con el objetivo de maximizar el producto líquido establecen como condiciones óptimas un tiempo de residencia en torno a 2 segundos y una temperatura cercana a 500°C (6).

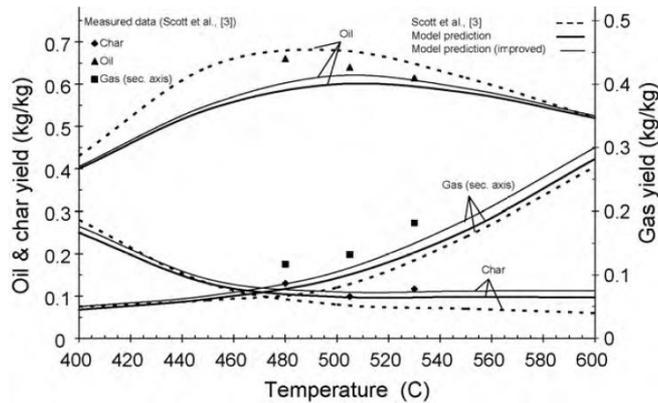


Figura 4: Representación de la producción de bio-oil, gas y char en función de la temperatura (5)

1.1 Etapas de la pirólisis

El fenómeno de pirólisis se produce en **cinco etapas** (7):

- Primera etapa: transferencia de calor desde una fuente de calor.
- Segunda etapa: liberación de volátiles y char debido al aumento de la temperatura.
- Tercera etapa: debido a la transferencia de calor entre los volátiles calientes y los fríos del fuel, el flujo de los volátiles de combustible no contaminados saldrá más frío.
- Cuarta etapa: algunos volátiles se condensan.
- Quinta etapa: en las etapas anteriores se producen reacciones secundarias, estas se explicarán más adelante.

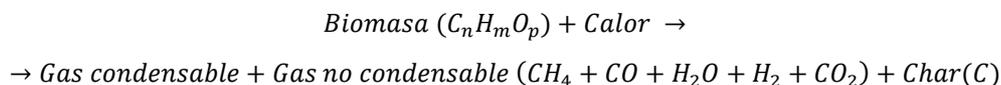
La relación de productos se puede alterar mediante los parámetros característicos de la reacción de pirólisis que son el tiempo de residencia del vapor, la temperatura y la velocidad de calentamiento. La pirólisis rápida se caracteriza por una velocidad alta y un bajo tiempo de residencia. Para este tipo de pirólisis se opta por un reactor de lecho fluidizado. Tratándose de una reacción que absorbe calor al reactor se le suministra por sus paredes que se transfiere a un lecho de arena.

Además, siempre se le inyecta un gas fluidizante (nitrógeno, dióxido de carbono, entre otros). La arena inerte se utiliza como medio de calentamiento en el reactor con el tamaño entre 355 μm y 600 μm . El gas de fluidización habitual es nitrógeno, que se precalienta antes de entrar en la base del reactor. El tiempo de residencia del vapor se controlará cambiando el caudal de nitrógeno (8).

Cuando se inicia el proceso, se mezclan los materiales del lecho y la biomasa alimentada, empiezan a calentarse las partículas y, una vez comience la pirólisis, se desprenden vapores y gases, que se mezclarán con el gas fluidificante, ascendiendo por el reactor (5).

1.2 Productos de la pirólisis

El producto inicial, resultado de la descomposición de la biomasa, está compuesto de gases condensables, gases no condensables (CO , CO_2 , H_2 y CH_4) y de char. Esta descomposición se produce mediante reacciones homogéneas en fase gas y reacciones térmicas heterogéneas gas-sólido. En las reacciones en fase gas, el vapor condensable da lugar a moléculas más pequeñas de gases no condensables, como CO y CO_2 . La proporción de cada producto será dependiente del proceso pirolítico, aparte de la composición de la biomasa (figura 5).



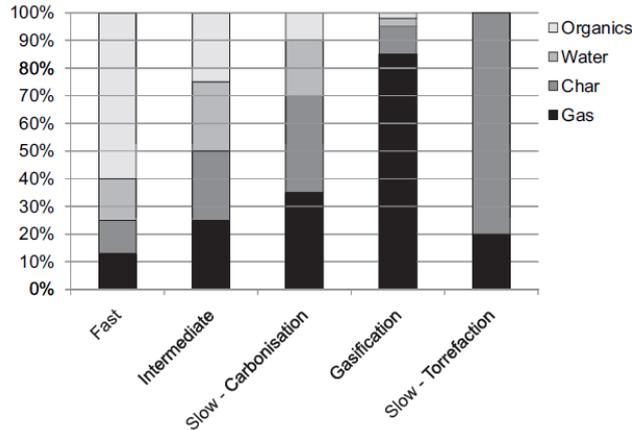


Figura 5: Representación del porcentaje de los productos de los distintos procesos con biomasa (9)

1.2.1 Sólidos

El producto sólido de la pirólisis se denomina char, que está compuesto principalmente por carbono (~85%) y puede contener algo de oxígeno e hidrógeno. A diferencia de los combustibles fósiles, la biomasa contiene muy poca ceniza inorgánica (1).

1.2.2 Gas

La descomposición primaria de la biomasa produce gases condensables y gases no condensables. Los gases condensables tienen moléculas más pesadas, y condensan al enfriarse, dando lugar al producto líquido de la pirólisis o bio-oil (1).

La mayoría de los sistemas pirolíticos usan ciclones para eliminar los sólidos y partículas en la corriente de los gases y vapores del producto, e incluso se pueden emplear ciclones en serie. Las cenizas más finas no se pueden separar de la corriente gaseosa a pesar de los ciclones. El carbón contribuye al craqueo en fase de vapor, es decir, a la rotura de largas cadenas orgánicas gaseosas haciendo que el gas condensable pase a no condensable. Por lo tanto, es deseable una separación rápida y completa del char.

El perfil de temperatura y tiempo asociado entre la aparición de gases en el proceso de pirólisis y su condensación afecta a la composición y calidad del producto líquido. Las altas temperaturas continúan rompiendo las moléculas de los vapores, y cuanto mayor sea el tiempo que los vapores estén a temperaturas altas, mayor será el grado de craqueo. La mayoría de las reacciones secundarias se vuelven lentas por debajo de los 350 °C, y algunas reacciones secundarias continúan hasta la temperatura ambiente en los líquidos, lo que contribuye a la inestabilidad en la composición del líquido de pirólisis (10). La mezcla de gases no condensables contiene gases de menor peso molecular como dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, etano y etileno, que no condensan a pesar del enfriamiento (1). La temperatura de operación influirá en la liberación de gases durante el proceso pirolítico. La pirólisis rápida tiene como fin maximizar la producción de líquido, minimizando las fracciones de sólido y gas, es decir, se obtendrá menor proporción de gases no condensables (figura 6).

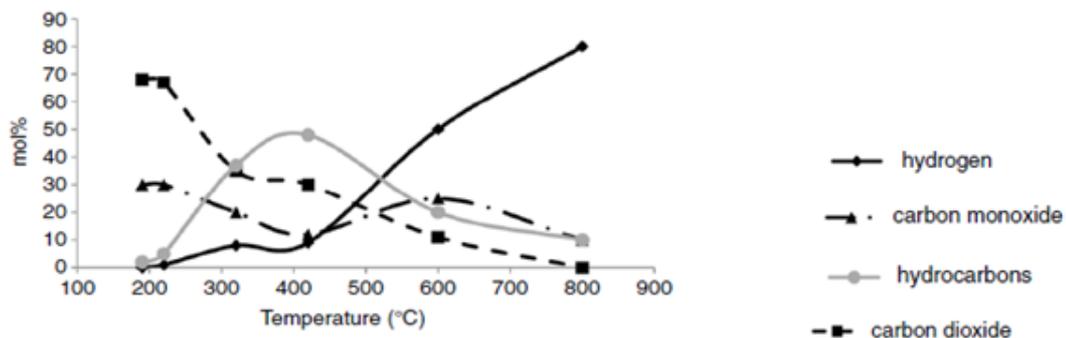


Figura 6: Emisión de gases en función del aumento de temperatura (1)

1.2.3 Bio-oil

Una vez condensados los gases condensables se obtiene el denominado bio-oil. En el producto líquido de la pirólisis se distinguen dos fases: una acuosa constituida por una gran variedad de compuestos orgánicos oxigenados de bajo peso molecular y una fase no acuosa que contiene compuestos orgánicos insolubles, principalmente, aromáticos de alto peso molecular (tabla 7). Esta fase se llama bio-oil (11). La aparición de char en el producto líquido recogido enfriado contribuye a problemas de inestabilidad, acelerando los procesos de polimerización lenta, los cuales se manifiestan a través de la viscosidad. Tiene un color típico marrón, aunque el alto contenido en nitrógeno puede hacerloverde oscuro (9).

Grupo principal	Componentes	Masa (%)
Agua		20-30
Fragmentos de lignina	Lignina pirolítica insoluble	15-30
Aldehídos	Formaldehído, acetaldehído, hidroxiacetaldehído, glioxal, metilglioxal	10-20
Ácidos carboxílicos	Fórmico, acético, propiónico, butírico, pentanoico, hexanoico, glicólico	10-15
Carbohidratos	Cellobiose, α -D-levoglucosano, oligosacáridos	5-10
Fenoles	Fenol, cresols, guaiacols, syringols	2-5
Furfurales		1-4
Alcoholes	Metanol, etanol	2-5
Cetonas	Acetato(1-hidroxi-2-propanona), ciclopentanona	1-5

Tabla 3: Composición del Bio-oil (12)

El bio-oil contiene fragmentos moleculares de celulosa, hemicelulosa y polímeros de lignina. El contenido de agua en el bio-oil contribuye a bajar la densidad energética, disminuye la temperatura de la llama de los aceites, y dificulta el encendido (11).

El agua en el bio-oil procede de la humedad original en la materia prima y también se origina en las reacciones de deshidratación que ocurren durante la pirólisis. Por lo tanto, el contenido de agua varía en el intervalo (15-35% p) (tabla 4) dependiendo de la materia prima y las condiciones del proceso (2).

1.2.4 Aplicaciones de los productos de la pirólisis

La energía renovable es de gran interés para satisfacer las preocupaciones ambientales sobre el uso de combustibles fósiles. La biomasa es uno de los principales recursos energéticos renovables disponibles. A diferencia de otras energías renovables, la biomasa es la única fuente de combustibles líquidos, sólidos y gaseosos. La biomasa puede ser usada en una combustión directa para proporcionar calor, para la producción de vapor y, por lo tanto, la generación de electricidad (figura 7).

La alternativa en la que se centra el trabajo es la pirólisis rápida, que permite producir directamente un combustible líquido para cualquier aplicación de generación de electricidad o calefacción, lo cual es beneficioso cuando los recursos de biomasa están alejados de donde se requiere la energía, ya que el líquido puede almacenarse y transportarse fácilmente.

Los hornos y calderas son usados comúnmente para generar calor y energía y, aunque son menos eficientes que los motores y las turbinas, pueden funcionar con una gran variedad de combustibles. Por tanto, proporcionan un nivel de emisiones aceptables y puede ser económicamente factibles. En ocasiones, se recurre al “co-firing”, que combina la combustión del bio-oil y de combustibles fósiles, más frecuente en aplicaciones

comerciales a gran escala (2).

Propiedad física	Valor típico	Notas
Contenido de humedad	25 % p	Entre el 15 y 35 %
pH	2,5	El pH bajo proviene de ácidos orgánicos
Densidad	1,20 kg/L	Relativamente elevada (1,2 kg/L) en comparación con el combustible ligero (0,85 kg/L).
Composición		Típica: C(57 % p), H(6,0 % p), O(37 % p), N(bajo contenido)
Miscibilidad		La adición de agua puede tolerarse hasta aproximadamente el 35% en peso. El bio-aceite es miscible con disolventes polares como metanol, pero totalmente inmisible con combustibles derivados del petróleo.
Olor		Olor distintivo a ahumado.
Apariencia		Típicamente un líquido de color marrón oscuro.
Ceniza	0 % p	Toda la ceniza está contenida en los sólidos.
Poder calorífico superior	18 MJ/kg	El bio-aceite tiene un poder calorífico de 18MJ/kg con aproximadamente 25% de agua que no se puede separar.
Viscosidad dinámica (a 40°C y 25% humedad)	50 cP	Puede variar desde 20 cSt hasta 1000 cSt dependiendo principalmente de la alimentación y la humedad (viscosidad cinemática).
Sólidos (char)	0,2 % p	
Residuo de destilación al vacío	50% p	No puede ser completamente vaporizado. El calentamiento a 100°C provoca la producción de un residuo sólido de aproximadamente el 50% del líquido original y el destilado que contiene compuestos orgánicos volátiles y agua.

Tabla 4: Características del Bio-oil (2)

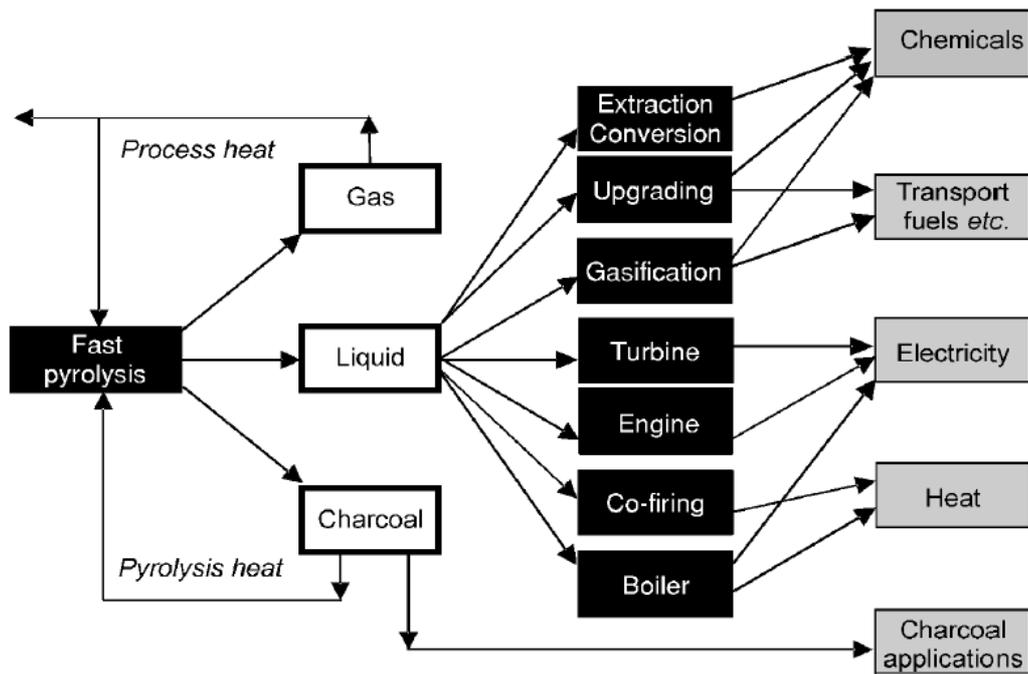


Figura 7: Productos de la pirólisis rápida y sus usos (2)

1.2.5 Bio-oil upgrading

La pirólisis rápida favorece la conversión de biomasa en productos líquidos (bio-oil) pero estos deben ser mejorados si se van a usar como sustitutos de combustibles como el diesel y la gasolina. En la actualidad, el proceso de mejora de la calidad de bio-oil, basado en el craqueo con vapor, se considera superior a otras tecnologías catalíticas (13). La sustitución de combustibles fósiles líquidos convencionales por aceite biológico es problemática debido a su alta viscosidad, alto contenido de oxígeno e inestabilidad térmica. Para solucionar esto se recurre al uso de los catalizadores en el sistema de pirólisis para obtener un producto biológico con menor contenido de oxígeno y mejorar su valor de calentamiento y estabilidad térmica. Uno de los catalizadores más comunes es la zeolita (HZSM-5).

Se suelen utilizar catalizadores para mejorar la cinética de la reacción al fragmentar los compuestos de mayor peso molecular en productos hidrocarbonados más ligeros (figura 8) (14).

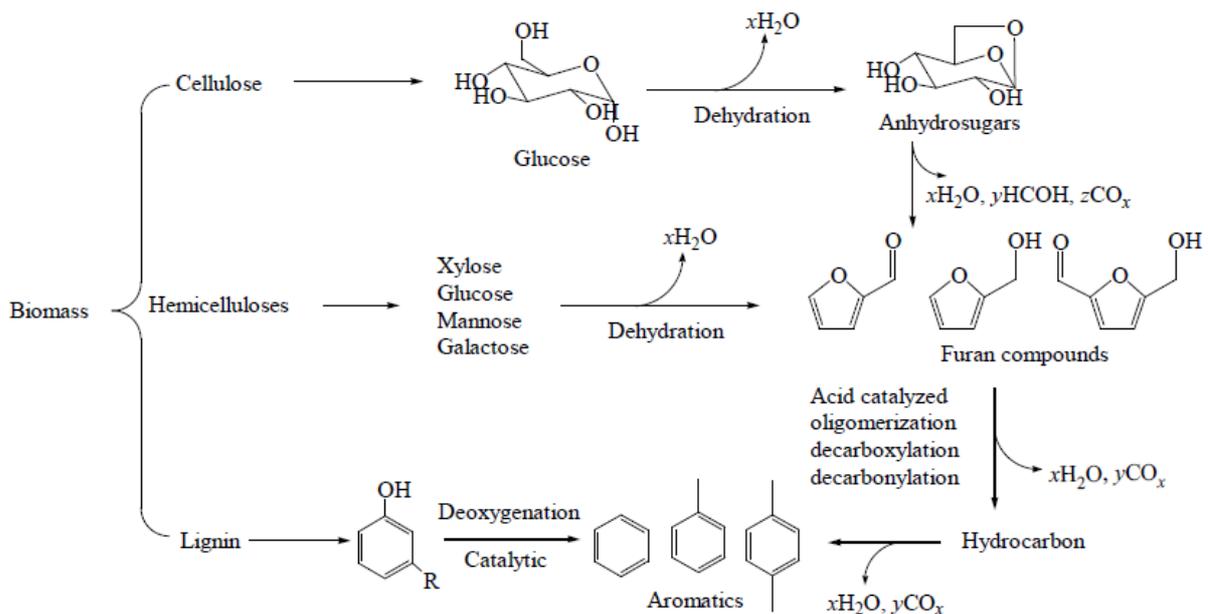


Figura 8: Reacción química de la pirólisis rápida catalítica de biomasa (13)

Dependiendo de la posición del catalizador dentro del reactor, se pueden distinguir dos casos distintos: in-situ e in-bed. En el proceso in situ, la biomasa produce vapores pirolíticos que pasan a través de lechos catalíticos donde se convierten en bio-oil así como subproductos gaseosos y sólidos. Durante el proceso in-bed, la pirólisis catalítica ocurre en un reactor donde la alimentación de biomasa y el catalizador se mezclan para permitir un contacto directo entre ambos. En función de la alimentación del reactor, en el caso de biomasa compuesta en su mayoría por celulosa, hemicelulosa y lignina, es preferente el uso del tipo in-bed, y como catalizador se pueden usar: ferrierite, mordenita o ZSM-5 (zeolita mineral) (13).

La pirólisis catalítica tiene muchas ventajas sobre otros procesos de conversión, como son:

1. Aumento de la producción de cinco productos petroquímicos principales (benceno, tolueno, xileno, etileno y propileno).
2. Tiempos de residencia cortos (<10 s) para minimizar las reacciones secundarias.
3. Se pueden usar catalizadores económicos.
4. Se puede utilizar una amplia gama de materias primas, desde materiales lignocelulósicos hasta materiales de desecho.
5. Las materias primas pueden requerir un tratamiento simple de pretratamiento. A medida que se incrementa el coste de operación, se deben desarrollar catalizadores para mostrar buenos resultados.

Existen una serie de ventajas que la pirólisis catalítica tiene sobre la pirólisis térmica convencional. Estos son (15):

1. El bio-oil procedente del proceso de pirólisis catalizado se desoxigena significativamente, disminuyendo el contenido de oxígeno y aumentando la proporción de hidrógeno a carbono a través de la distribución del producto. Además, la disminución del contenido de oxígeno del bio-oil disminuye la cantidad de componentes ácidos, disminuyendo así la naturaleza corrosiva en comparación con el aceite de pirólisis no catalizado.
2. La elección del catalizador puede permitir cierto control sobre la distribución del producto y la selectividad para la producción de compuestos específicos. Esto se puede mejorar aún más mediante la selección específica de las condiciones del proceso (temperatura y velocidad). Se ha demostrado que la pirólisis catalítica reduce el rango de peso molecular de los productos líquidos consistentes con el combustible fósil.
3. El uso de los catalizadores en el sistema permite reducir la temperatura de reacción. Por lo tanto, el consumo de energía y los costes de proceso pueden reducirse. Las reacciones de pirólisis son endotérmicas, lo que aumenta el coste total del proceso, ya que la energía no puede recuperarse para el calentamiento, como sería el caso si las reacciones fueran exotérmicas.
4. Los productos orgánicos aromáticos se pueden incrementar considerablemente a través de la pirólisis catalítica en comparación con la pirólisis convencional, con algunos casos viendo aumentos de 30 - 50%. El aumento de aromáticos es muy importante para el potencial del producto de pirólisis como combustible debido al aumento del valor térmico y la estabilidad térmica. Se requieren elevadas velocidades de calentamiento y alta proporción catalizador / alimentación para asegurar que los compuestos orgánicos volátiles penetren en los poros del catalizador antes de que se descompongan térmicamente.

1.2.6 Usos del char

Las condiciones de pirólisis se optimizan usualmente para maximizar los productos líquidos y de gas. Sin embargo, también se produce una fracción sólida denominada char o carbón pirolítico. Consiste principalmente en una matriz rica en carbono que contiene casi todos los compuestos inorgánicos presentes en los desechos crudos y una cantidad significativa de subproductos condensados formados durante el proceso de pirólisis y dispersados a través de la estructura porosa sólida. El valor de calentamiento del carbón obtenido de la co-pirólisis de residuos (mezcla de biodegradable y no biodegradable) es de aproximadamente 34 MJ / kg, comparable con el carbón típico. Ciertos metales pesados y otros elementos peligrosos, como S, Cl y N, también pueden retenerse en los productos sólidos. Por lo tanto, es importante evaluar su impacto en el medio ambiente y los seres humanos. En general, este producto puede ser quemado para proporcionar energía para el proceso de pirólisis u otros propósitos.

El carbón obtenido en pirólisis no sólo es un buen combustible, sino que también puede procesarse y

convertirse en carbón activado. En efecto, una interesante aplicación de carbón de la pirólisis de mezclas de residuos es su valorización como adsorbente de contaminantes. Normalmente, los carbones de pirólisis tienen estructuras porosas compatibles con propósitos de adsorción.

Otra aplicación de carbón de la pirólisis es su uso como fertilizante orgánico, porque aumenta la retención de nutrientes y agua en el suelo, incrementando los rendimientos de los cultivos (16).

CAPÍTULO 2: ALIMENTACIÓN AL PROCESO DE PIRÓLISIS

Las fuentes de energía renovable a partir de material orgánico son de creciente importancia al considerar tratar de reducir las preocupaciones ambientales de los combustibles fósiles, y la pirólisis es una de las varias estrategias posibles para desarrollar una fuente de energía renovable. La investigación actual de la pirólisis rápida y el uso industrial se centra en materiales lignocelulósicos y residuos como fuente de energía renovable para el calor y la energía y como una fuente potencial de biocombustibles. El bioetanol es actualmente el biocombustible más común en todo el mundo y actualmente se produce principalmente por la fermentación de azúcares derivados de cultivos comestibles como el trigo, el maíz y la caña de azúcar, aunque se pretende evitar el uso de cultivos alimentarios.

El material lignocelulósico incluye restos forestales, bosques de corta rotación y cultivos energéticos lignocelulósicos como las hierbas energéticas. Los residuos y desechos incluyen no sólo restos de producción agrícola, sino también residuos sólidos municipales (RSU), lodos de depuradora y residuos vegetales (15).

Debido a que se ha encontrado la cinética perteneciente a una reacción pirolítica referente a la biomasa se va a describir ésta a continuación, antes de tratar los RSU.

2.1 Biomasa

La biomasa es la materia prima más habitual y estudiada en los procesos pirolíticos. A continuación, se describirán su composición y sus características principales.

2.1.1 Composición de la biomasa

Una composición típica en base seca de la biomasa es carbono 52,42%, oxígeno 6,35%, hidrógeno 40,83% y nitrógeno 0,4% en peso (14).

La biomasa lignocelulósica está compuesta, esencialmente, por tres polímeros: hemicelulosa, celulosa y lignina. La hemicelulosa y la lignina forman la matriz o pared que contiene la celulosa (17).

La celulosa, componente primario de la biomasa, es el compuesto orgánico más común en la tierra. Es un polímero de cadena larga con alto grado de polimerización y alto peso molecular, compuesto de muchas unidades de glucosa, principalmente de d-glucosa (figura 9). Es altamente insoluble en agua, y es un componente dominante de la madera (alrededor de 40 a 44% p, en base seca) (17).

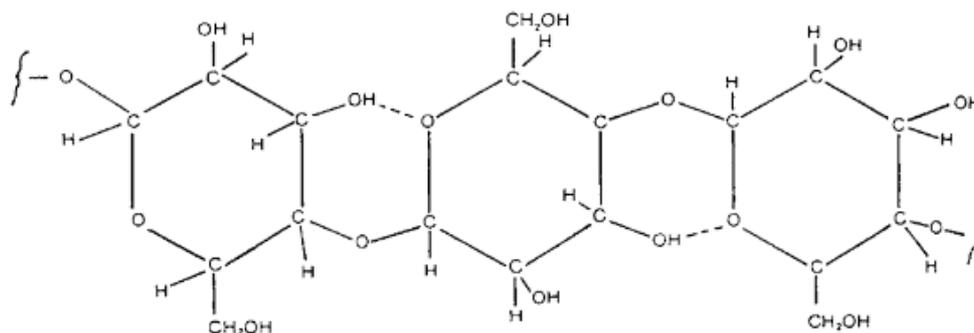


Figura 9: Estructura molecular de la celulosa (17)

La hemicelulosa es un componente de las paredes celulares de las plantas, con una estructura amorfa y con baja resistencia. Está constituida por un grupo de carbohidratos con una estructura de cadena ramificada, y tiene un menor grado de polimerización que la celulosa (figura 10) (17). Existe una variación significativa en la composición y estructura de la hemicelulosa entre diferentes biomásas. Sin embargo, la mayor parte de la hemicelulosa contiene algunos residuos simples como la d-xilosa (la más común), la d-glucosa, la d-galactosa, entre otras. La hemicelulosa tiende a producir más gases que la celulosa (17).

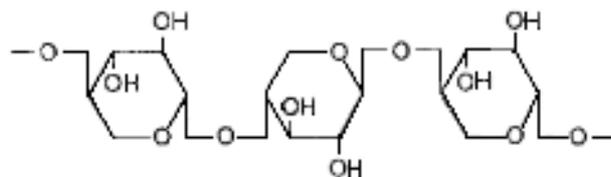


Figura 10: Estructura molecular típica de la hemicelulosa (17)

La lignina es un complejo polímero altamente ramificado de fenilpropano y forma parte de las paredes celulares secundarias de las plantas. Es uno de los polímeros orgánicos más abundantes en la tierra, superado sólo por la celulosa. Los monómeros dominantes en los polímeros son anillos de benceno (figura 11) (17). La lignina es altamente insoluble. Una madera dura típica contiene aproximadamente entre un 18 a un 25%, mientras que una madera blanda contiene de 25 a 35% p, en base seca (17).

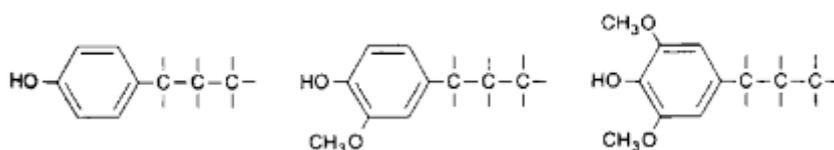


Figura 11: Algunas unidades estructurales de la lignina (17)

La composición de la biomasa y, principalmente, su relación hidrógeno-carbono (H/C) y su contenido en agua, influye notablemente en el producto de pirólisis. Cada uno de los tres constituyentes principales de una biomasa lignocelulósica tiene un intervalo de temperatura óptimo de descomposición (18):

- I. <100 °C: Desaparición de la humedad
- II. 100-250 °C: Los extractivos (componentes orgánicos de bajo peso molecular) comienzan a descomponerse
- III. 250-350 °C: Predomina la descomposición de la hemicelulosa. La hemicelulosa y el xilano son térmicamente los más inestables y empiezan a descomponerse a una temperatura mucho más baja que cualquier otro componente.
- IV. 350-500 °C: Principal descomposición de la celulosa y la lignina. La celulosa se descompone en el intervalo 300-430 °C.
- V. >500 °C: Principal descomposición de la lignina.

La celulosa y la hemicelulosa originan la aparición de volátiles, siendo la celulosa una fuente primaria de vapor condensable mientras que la hemicelulosa produce gases no condensables. La lignina se degrada lentamente debido a su contenido en aromáticos, contribuyendo a la aparición de char, y produciendo más aromáticos y char que la celulosa (figura 12). El producto gaseoso resultado de la pirólisis de lignina es, aproximadamente, el 10% de su peso inicial (1).

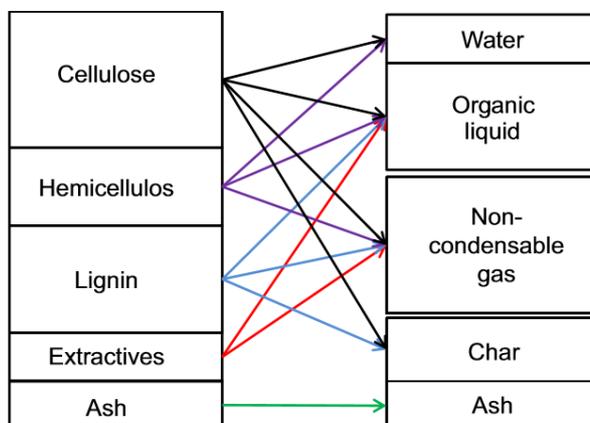


Figura 12: Distribución de la pirólisis rápida a partir de distintos componentes de la biomasa (15)

La composición de la biomasa en celulosa, hemicelulosa y lignina varía en función de la fuente de aquella (tabla 5).

Alimentación	Lignina (%)	Celulosa (%)	Hemicelulosa (%)
Madera	25-30	35-50	20-30
Trigo	15-20	33-40	20-25
Caña de azúcar	23-32	19-24	32-48
Cáscara de avellana	42.9	28.8	30.4
Hueso de aceituna	48.4	24	23.6
Mazorca de maíz	15	50.5	31
Residuos de té	40	30.2	19.9
Cáscara de nuez	52.3	25.6	22.7
Cáscara de almendra	20.4	50.7	28.9
Cáscara de girasol	17	48.4	34.6
Papel	0-15	85-99	0
Planta de arroz	18	32.1	24
Hojas	0	15-20	80-85
Semillas de algodón	0	80-95	5-20
Residuos de papel industrial	5-10	60-70	10-20
Trigo de cebada	14-15	31-34	24-29
Trigo de avena	16-19	31-37	24-29
Bambú	21-31	26-43	15-26
Centeno	16-19	33-35	27-30

Tabla 5: Composición (%) de lignina, celulosa y hemicelulosa en función de la biomasa (14)

2.1.2 Origen de la biomasa

La biomasa se puede clasificar también en tres grandes grupos, según su origen: natural, residual y fósil (figura 13). La biomasa residual está constituida por subproductos de la actividad de distintos sectores, como el industrial, urbano y agropecuario. La energía que contiene puede ser valorizada de dos formas: por combustión directa de los residuos, o mediante su transformación en otra sustancia (19).

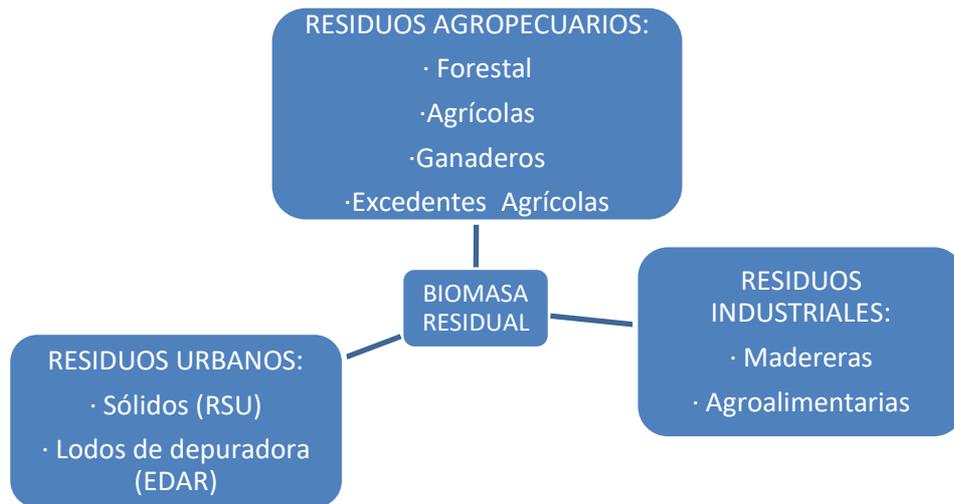


Figura 13: Origen de la biomasa residual (19)

Se puede obtener energía de la biomasa por combustión directa, pero además la biomasa se puede usar indirectamente, mediante su transformación en productos asimilables a los combustibles derivados del carbón y del petróleo. Sin embargo, de las posibles formas de conversión energética de la biomasa, sólo unas pocas tienen aplicación comercial.

2.1.3 Tratamiento y alimentación de biomasa

Aunque la alimentación es la fracción orgánica de rechazo de RSU, definida como la fracción restante del tratamiento mecánico-biológico de RSU, se va a explicar el procedimiento que habría que seguir en el caso de que la alimentación fuera biomasa, puesto que, como se ha mencionado anteriormente, se ha localizado una cinética de la reacción en el caso de la biomasa.

Los pretratamientos que se explican a continuación consisten en la adecuación de la biomasa para su procesamiento, e implica la limpieza y un posterior tratamiento. La lignocelulosa, a menudo, presenta suciedad y escombros, por lo que se debe limpiar de la biomasa entregada, que luego será triturada en partículas más pequeñas. El pretratamiento hace que la celulosa sea más accesible al proceso de hidrólisis (descomposición de sustancias orgánicas por acción del agua) (12). Los diferentes tratamientos se pueden clasificar en:

- Métodos físicos: molienda, cizallamiento y explosión de vapor (para producir algunos compuestos inhibidores).
- Métodos químicos: tratamiento con ácido (neutraliza pH y recupera productos químicos), tratamiento con álcalis (ajuste del pH y reciclaje de productos químicos) y tratamiento con disolventes orgánicos.
- Método biológico: tratamiento enzimático de la celulosa.

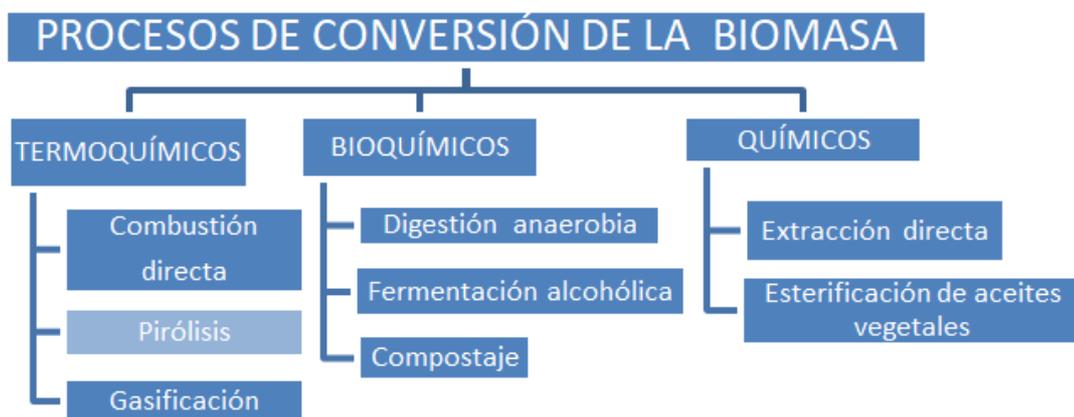


Figura 14: Procesos de conversión de la biomasa (19)

2.1.4 Almacenamiento de biomasa sin tratar

El objetivo principal del almacenamiento es retener la biomasa en buenas condiciones para la siguiente etapa de operación. La biomasa almacenada debe protegerse de la lluvia, la nieve y la infiltración de agua subterránea.

Cuando se descarga la biomasa es trasladada por cintas transportadoras de cinta al parque de almacenamiento, donde se almacena en pilas. Si la biomasa procede de varias fuentes y se va a mezclar antes de su uso, se agrupa de manera que pueden mezclarse en las proporciones deseadas (20).

Una secuencia lógica sería la llegada de camiones con biomasa, su descarga en un subterráneo desde donde una cinta transportadora lleva la biomasa a una estación de cribado (figura 14). Después de retirar materiales extraños, la biomasa es triturada y tamizada hasta el rango de tamaño deseado y luego transportada a silos para almacenamiento cubierto, para impedir la acción de inclemencias meteorológicas.

El almacenamiento a largo plazo puede causar cambios físicos y químicos en la biomasa que podrían afectar negativamente a sus propiedades. Por estas razones, es deseable voltear ocasionalmente la biomasa.



Figura 15: Transporte de la biomasa desde el almacenamiento hasta la planta (20)

2.1.5 Pretratamientos

En el caso de una planta piloto llegaría la biomasa ya tratada, a pesar de ello se va a describir brevemente los pasos que se han de seguir para adecuar la biomasa para que pueda ser usada en el reactor.

Estos procesos de acondicionamiento son previos a la transformación de la biomasa y se basan en diversas actuaciones físicas (figura 16). Aunque se pueden separar las distintas fracciones de la biomasa, no se altera su composición. Se trata de obtener una granulometría y disposición idónea para su uso en el reactor.

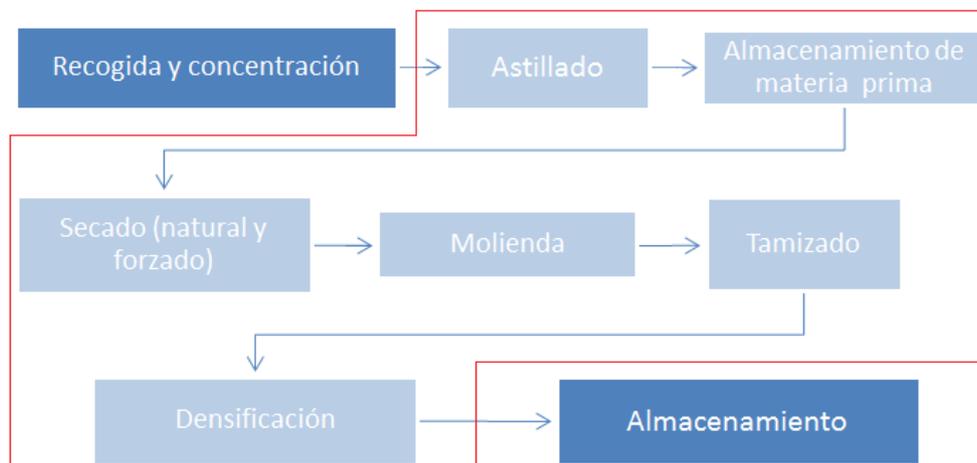


Figura 16: Etapas de pretratamiento de la biomasa (19)

2.1.5.1 Fraccionamiento mecánico y astillado

El fraccionamiento mecánico se aplica, principalmente, a los residuos forestales y agrícolas. Tras la realización de los trabajos previos que los generan, poda, desbroce, etc., se procede a su recogida, cortado y astillado, facilitando así las operaciones posteriores de tratamiento. El astillado se emplea para una primera reducción del tamaño de partícula. La presencia de distintos componentes dificulta el astillado, resultando astillas heterogéneas.

2.1.5.2 Secado

Entre los factores limitantes del secado puede citarse: la humedad ambiental, el tiempo de permanencia de los residuos apilados, así como el tamaño y la forma de las pilas.

Para el secado forzado se emplean sistemas neumáticos o rotatorios. Los neumáticos se basan en el arrastre de los residuos, utilizando un flujo térmico que extrae la humedad de los sólidos. Se utilizan con partículas finas y se obtiene una deshidratación escasa. Los secadores rotatorios de tipo trommel se aplican a fracciones gruesas y/o materiales muy húmedos. Ambos sistemas poseen en común un foco de calor, un canal de secado y un sistema de succión (19).

2.1.5.3 Molienda y tamizado

La molienda de los residuos se realiza tras el astillado. El tamizado resulta imprescindible para el aprovechamiento diferencial de las distintas fracciones granulométricas. Así mismo, las fracciones de gran tamaño se deben separar antes de la molienda para asegurar el rendimiento del proceso. En cuanto a la humedad de las astillas, si es elevada pueden cegarse las mallas del molino y de la cámara de compactación, aunque, si es baja, puede generar excesivo polvo (19).

2.1.5.4 Densificación

Uno de los problemas para el aprovechamiento energético de la biomasa es su baja densidad, lo que requiere un mayor espacio para su almacenaje, encarece el transporte y dificulta su manejo. En la densificación se compacta la biomasa para obtener materiales como briquetas y pellets, en el caso de que se trate de residuos forestales. La densificación se realiza con posterioridad al astillado, secado y molienda (19).

2.2 Residuos sólidos urbanos (RSU)

El uso de residuos sólidos urbanos como combustible es de especial interés, puesto que se crean continuamente y podrían cubrir un gran porcentaje de la energía demandada. Esto implica una alternativa a los combustibles fósiles y una disminución en el vertido de los mismos lo que presenta ventajas económicas y medioambientales.

Según la Ley de Residuos del 29 / julio / 2011 (21) los residuos urbanos se dividen en domésticos y comerciales.

Se definen domésticos como:

- Aquellos generados en los hogares como consecuencia de las actividades domésticas.
- Residuos similares a éstos generados en servicios e industrias.
- Residuos de aparatos electrónicos (RAEEs), que se generen en los hogares, ropa, pilas, acumuladores, muebles y enseres, así como los residuos y escombros procedentes de obras menores de construcción y reparación domiciliaria.
- Residuos procedentes de limpieza en vías públicas, zonas verdes, áreas recreativas, playas, animales domésticos muertos y los vehículos abandonados.

Se definen, por último, como residuos comerciales aquellos generados por la actividad propia del comercio, al por mayor y al por menor, de los servicios de restauración y bares, de las oficinas y de los mercados, así como del resto del sector servicios.

2.2.1 Residuos sólidos urbanos mas apropiados

Es difícil definir una tipología de residuos adecuados que se puedan tratar en un reactor mediante pirólisis, puesto que está relacionado con el tipo de reactor usado y de las condiciones de operación. Los residuos que se consideran más aptos son el papel y el cartón, las astillas de madera y los residuos de jardín, y algunos plásticos seleccionados (22).

En cualquier caso, en cuanto a la clasificación y al pretratamiento, son de aplicación, en mayor o menor medida, los siguientes criterios:

1. Los residuos deben proceder de un sistema de recogida selectiva y/o en su defecto, deben someterse a un sistema de clasificación previo a la planta de pirólisis.
2. No son admisibles los residuos voluminosos, los metales, los materiales de construcción, vidrio y algunos plásticos, como el PVC.
3. Se requiere triturar, secar y homogeneizar los residuos.

2.2.2 Ventajas e inconvenientes

Las ventajas en el proceso de pirólisis incluyen (22):

- La posibilidad de recuperar fracciones orgánicas como, por ejemplo, el metanol.
- La posibilidad de generar electricidad usando motores de gas o turbinas de gas para la generación, en lugar de calderas de vapor.
- Reducir el volumen de los gases de combustión, para reducir el coste de inversión en el tratamiento de gases de combustión.

Inconvenientes:

- Uso limitado a ciertos residuos.
- Requieren un buen control de la operación del proceso.
- La tecnología no está ampliamente probada.
- Necesitan un mercado para el gas de síntesis. Normalmente, se utiliza en una etapa posterior de combustión.

2.2.3 Composición media de RSU

En España, la composición media de residuos sólidos urbanos destaca el alto porcentaje de materia orgánica, seguido por un porcentaje menor de papel y cartón, ambos útiles para la pirólisis (figura 17) (23).

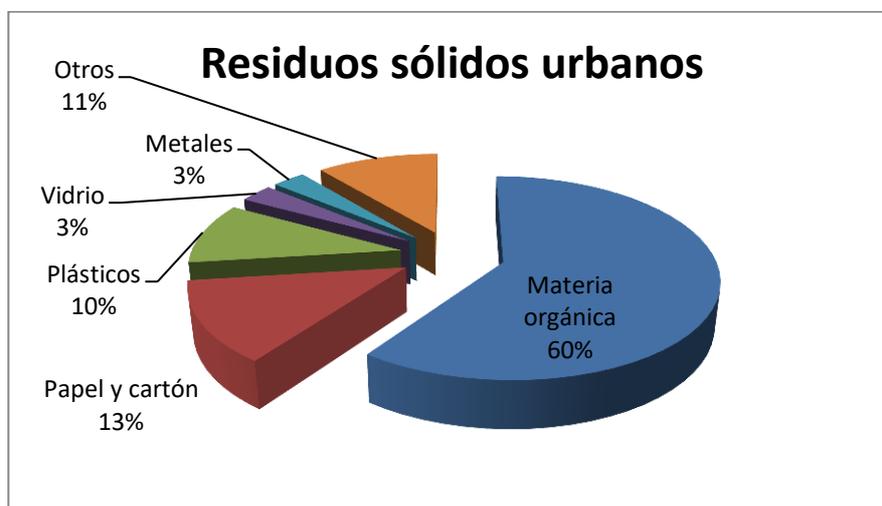


Figura 17: Composición de residuos típicos en España

Los residuos sólidos urbanos están compuestos de los siguientes materiales:

- Vidrio. Son los envases de cristal, frascos, botellas, etc.
- Papel y cartón. Periódicos, revistas, embalajes de cartón, envases de papel, cartón, etc.
- Restos orgánicos. Son los restos de comida, de jardinería, etc. En peso son la fracción mayoritaria en el conjunto de los residuos urbanos.
- Plásticos. En forma de envases y elementos de otra naturaleza, como bolsas.
- Textiles. Ropas y vestidos, así como elementos decorativos del hogar.
- Metales. Son latas, restos de herramientas, utensilios de cocina, mobiliario etc.
- Madera. En forma de muebles, mayoritariamente.
- Escombros. Procedentes de pequeñas obras o reparaciones domésticas

La basura doméstica típica contiene una amplia gama de materiales que varían significativamente en composición según el tipo de comunidad y sus ingresos y estilos de vida, así como su grado de industrialización, institucionalidad y comercialización, como es el caso de España, China y USA (figura 18), donde, por ejemplo, el porcentaje de plásticos es aproximadamente similar (~10%) y el de papel es totalmente distinto.

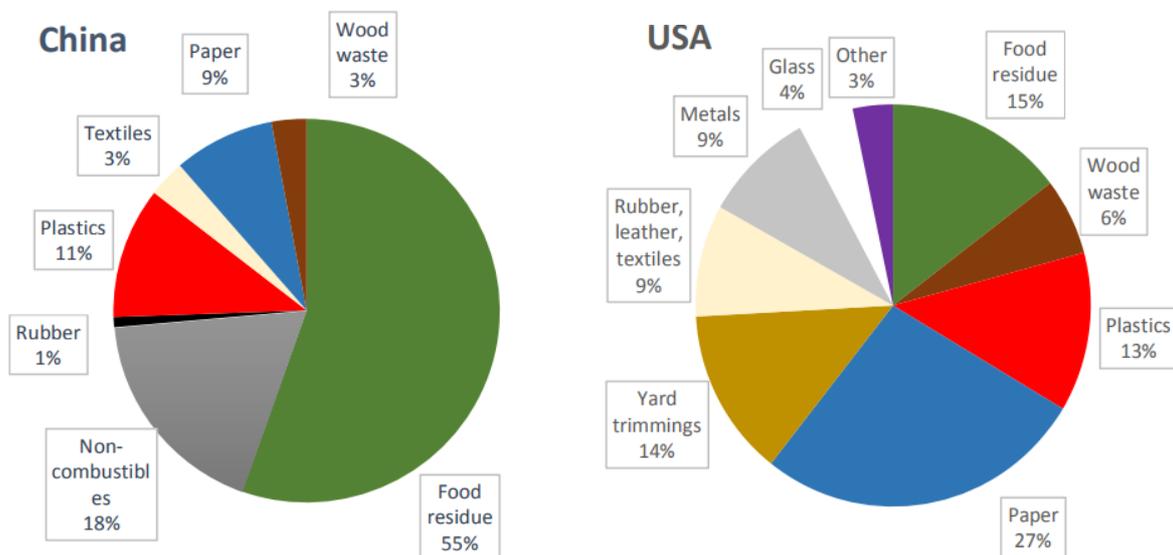


Figura 18: Composición de los RSU de China y USA (16)

2.2.4 Análisis RSU

La composición elemental de la biomasa lignocelulósica y de los RSU difiere, principalmente, en la presencia de hidrógeno y oxígeno, así como en la presencia de cenizas (tabla 6), aunque el poder calorífico superior es aproximadamente similar:

$$HV_{RSU} = 19,9 \text{ MJ/kg} \quad (17)$$

$$HV_{BIOMASA} = 19 - 21 \text{ MJ/kg} \quad (24)$$

	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	Cenizas (%)
Residuos sólidos municipales (17)	47,60	6,00	1,2	0,3	32,90	12,0
Biomasa (14)	52,42	40,83	0,4	-	6,35	-

Tabla 6: Análisis RSU en base seca

2.2.5 Tratamiento de RSU

Para el tratamiento de los RSU se requieren un sistema integrado, con combinaciones de reciclado de materiales (plástico, vidrio, cartón y papel), tratamientos biológicos de residuos biodegradables (digestión anaeróbica y compostaje) y valorización material y energética. Con esto, se pretende evitar la opción más usada y más nociva para el medio ambiente, que es el vertedero, causante de la contaminación del suelo y agua por lixiviados.

Dentro de las opciones de tratamiento de los RSU más ampliamente utilizadas actualmente, se encuentra el tratamiento mecánico – biológico, que es uno de los tratamientos de los residuos sólidos urbanos menos costosos y más empleados. De modo general, en las plantas de tratamiento mecánico - biológico se separan los materiales inertes, metales y la fracción orgánica (para su estabilización mediante procesos de compostaje, ya sea con o sin una fase de digestión), obteniendo finalmente una “fracción resto”, de la que puede obtenerse combustibles alternativos (CDR y CSR), que se compone principalmente de residuos de papel, plásticos y textiles (figura 19) (25). Del total de los residuos generados, el 40% sería recuperable mediante la recogida selectiva, el otro 60% compuesto por materiales no recuperables se denomina fracción resto y tiene un gran poder calorífico. La fracción resto podría fácilmente valorizarse ya que 2,6 toneladas de RSU equivalen a 1 tonelada de carbón industrial (26).

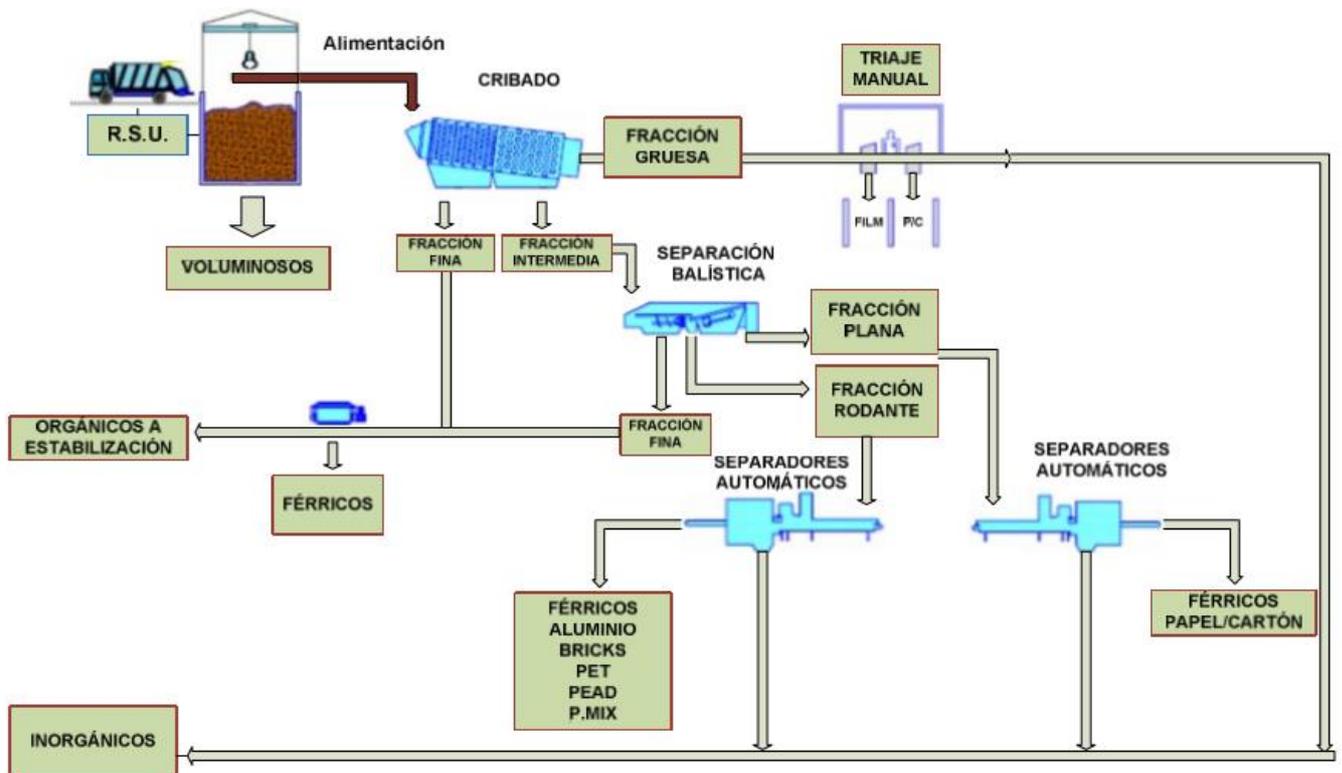


Figura 19: Tratamiento mecánico-biológico (25)

Los valores de rendimiento varían en función de la composición de los RSU, de la infraestructura de recolección de dichos residuos y de la tecnología de las operaciones de tratamiento, clasificación y separación (figura 20).

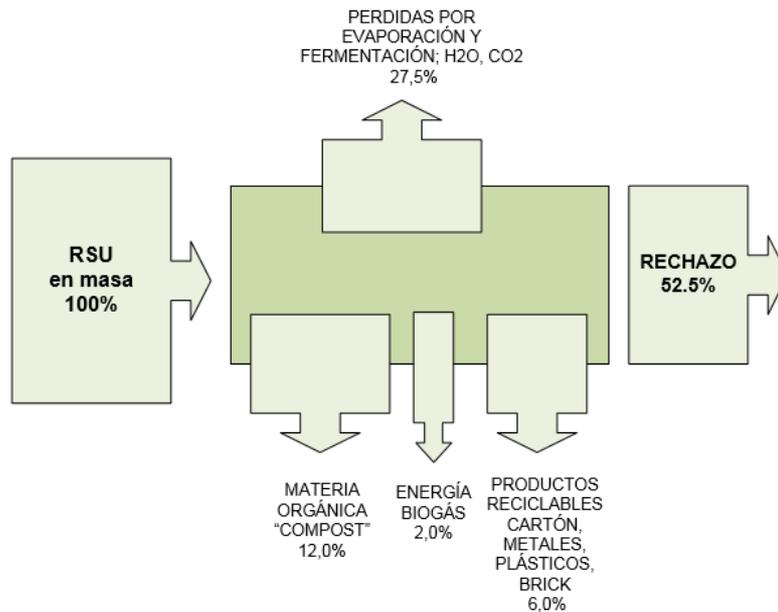


Figura 20: Rendimientos aproximados del tratamiento mecánico-biológico (25)

2.2.6 Fracción de rechazo orgánico

De todos los RSU que se tratan en las plantas de tratamiento mecánico-biológico, aproximadamente, la mitad corresponderá, tras dicho tratamiento, a la fracción de rechazo. Esta es la alimentación que se desea para la pirólisis, exactamente la fracción orgánica de esta fracción de rechazo (26).

En la actualidad el destino final de los residuos en su fracción de rechazo son los vertederos. Como objetivo de este TFG, se pretende la valorización de ésta, mediante pirólisis rápida para obtener bio-oil, que puede ser la base de bio-combustibles.

Los distintos materiales que componen los rechazos de RSU y que, actualmente, están destinados a vertedero principalmente son:

Plásticos finos

Material plano

Fracción ligera

Materia orgánica y compost

Fracciones orgánicas no seleccionadas

CAPÍTULO 3: DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

La figura 21 muestra un diagrama conceptual de la instalación experimental, por lo que se analizarán los equipos principales.

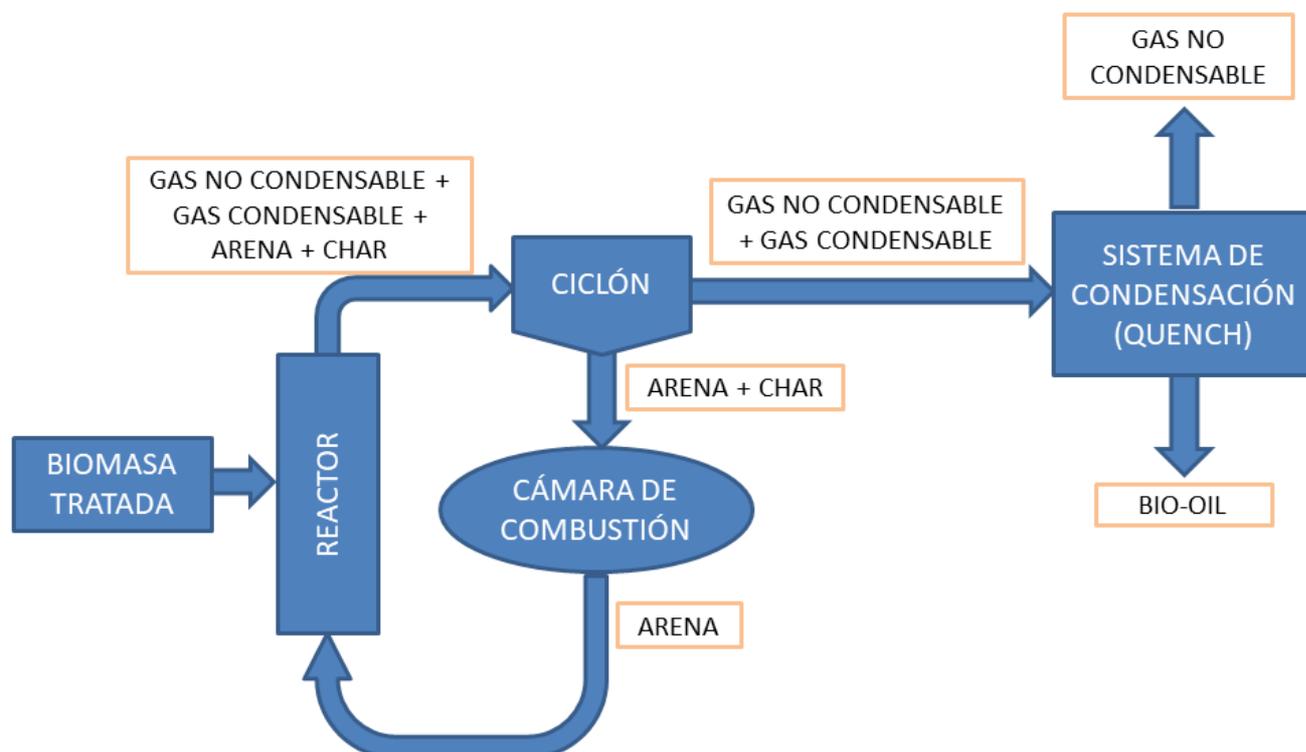


Figura 21: Diagrama de bloques de la instalación

Puesto que se trata de una instalación piloto se selecciona un caudal de alimentación pequeño, de 120 kg/h (27).

3.1 Entrada de alimentación (biomasa)

La biomasa se introduce con un tamaño de 0,1 a 6 mm al reactor (28). La alimentación pasa a la tolva de alimentación, y de ésta al tornillo de alimentación a una temperatura de 100°C. La mezcla de dicha alimentación con la corriente de nitrógeno a 700°C constituye una corriente final con una temperatura media a 475°C (figura 22). Dichas temperaturas serán útiles en los próximos apartados, en los que serán necesarias para calcular los caudales implicados.

Una vez tratada la biomasa, se almacena en un silo de almacenamiento. El hecho de que la mayoría de los reactores de pirólisis rápida funcionen a presión atmosférica simplifica el diseño del sistema de alimentación. Los sistemas neumáticos y los transportadores de tornillo son utilizados en reactores de diferentes tamaños y diseños. Se compone de una tolva, una válvula neumática (y una manual para el mantenimiento), una tolva, un tornillo con rascador (tornillo de alimentación) y un motor de frecuencia variable para garantizar la precisión de la velocidad de rotación (figura 23).

El rascador asegura que la materia prima (RSU o biomasa) se mueva en el tornillo hacia adentro. El tamaño y la velocidad de rotación del rascador están directamente relacionados con la velocidad de alimentación. Se suele usar una tolva para evitar la deposición de la biomasa en las paredes (4).

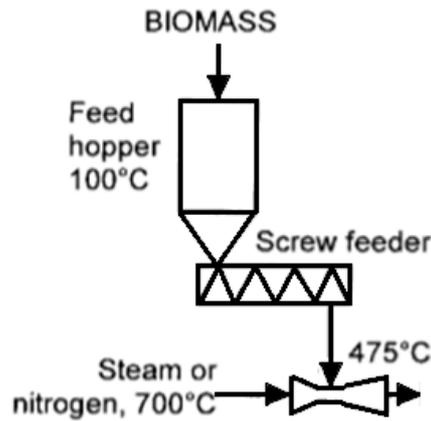


Figura 22: Situación esquemática con las temperaturas pertinentes (29)

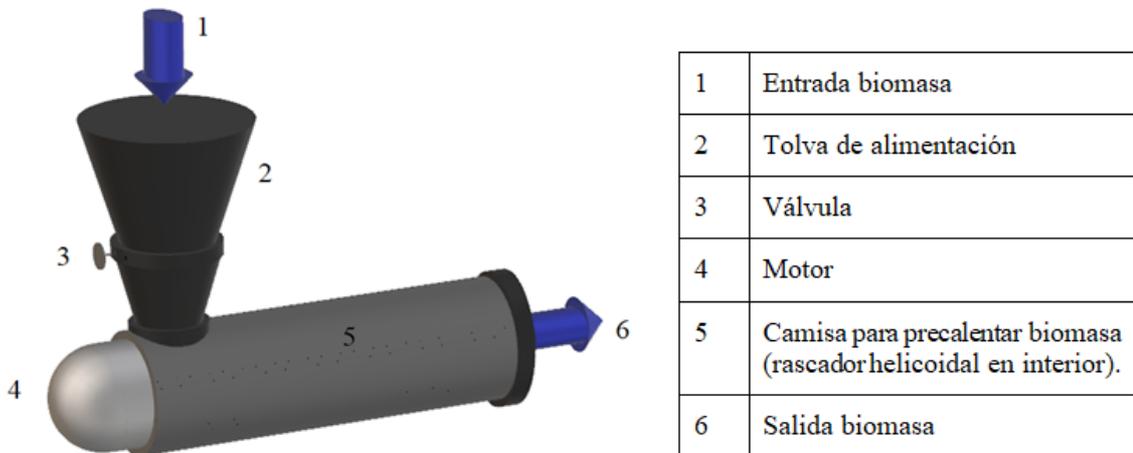


Figura 23: Sistema de alimentación

3.1.1 Diseño del tornillo dosificador

El caudal volumétrico se calcula como sigue:

$$Q_{BIO} = m_{biomasa} / \rho_{bio} \quad \text{Ec. 3.1.1}$$

siendo ρ_{bio} la densidad de la biomasa: $\rho_{bio} = 1200 \text{ kg/m}^3$ (30)

Se obtiene de esta forma el caudal volumétrico: $Q_{BIO} = 100 \text{ l/h}$

Se ha consultado el catálogo de la empresa *Material Handling System, LLC* (31) donde se han encontrado las siguientes características compatibles con este caso:

- Velocidad de alimentación desde 0,05 a 550 ft³ /h (1,416 a 15574,24 l/h).
- Motor con frecuencia variable.
- Dispone de una medición altamente precisa y confiable de polvos, pellets, escamas y aglomerados.

Se dispone de un caudal volumétrico de 100 l/h que corresponde con 3,531 ft³ /h. Por tanto, se selecciona el modelo MT-1 1/2 que permite transportar hasta 8ft³ /h (consultar Anexo 1), obteniendo un diámetro de 50,8 mm.

Por otra parte, con este mismo diámetro y este caudal volumétrico se va a aproximar de forma teórica la velocidad de giro (rpm).

$$Q_{BIO} = 3600 \left(\lambda \frac{D^2 \pi}{4} \right) \left(p \cdot \frac{n}{60} \right) \rho_{bio} \quad \text{Ec. 3.1.2}$$

Siendo λ el coeficiente de llenado, p el paso y n la velocidad de giro (rpm).

Se considera el paso igual al diámetro: $p = 50,8 \text{ mm}$ y el coeficiente de llenado igual a la unidad ($\lambda = 1$), pues en el proceso de pirolisis tiene que haber ausencia de oxígeno, y puede entrar aire en el reactor si no está completamente lleno.

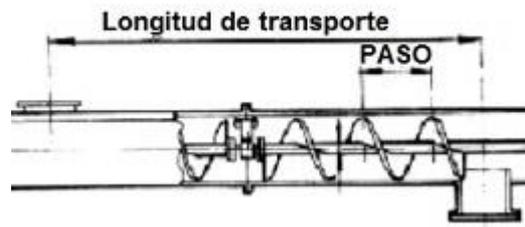


Figura 24: Esquema tornillo (32)

De esta forma se obtiene: $n = 16,2 \text{ rpm}$

3.2 Reactor

Una vez tratada la biomasa, ésta entra en el reactor por el sistema de alimentación. En primer lugar se va a describir el reactor de lecho fluidizado, que es el tipo elegido, si bien en el Anexo 2 se da una descripción de los distintos tipos de reactores que se pueden encontrar en los procesos pirolíticos.

3.2.1 Reactor de lecho fluidizado

Los reactores de lecho fluidizado proporcionan una alta velocidad de calentamiento y una buena mezcla de la materia prima, usándose cuando se requiere una buena mezcla de sólidos para la uniformidad de temperatura, o haya reacciones altamente endotérmicas o exotérmicas, tamaño pequeño de partículas, flujo continuo de sólidos y/o tiempo corto de contacto gas-sólido.

Por otro lado, existen importantes dificultades en el uso de reactores de lecho fluidizado para tratar RSU. En primer lugar, la materia prima suministrada al reactor debe ser pequeña para dar mayor facilidad a que se produzca la fluidización. En segundo lugar, hay un problema para separar el carbon del lecho. Por lo tanto, este tipo de reactor rara vez se utiliza en proyectos de gran escala (16).

En los reactores de lechos fluidizados las condiciones de funcionamiento requeridas para cada aplicación dependen principalmente de la velocidad de proceso derivada del transporte y la cinética de las reacciones en cuestión. Para reacciones rápidas, se utiliza fluidización a alta velocidad o un régimen de fluidización rápida. Para reacciones lentas, se utiliza un régimen de fluidización a baja velocidad o de fluidificación por burbujeo.

3.2.2 Sólidos del lecho

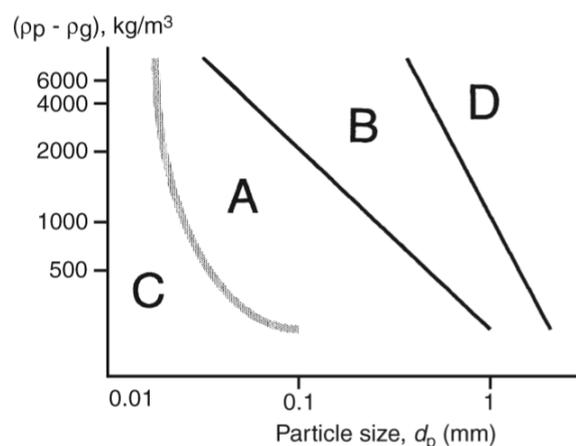


Figura 25: Clasificación de Geldart (33)

Se distinguen cuatro tipos de comportamientos posibles (figuras 25 y 26) (27):

- Sólidos tipo C (cohesiva): cohesivas, partículas demasiado finas. Son extremadamente difíciles de fluidificar debido a que las fuerzas de atracción entre partículas son mayores que la fuerza proporcionada por el gas. Este tipo de partículas muestran una tendencia a adherirse.
- Sólidos tipo A (aireable): son partículas de un tamaño medio/pequeño y densidad de partícula baja ($\sim 1,4 \text{ g/cm}^3$). Estos sólidos fluidizan fácilmente con una suave fluidificación a bajas velocidades de gas y controla el burbujeo con pequeñas burbujas a altas velocidades de gas.
- Sólidos tipo B (sand-like): comprende un amplio rango de densidad ($1,4 \text{ g/cm}^3 - 4 \text{ g/cm}^3$) y de tamaños de partículas ($40\mu\text{m}-500\mu\text{m}$). Estos sólidos fluidizan bien, donde las burbujas crecen rápidas y grandes.
- Sólidos tipo D (spoutable): partículas grandes o densas. Son sólidos difíciles de fluidizar. Es necesario el uso de distribuidores apropiados para evitar caminos preferenciales. Dan lugar a grandes burbujas de explosión o canalización severa, o comportamiento de chorros si la distribución de gas es muy desigual.

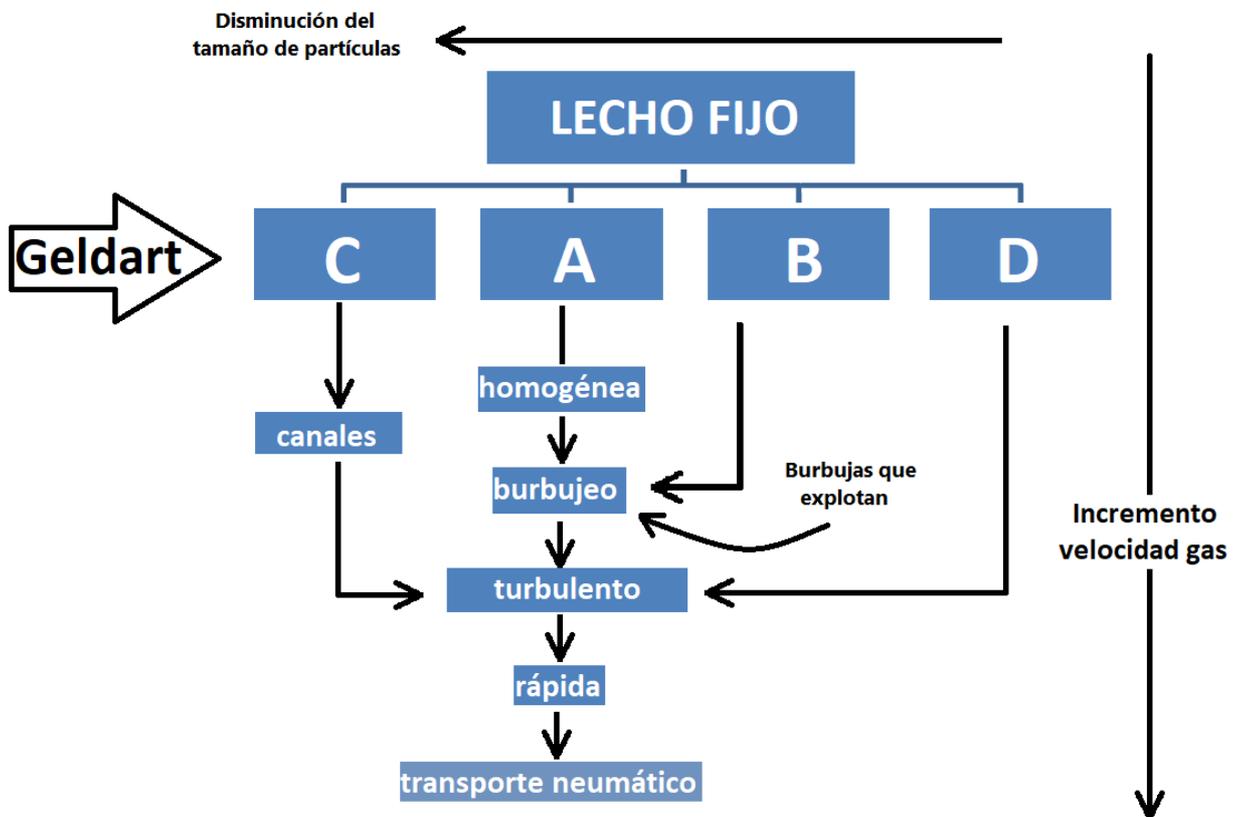


Figura 26: Fases de fluidización en función de la clasificación de Geldart (27)

En este TFG, las partículas elegidas son de tipo B, según la clasificación de Geldart (figura 25). Unas partículas de mayor tamaño provocarían una pérdida de carga mayor.

El gas comienza a fluir hacia arriba, hasta que las partículas alcanzan la velocidad de fluidización mínima. Los sólidos se mantendrán en suspensión cuando la fuerza de empuje del gas iguale a la pérdida de carga del lecho, que ocurrirá cuando la velocidad del gas excede la velocidad de fluidización mínima (u_{mf}). En lechos de tipo B, se forman burbujas tan pronto como la velocidad del gas excede dicha velocidad de fluidización mínima.

3.2.3 Cinética de reacción

Al no haber disponible una cinética de residuos sólidos urbanos, se usará una cinética genérica para biomasa, es decir, se asumirá que se alimenta biomasa al reactor pues, en primera aproximación, la biomasa guarda similitud con la fracción orgánica de rechazo de los RSU. El modelo cinético propuesto divide las reacciones

en primarias y secundarias (5). Durante la reacción primaria, la biomasa se descompone en tres grupos de productos: gas, bio-oil y char (residuo carbonoso sólido) (reacciones 1, 2 y 3, respectivamente) (figura 27). El bio-oil se descompone, adicionalmente, en gas y char, de acuerdo con dos reacciones secundarias paralelas (reacciones 4 y 5, respectivamente). Además, se asume que el carbón no participa en ninguna otra reacción de pirólisis.

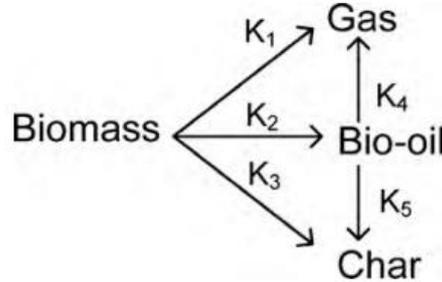


Figura 27: Representación reacciones primarias y secundarias durante la pirólisis (5)

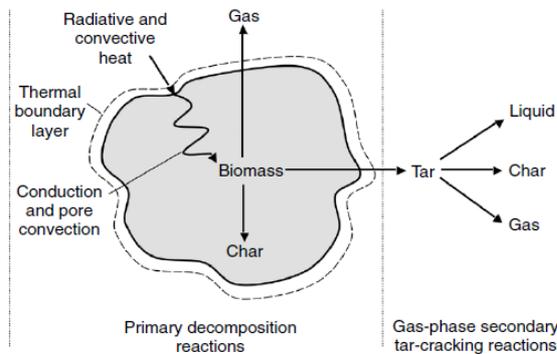


Figura 28: Representación de la pirólisis en una partícula de biomasa (1)

Los tiempos de residencia de vapor largos (> 5 s) y las altas temperaturas (> 600 °C) causan el craqueo secundario de los productos primarios (figura 28), reduciendo el porcentaje del producto líquido. Una temperatura más baja (< 400 °C) conduce a la condensación y formación de líquidos de menor peso molecular (6).

Se asume que cada una de las reacciones primarias y secundarias son de primer orden según Priyanka Kaushal, Jalal Abedi (5), de modo que la velocidad de cada componente queda dada por las siguientes ecuaciones:

$$\frac{d m_{BIO}}{dt} = w_{BIO} = -(k_1 + k_2 + k_3)(m_{BIO}) \quad \text{Ec. 3.2.1}$$

$$\frac{d m_{GAS}}{dt} = w_{GAS} = (k_1)(m_{BIO}) + (k_4)(m_{OIL}) \quad \text{Ec. 3.2.2}$$

$$\frac{d m_{OIL}}{dt} = w_{OIL} = (k_2)(m_{BIO}) - (k_4 + k_5)(m_{OIL}) \quad \text{Ec. 3.2.3}$$

$$\frac{d m_{CHAR}}{dt} = w_{CHAR} = (k_3)(m_{BIO}) + (k_5)(m_{OIL}) \quad \text{Ec. 3.2.4}$$

con

$$k_j = k_{j0} \exp(-E_j/R T) \quad \text{Ec. 3.2.5}$$

donde:

- E: energía de activación (kJ/mol).
- k_j : la constante cinética dependiente de la temperatura (s^{-1}).
- R: constante universal de los gases. $R=8,3143 \text{ J}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$
- T: temperatura absoluta (K).

- k_{j0} : factor preexponencial o factor de frecuencia. Indica la frecuencia de las colisiones (s^{-1}).
- $\frac{d m_X}{dt} = w_X$, velocidad de reacción ($\frac{kg}{s}$)
- m_X , masa del compuesto x (kg)

Los valores de E_j y k_{j0} para las distintas reacciones se dan en la Tabla 7.

Este modelo supone que la humedad que estaba inicialmente presente en la alimentación ha desaparecido uniformemente a lo largo de la altura del lecho denso.

Nº reacción	Producto	E (kJ/mol)	k_{j0} (s^{-1}) ó A(s^{-1})
1	Gas	88	$1,43 \cdot 10^4$
2	Bio-oil	112	$4,12 \cdot 10^6$
3	Char	106	$7,37 \cdot 10^5$
4	Gas	75	$3,66 \cdot 10^4$
5	Char	32	3,615

Tabla 7 : Datos cinéticos de las reacciones (5)

La conversión de la biomasa se define como:

$$\text{Conversión}_{\text{biomasa}} = \frac{m_{\text{biomasa}0} - m_{\text{biomasa}f}}{m_{\text{biomasa}0}} \quad \text{Ec. 3.2.6}$$

Siendo $m_{\text{biomasa}0}$ la biomasa inicial introducida, y $m_{\text{biomasa}f}$ la biomasa final.

Como se ha mencionado, la temperatura típica de operación en pirólisis rápida es de 500 °C y el tiempo de residencia se aproxima a 2 s. Las ecuaciones que modelan la cinética de las reacciones que se dan dentro del reactor se han introducido en el software EES (engineering equation solver). De esta forma, se ha obtenido el tiempo de residencia y la temperatura que maximizan el bio-oil en el producto. Para ello, se ha especificado en EES un bñucle para simular las reacciones, que se ejecuta hasta que se consigue una conversi3n del 99% para biomasa (consultar Anexo 3).

Estableciendo como hip3tesis que entra $m_{\text{biomasa}0} = 1 \text{ kg/s}$, los resultados aparecen en la tabla 8.

Temperatura	Tiempo de residencia	$M_{\text{bio-oil}}$ (kg/kg biomasa)	Conversi3n
552 °C	1,92 s	0,641	99 %

Tabla 8: Resultados optimizados de la pir3lisis de biomasa

En los documentos consultados (5), se contabiliza un porcentaje de bio-oil en el producto de 70-75% p. Sin embargo, al ejecutar la cin3tica elegida el resultado se aleja de lo esperado en un - 5%. Los otros resultados se muestran en la tabla 9.

$M_{\text{bio-oil}}$ (kg/kg biomasa)	M_{char} (kg/kg biomasa)	M_{gas} (kg/kg biomasa)
0,650	0,275	0,075

Tabla 9: Resultados de los productos de la pir3lisis de biomasa

El gas no condensable formado se asume que está compuesto de CO, CO₂, CH₄ y H₂ (tabla 10).

CO	CO ₂	H ₂	CH ₄
42,86%	50%	3,57%	3,57%

Tabla 10: Porcentajes máxicos de composición de gases no condensables (5)

Durante la optimización, el programa proporciona una serie de resultados, cada uno más óptimo que el anterior, pero siempre cumpliendo la condición del 99 % de conversión. Se obtiene un tiempo y una temperatura, que se van a analizar por separado para comprobar si manteniendo uno constante y variando el otro se consigue más producto de bio-oil.

A partir de un tiempo de residencia de 1,919s el programa deja de emitir resultados y, finalmente, se para, pues con la condición de dicha temperatura (552 °C) constante y un mayor tiempo mayor a 1,919 s se llega a una conversión del 99% de biomasa (figura 29). Es decir, se cumple lo predicho anteriormente, y a partir de dicho tiempo de residencia no hay resultados más óptimos.

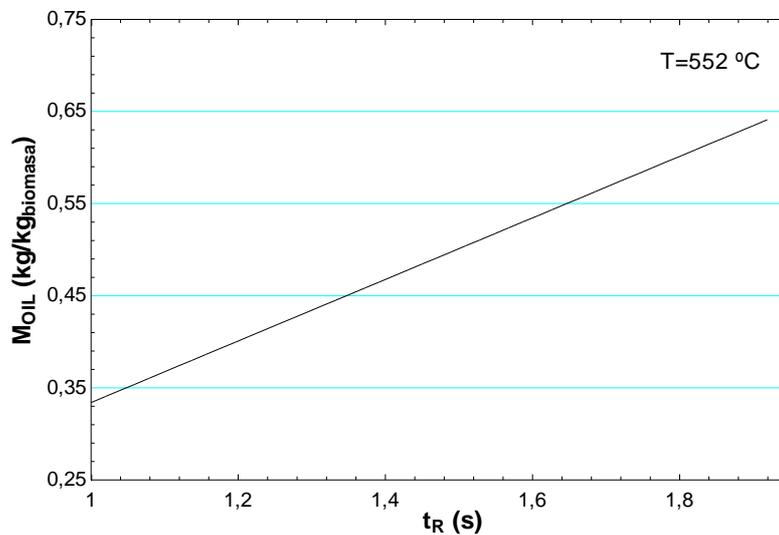


Figura 29: Representación del bio-oil frente al tiempo de residencia

Igualmente, a partir de una temperatura de 825K se para el programa, pues con la condición de dicho tiempo constante (1,919 s) no se obtiene un rendimiento mayor a mayor temperatura (figura 30), ocurriendo lo mismo que en el caso anterior.

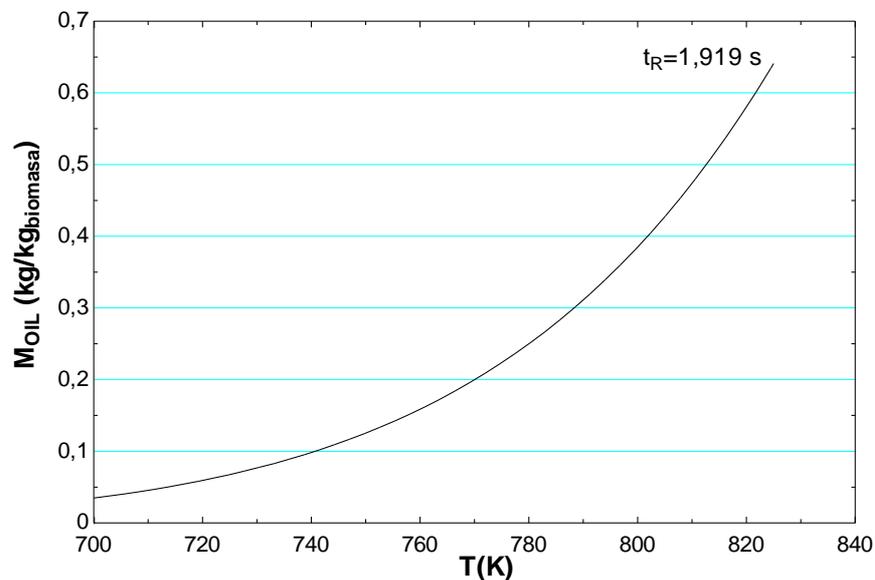


Figura 30: Representación del bio-oil frente al tiempo de residencia

3.2.4 Dimensionamiento del reactor

La pirólisis se realizará en un lecho fluido circulante, que opera en régimen de fluidización rápida. Este apartado tiene como objetivo calcular la altura del lecho, el caudal de arena recirculada y el caudal de nitrógeno inyectado en la parte inferior. Al aumentar la velocidad del gas (u_0) por encima de la velocidad utilizada para la fase burbujeante (consultar anexo 4) se pasa sucesivamente por los regímenes de lecho turbulento (TB), lecho fluidizado rápido (FF) y transporte neumático (PC), según se describe en el Anexo 5 (figura 31). En este caso, al aumentar la velocidad del gas fluidizante se producirá un arrastre de partículas, por lo que se añadirá un ciclón y habrá que recircular esas partículas que recupera este equipo.

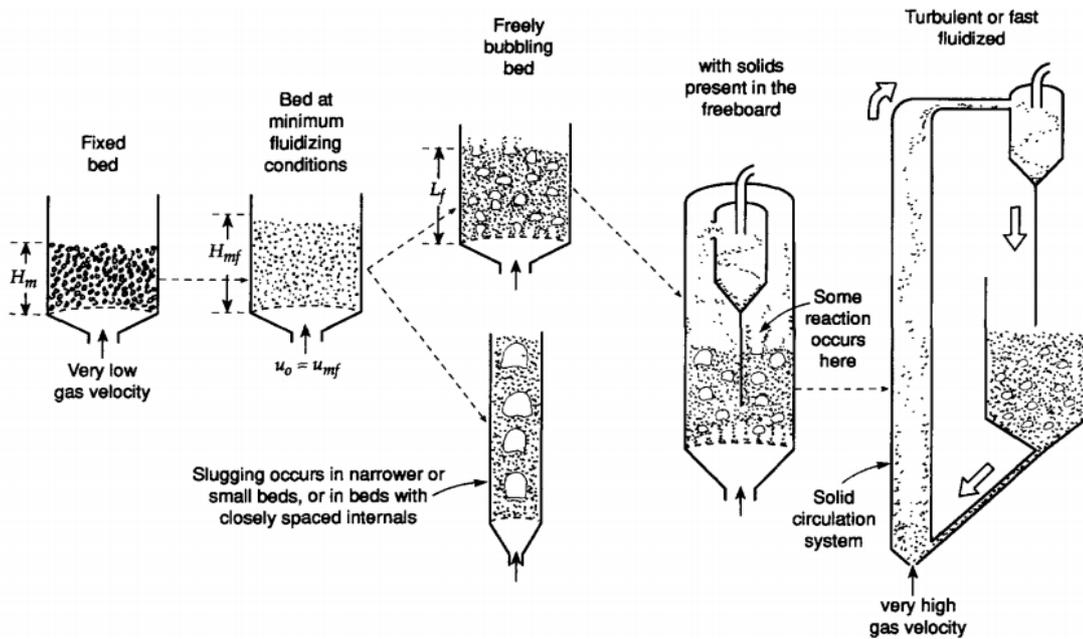


Figura 31: Geometría del reactor en función de la velocidad del gas (34).

A altas velocidades del gas, el BFB se transforma en un TB en el que no hay burbujas definidas, hay mucha agitación y un movimiento violento de sólidos. La superficie del lecho denso se desvanece y los sólidos se encuentran cada vez más en la región ligera que hay encima del lecho denso. Si se aumenta más la velocidad, el lecho entra en el régimen FF. Una característica de esta transición es que el arrastre de los sólidos aumenta considerablemente en este punto. La velocidad de transición entre un régimen y otro (35), viene dada por la Ec. 3.2.7:

$$u_{TB-FF} = 1,53 \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_g)gd_p}{\rho_g}} \quad \text{Ec. 3.2.7}$$

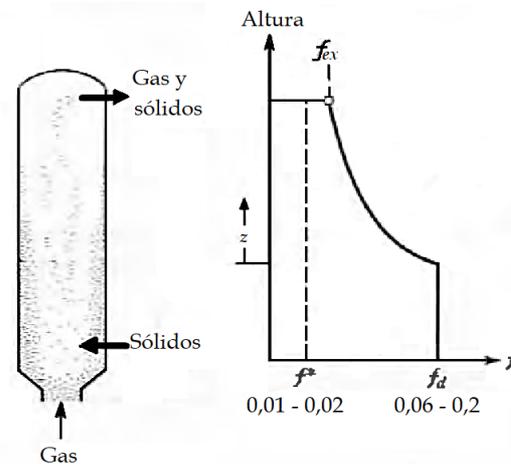


Figura 32: Lecho fluidizado rápido (35)

Una vez en el régimen FF, el movimiento de sólidos en la región inferior del recipiente se vuelve menos caótico y parece asentarse en una región central ligera rodeada de un anillo más denso o zona de la pared (35).

Finalmente, por encima de la velocidad del gas, denominada *velocidad de choque*, el lecho se halla en transporte neumático. Esta velocidad de transición depende del caudal de sólidos, tal que:

$$\frac{u_{FF-PC}}{\sqrt{g d_p}} = 21,6 \left(\frac{G_s}{\rho_s u_{FF-PC}} \right)^{0,542} (d_p^*)^{0,315} \quad \text{Ec. 3.2.8}$$

siendo G_s [kg/(m²·s)] el flujo de masa por unidad de área:

$$G_s = \frac{F_s}{A_t} \quad \text{Ec. 3.2.9}$$

Puesto que se trata de un lecho fluidizado circulante se tiene que estimar una velocidad correspondiente a un lecho de fluidización rápida, es decir, debe permanecer por debajo de dicha velocidad de transición a la fase neumática.

En el lecho fluidizado circulante (LFC), los sólidos se encuentran a lo largo del lecho, en una región densa en la parte inferior, que tiene una fracción volumétrica sólida constante (f_d), y una región menos densa por encima, que tiene una fracción volumétrica sólida (f_l) que disminuye con la altura como se muestra en la (figura 33) (34).

En resumen, la región densa más baja del recipiente se encuentra que el valor de la fracción de sólidos debe de encontrarse en los intervalos siguientes:

Bubbling bed: $f_d = 0,4 - 0,6$

Turbulent bed: $f_d = 0,2 - 0,4$

Fast fluidized bed: $f_d = 0,06 - 0,2$

Pneumatic transport: $f_d = 0,01 - 0,06$

Como se puede observar f_d disminuye con u_0 .

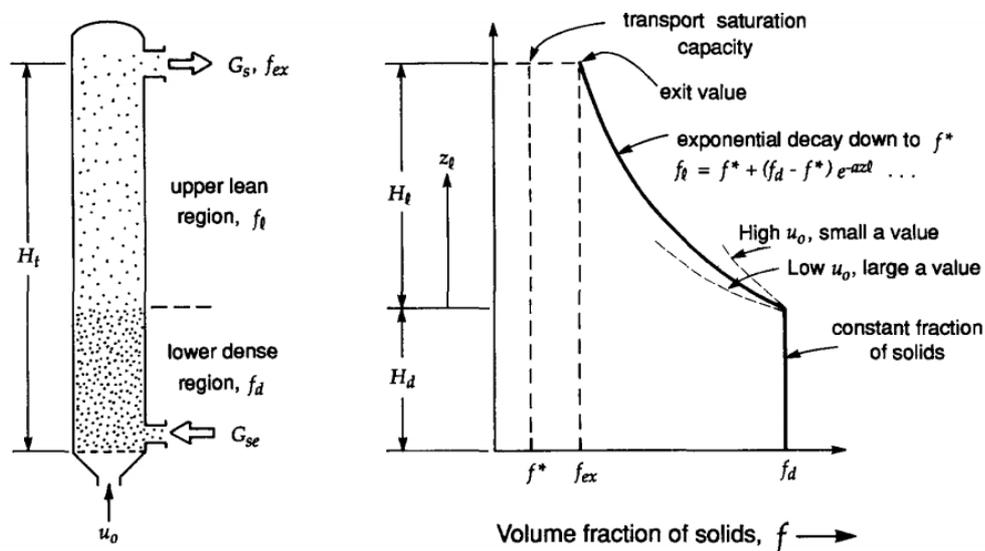


Figura 33: Modelo de variación de f con la altura (34)

Según las estimaciones de Kunii y Levenspiel, las relaciones siguientes en función del tipo de partícula (clasificación Geldart) son:

$$au_0 = \begin{cases} 2-4 \text{ s}^{-1} & \text{Geldart A} \\ 5 \text{ s}^{-1} & \text{Geldart AB} \\ 7 \text{ s}^{-1} & \text{Geldart B} \end{cases}$$

Siendo a la constante de desintegración para la fracción sólida en la región menos densa de un LFC.

En un lecho de fluidización rápida (FF), la región de mayor densidad de sólidos se divide, a su vez, en dos zonas, una zona pobre de sólidos (*core*) y una zona de pared densa que tiene sólidos (*wall*) (figura 34). Sus fracciones de sólidos correspondientes serían f_{core} y f_{wall} .

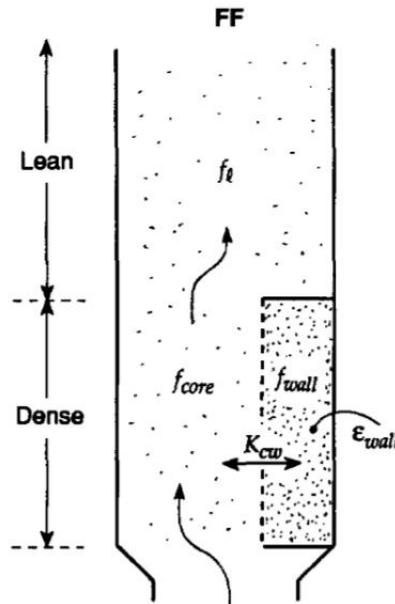


Figura 34: Fluidización rápida (34)

$$f_{wall} = (1 - \epsilon_{wall})(1 - \delta) \quad \text{Ec. 3.2.10}$$

con $\epsilon_{wall} = \epsilon_{mf} = 0,4896$ (Anexo 5) y $\delta = 0,6-0,9$. Por otro lado, f^* es la fracción sólida en la corriente de gas en régimen de transporte neumático, y en caso de FF igual a f_{core} . f^* es independiente de u_0 :

$$\leq 0,02 \quad \text{Geldart A}$$

$$\leq 0,01 \quad \text{Geldart B}$$

Mediante las siguientes ecuaciones, se puede obtener la altura que tiene cada región, la más densa y la menos densa.

En la región menos densa la fracción de sólidos en la corriente de salida es mucho menor que la unidad ($f_{ex} \ll 1$):

$$f_{ex} \cong \frac{G_s}{\rho_s (u_0 - u_t)} \quad \text{Ec. 3.2.11}$$

$$f_{ex} = f^* + (f_d - f^*) \exp(-aH_l) \quad \text{Ec. 3.2.12}$$

En cualquier punto (z_l) de la región menos densa la fracción de sólidos es:

$$f_l = f^* + (f_d - f^*) \exp(-az_l) \quad \text{Ec. 3.2.13}$$

La fracción media de los sólidos en esta región es:

$$\bar{f}_l = \frac{1}{H_l} \int_0^{H_l} f_l dz_l = f^* + \frac{f_d - f_{ex}}{aH_l} \quad \text{Ec. 3.2.14}$$

Así, el peso del sólido (arena) en cada región sería:

$$W_l = A_t \rho_s H_l \bar{f}_l \quad \text{Ec. 3.2.15}$$

$$W_d = A_t \rho_s H_d f_d \quad \text{Ec. 3.2.16}$$

$$W_t = W_l + W_d \quad \text{Ec. 3.2.17}$$

donde W_l es el peso en la zona menos densa, W_d es el peso en la zona más densa y W_t es el peso total en el

lecho.

Para calcular el caudal de gas inyectado a partir del caudal de sólidos recirculado, se recurre a la siguiente relación (27):

$$\frac{\frac{G_s}{\rho_s}}{1-\varepsilon} = \frac{\frac{G_g}{\rho_g}}{\varepsilon} \quad \text{Ec. 3.2.18}$$

Para resolver las ecuaciones anteriores, se ha dado un valor inicial a una serie de parámetros dentro de los intervalos especificados anteriormente:

$$f_a = 0,06 - 0,2 \rightarrow f_a = 0,06$$

Al tratarse de unas partículas tipo B en la clasificación de Geldart:

$$au_0 = 7 \text{ s}^{-1}$$

$$f^* \leq 0,01 \rightarrow f^* = 0,01$$

El sistema de ecuaciones debe incluir un balance de energía en el reactor, y para calcular todos los caudales de entrada se requiere la cinética, temperatura del reactor y las temperaturas de alimentación. Se va a realizar un balance de energía en el volumen de control, indicado en la figura 35. Puesto que la reacción de pirólisis es endotérmica queda de la siguiente forma el balance inicial:

$$\Delta H_{Entrada} + \Delta H_{Reactor} = \Delta H_{Salida} + Q_{pérdido} \quad \text{Ec. 3.2.19}$$

siendo $Q_{pérdido}$ el calor perdido por el aislamiento, con un valor de 1 kW y calculado en el apartado 3.2.4.4 correspondiente al aislamiento. Para simplificar se toma un volumen de control en el interior del reactor.

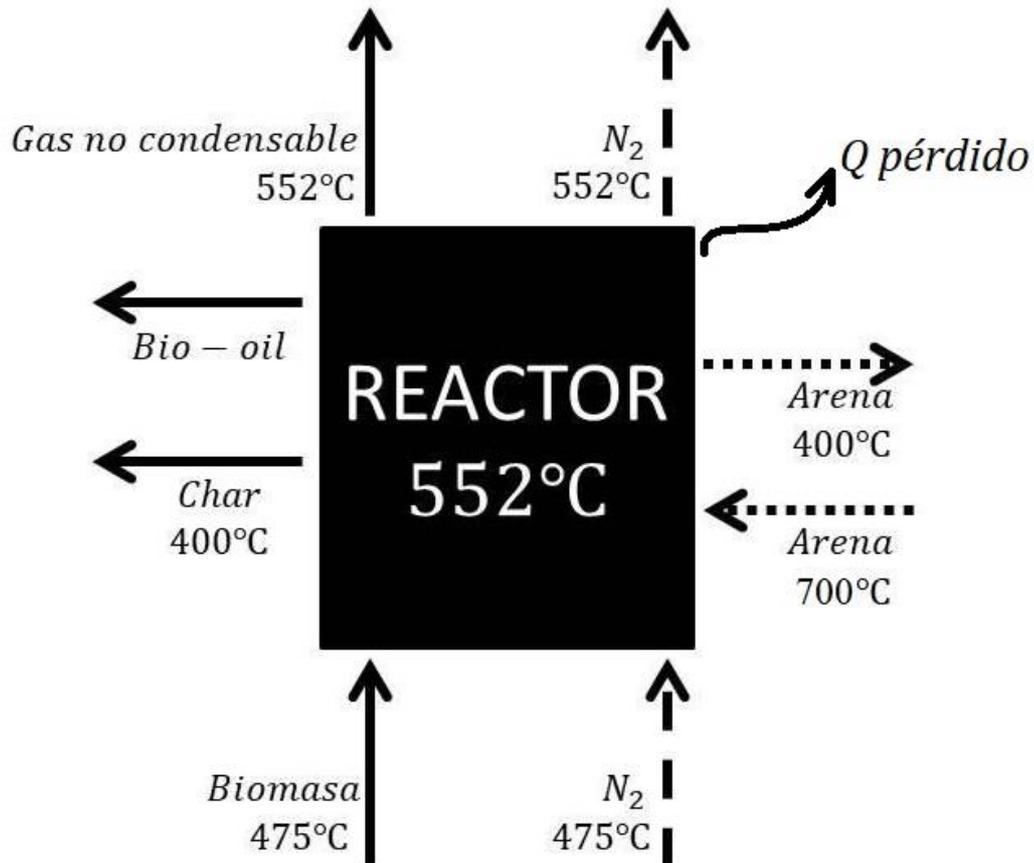


Figura 35: Situación esquemática y simplificada de las corrientes del reactor

DESGLOSE:

- Entrada:
 - Nitrógeno
 - Biomasa
- Reactor: calor absorbido por la reacción
- Salida:
 - Nitrógeno
 - Gas no condensable
 - Gas condensable o bio-oil (aunque se denomine bio-oil se considera en estado gaseoso).
 - Char

En el balance de masa se aplican las siguientes ecuaciones:

$$m_{N_2} \text{ entrada} = m_{N_2} \text{ salida} \quad \text{Ec. 3.2.20}$$

$$m_{arena} \text{ entrada} = m_{arena} \text{ salida} \quad \text{Ec. 3.2.21}$$

$$m_{biomasa} = m_{bio-oil} + m_{char} + m_{gas \text{ no condensable}} \quad \text{Ec. 3.2.22}$$

$$\begin{aligned} \text{Caudal Másico}_{Entrada} &= m_{N_2} \text{ entrada} + \\ &+ m_{arena} \text{ entrada} + m_{biomasa} \quad \text{Ec. 3.2.23} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Caudal Másico}_{Salida} &= m_{N_2} \text{ salida} + m_{arena} \text{ salida} + m_{bio-oil} + \\ &+ m_{char} + m_{gas \text{ no condensable}} \quad \text{Ec. 3.2.24} \end{aligned}$$

donde m representa el caudal másico.

La arena que sale, debido a que se encuentra en fase de fluidificación rápida, es la misma que entra de nuevo en el reactor a mayor temperatura. Debido a que la eficiencia del ciclón es, prácticamente, del 100 %, no habrá que reponerla, teóricamente.

El balance de energía, desarrollando la Ec. 3.2.19:

$$\begin{aligned} \text{Entrada} &= Cp_{Biomasa} \cdot \Delta T_{Biomasa} \cdot m_{biomasa} + Cp_{N_2 \text{ entrada}} \cdot \Delta T_{N_2 \text{ entrada}} \cdot m_{N_2} + \\ &+ Cp_{arena} \cdot \Delta T_{arena \text{ entrada}} \cdot m_{arena} \quad \text{Ec. 3.2.25} \end{aligned}$$

$$\text{Reactor} = m_{biomasa} \cdot \Delta H_r \quad \text{Ec. 3.2.26}$$

$$\begin{aligned} \text{Salida} &= Cp_{N_2} \cdot \Delta T_{N_2 \text{ salida}} \cdot m_{N_2} + Cp_{arena} \cdot \Delta T_{arena \text{ salida}} \cdot m_{arena} + \\ &+ Cp_{char} \cdot \Delta T_{char} \cdot m_{char} + Cp_{gas \text{ no condensable}} \cdot \Delta T_{gas \text{ no condensable}} \cdot m_{gas} + \\ &+ Cp_{bio-oil} \cdot m_{bio-oil} \cdot \Delta T_{gas \text{ condensable}} \quad \text{Ec. 3.2.27} \end{aligned}$$

Siendo $\Delta T_i = T_i - T_{ref}$, m_i el caudal másico de la sustancia i , ΔH_r es el calor de reacción y Cp_i el calor específico medio de cada sustancia i .

3.2.4.1 Datos

ENTRADA					
$Cp_{Biomasa}$ (28)	1,5 kJ/kg	$T_{Biomasa}$ (29)	475°C	$m_{biomasa}$	120 kg/h
Cp_{N_2} entrada ^{III}	1,11 kJ/kg	T_{N_2} entrada (29)	475°C	m_{N_2} ^I	Incógnita
Cp_{arena} (28)	0,835 kJ/kg	T_{arena} entrada (29)	700°C	m_{arena} ^I	Incógnita
REACTOR					
ΔH_r (28)	225 kJ/kg	$m_{biomasa}$	120 kg/h		
SALIDA					
Cp_{N_2} salida ^{III}	1,127 kJ/kg	T_{N_2} salida ^{II}	552°C	m_{N_2} ^I	Incógnita
Cp_{arena} (28)	0,835 kJ/kg	T_{arena} salida (29)	400°C	m_{arena} ^I	Incógnita
Cp_{char} (28)	1,1 kJ/kg	T_{char} (29)	400°C	m_{char} ^{II}	$0,275 \cdot m_{biomasa}$
Cp_{gas} no condensable ^{IV}	1,749 kJ/kg	T_{gas} no condensable ^{II}	552°C	m_{gas} ^{II}	$0,075 \cdot m_{biomasa}$
$Cp_{bio-oil}$ (36)	3,1 kJ/kg	T_{gas} no condensable ^{II}	552°C	$m_{bio-oil}$ ^{II}	$0,65 \cdot m_{biomasa}$
^I Calculado como F_g . ^{II} Calculado en apartado 3.2.3. T_{N_2} salida = T_{gas} no condensable = $T_{reactor}$. Los porcentajes están calculados detalladamente en dicho apartado. ^{III} Calculado con las propiedades de EES en función de sus temperaturas. ^{IV} Calculado como mezcla de gases, porcentajes en apartado 3.2.3.					

Tabla 11: Datos de partida

El caudal másico de biomasa puede despreciarse debido a que es mucho menor que el caudal de arena recirculada, como se verá posteriormente.

En primer lugar, se calcula la fracción de sólidos a la salida ($f_{ex} \ll 1$) aplicando la ecuación 3.2.11, y posteriormente la altura de la fase menos densa (H_l), viendo la ecuación 3.2.12. Para ello, se fija un valor al flujo másico superficial (G_s) en base a los ejemplos (27), y se obtiene:

$$G_s = 150 \text{ kg/m}^2 \cdot s \quad H_l = 4,53 \text{ m}$$

$$f_{ex} = 0,01119 \quad m_{arena} = 1,571 \text{ kg/s} \quad m_{N_2} = 0,0671 \text{ kg/s}$$

Para calcular la altura total del lecho (H_t): $H_t = H_l + H_d$ Ec. 3.2.28

debe calcularse la altura de la zona densa que debe ser menor que la altura de la region menos densa. Se va a suponer que es aproximadamente la altura del lecho burbujeante (véase Anexo 5):

$$H_d = 1\text{m} \rightarrow H_t = 5,53 \text{ m}$$

Para conocer la masa de sólidos en cada zona se aplican las ecuaciones 3.2.15 y 3.2.16:

$$W_l = 4,80 \text{ kg} \quad W_d = 2,76 \text{ kg}$$

Al tratarse de un proceso iterativo se ha ido variando el valor de la velocidad superficial del gas (u_0), ya que esta debe ser mayor que la de transición de TB a FF (u_{TB-FF}) y menor que la de transición de FF a PC (u_{FF-PC}).

$$u_{TB-FF} = 8,146 \text{ m/s} \quad u_{FF-PC} = 15,88 \text{ m/s}$$

$$u_0 = 8,5 \text{ m/s} \rightarrow a = 0,824$$

La variación de la fracción volumétrica de sólido en el lecho varía exponencialmente (figura 36), tal y como predecía la ecuación 3.2.13. en la zona de densidad más pobre.

En la figura 36, $z_l = 0$ corresponde con el fin de la zona densa, donde la fracción de sólidos es constante e igual a $f_1(z_l = 0)$.

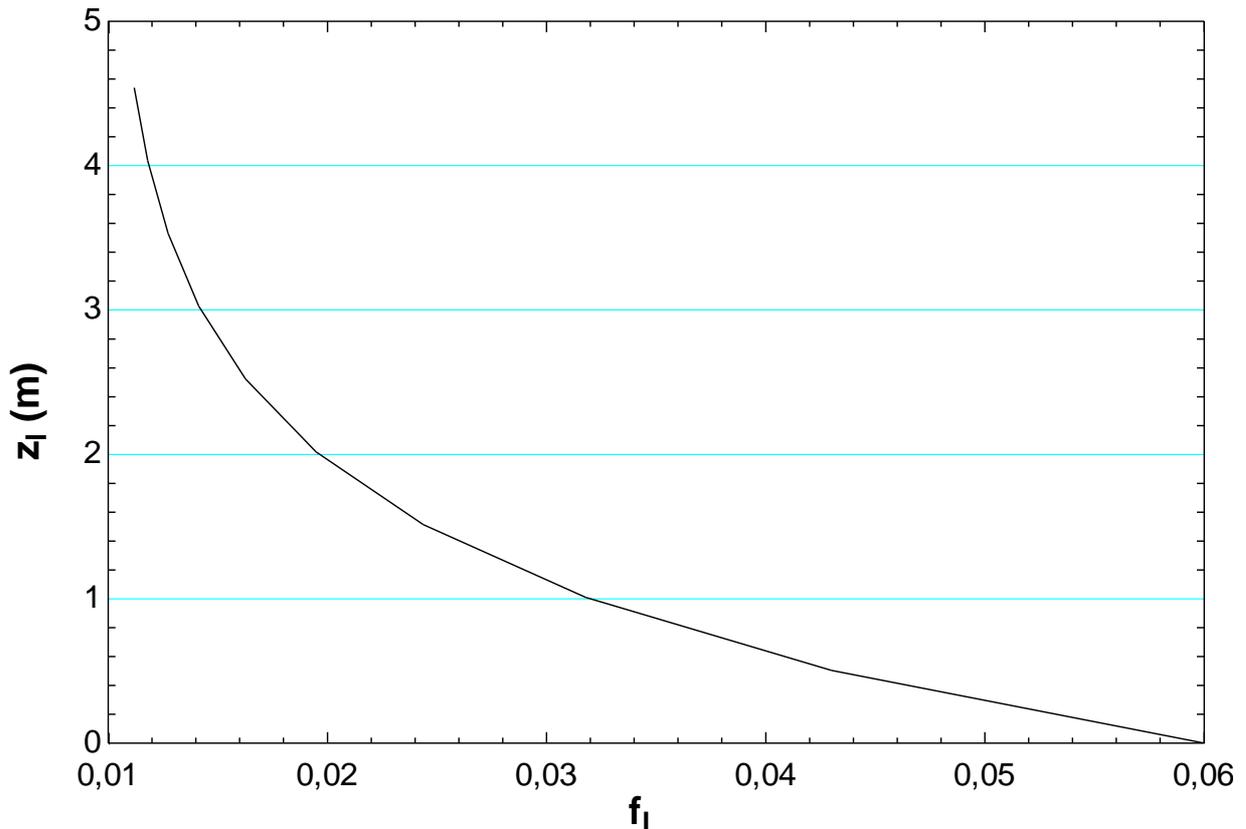


Figura 36: Variación de la fracción de sólidos en función de la altura en la zona pobre

3.2.4.2 Distribuidor

En los lechos burbujeantes, el gas fluye a través del espacio intersticial entre partículas y elimina predominantemente el lecho en forma de burbujas sin entrar en contacto eficaz con partículas sólidas. Por otra parte, las burbujas actúan como agitadores para mejorar la mezcla gas-sólido. El distribuidor de gas proporciona las distribuciones deseadas de gas fluidizante y el soporte para partículas en el lecho. Generalmente, se requiere una caída de presión mínima a través del distribuidor para asegurar la uniformidad de la distribución de gas en el lecho. En el régimen de burbujeo, la geometría del distribuidor influye fuertemente en el tamaño inicial de la burbuja del distribuidor, que puede entonces afectar al tamaño de la burbuja en el lecho (16). Para el caso de reactores de lecho fluido es habitual el uso de plato distribuidor poroso o perforado, en este caso se puede elegir ambas opciones.

$$\frac{u_0}{u_{mf}} = \frac{8,5}{0,1254} \cong 67,78$$

$$u_0/u_{mf} > 10 \rightarrow \text{Platos distribuidores porosos (27)}$$

$$u_0/u_{mf} > 3 \rightarrow \text{Platos distribuidores perforados (27)}$$

Además, la pérdida de carga en platos perforados es menor que en los porosos, cumpliéndose la siguiente ecuación (27):

$$\left(\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b}\right)_{poroso} > \left(\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b}\right)_{perforado}$$

La pérdida de carga del distribuidor debe cumplir:

$$\Delta p_d = (0,2 - 0,4)\Delta p_b \quad \text{Ec. 3.2.29}$$

siendo Δp_b : pérdida de carga en el lecho

Δp_d : pérdida de carga en el distribuidor

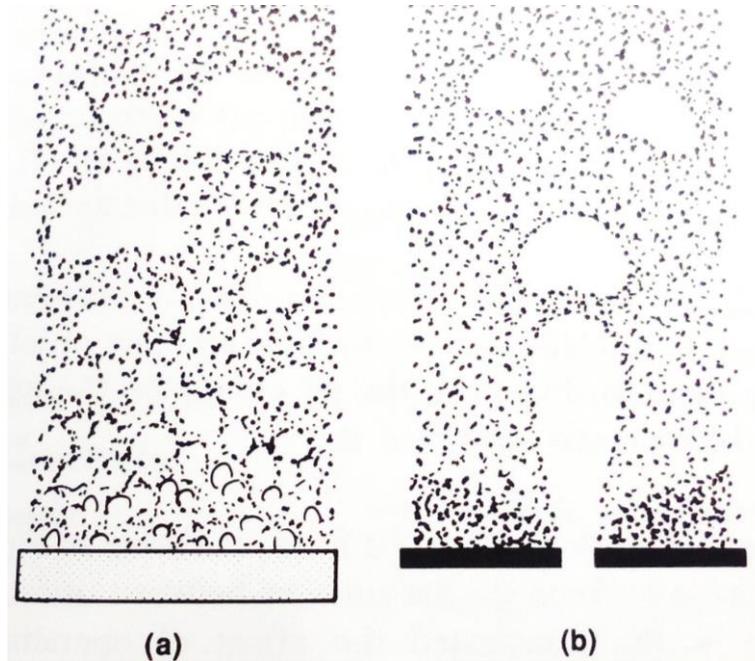


Figura 37: Formación de burbujas en plato poroso y en plato perforado (27)

Se opta por elegir un plato distribuidor perforado, para que la pérdida de carga sea menor, pues se necesita una alta velocidad de fluidización para llegar a la fluidización rápida.

Para realizar el diseño del distribuidor de gas se seguirán los siguientes pasos (27):

1. Determinar la pérdida de presión (Δp_d). Se puede establecer en: $\Delta p_d = (0,3)\Delta p_b$, perteneciendo al intervalo.

$$\Delta P_b = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g \cdot H_{mf} \quad \text{Ec. 3.2.30}$$

$$\Delta P_b = 6743 \text{ Pa}$$

2. Calcular el número de Reynolds del recipiente para el flujo total (Re_{total}) que se aproxima al distribuidor y seleccionar el valor correspondiente para el coeficiente de orificio, $C_{d,or}$.

$$Re_{total} = D u_0 \rho_g / \mu_g \quad \text{Ec. 3.2.31}$$

$$\text{En este caso } Re_{total} = 14406 \rightarrow C_{d,or} = 0,60$$

Re_{total}	100	300	500	1000	2000	>3000
$C_{d,or}$	0,68	0,70	0,68	0,64	0,61	0,60

Tabla 12: Tabla experimental (27)

3. Calcular la velocidad del gas a través del orificio u_{or} :

$$u_{or} = C_{d,or} \left(\frac{2\Delta p_d}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{2}} = 59,33 \text{ m/s} \quad \text{Ec. 3.2.32}$$

4. Decidir el número de orificios (N_{or}) por unidad de área y encontrar el diámetro (d_{or}) correspondiente que cumpla:

$$u_0 = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 u_{or} N_{or} \quad \text{Ec. 3.2.33}$$

Para usar esta última relación se debe de cumplir que $\frac{u_0}{u_{or}}$ tenga un valor menor que el 10%. $\frac{u_0}{u_{or}}$ da la fracción de área abierta en la placa distribuidora. En este caso es de un 14,33 %, por lo que la relación no es válida. En su lugar se establece un área libre en la placa distribuidora del 10%, es decir, el área de los orificios total es un 10% del área total de la placa:

$$\frac{N_{or} \pi \frac{d_{or}^2}{4}}{\pi \frac{D^2}{4}} = \frac{N_{or} d_{or}^2}{D^2} = 0,10 \quad \text{Ec. 3.2.34}$$

Variando el diámetro de orificio se obtiene un número de orificios por unidad de área (tabla 13).

d_{or} (m)	Nº orificios/m ²
0,001	2250
0,002	563
0,003	250
0,004	141
0,005	90
0,006	63
0,007	46
0,008	35
0,009	28
0,010	23

Tabla 13: Número de orificios por unidad de superficie

En base a los ejemplos de *Kunii* y *Levenspiel* (27), se elige un diámetro de 2 mm y, por tanto, 563 orificios/m², donde la distribución de los orificios puede ser rectangular o triangular. Se elige en distribución triangular por ser más frecuente este diseño. La distancia entre ellos será (figura 38) (27):

$$\text{Rectangular: } L_{or} = \left(\frac{1}{N_{or}} \right)^{0,5} \quad \text{Ec. 3.2.35}$$

$$\text{Triangular: } L_{or} = \left(\frac{2}{\sqrt{3} N_{or}} \right)^{0,5} \quad \text{Ec. 3.2.36}$$

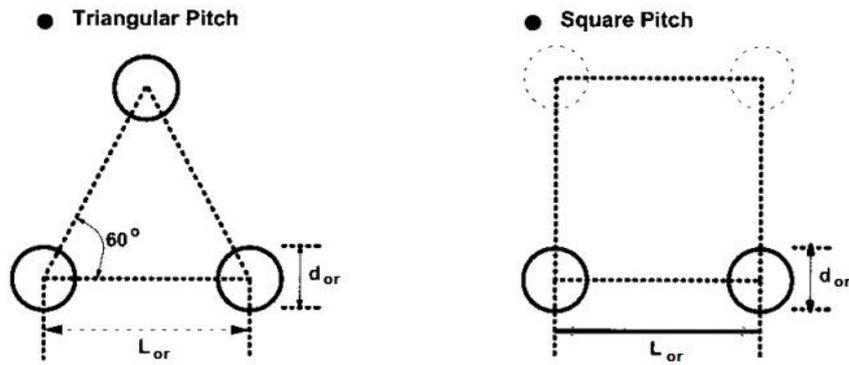


Figura 38: Esquema distribución triangular y rectangular (37)

Por tanto, la distancia entre cada orificio será de: $L_{or} = 0,0453 \text{ m}$ (figura 39).

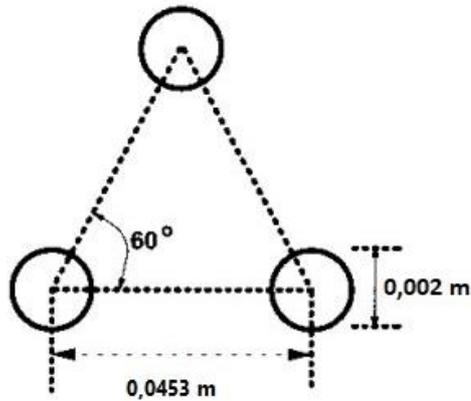


Figura 39: Distribución final del plato distribuidor

3.2.4.3 Plenum

El plenum, o caja de viento, es la cámara que está inmediatamente debajo del distribuidor. Si la relación entre la caída de presión en el lecho y el distribuidor es suficientemente alta, el diseño del plenum probablemente no será demasiado importante. Sin embargo, para el caso en que esta proporción sea baja, el diseño del plenum puede determinar que el lecho funciona satisfactoriamente o no. Si el gas entra en el plenum desde el fondo es preferible que el plenum tenga una distancia suficientemente grande entre la salida del tubo de suministro y el distribuidor para evitar que el gas pase preferentemente a través del centro de la rejilla (figura 40) (37). Por tanto, hay que calcular la altura de dicho plenum (H_{plenum}).

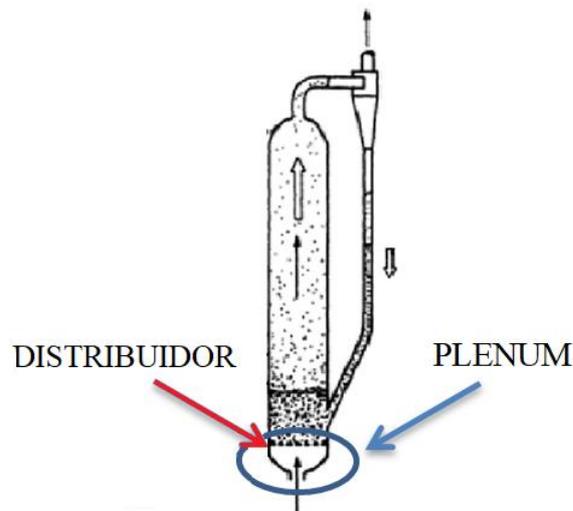


Figura 40: Localización del plenum (27)

El gas entra por la parte inferior del reactor por un conducto de un diámetro ($D_{entrada}$) de 0,05 m (38), y desemboca al plenum. Para calcular su altura, se establece que el gas entrará axialmente por la parte inferior, esto influye en las ecuaciones usadas (tabla 14).

$D_{entrada} > \frac{D_{plenum}}{36}$	$H_{plenum} = 3(D_{plenum} - D_{entrada})$
$D_{entrada} < \frac{D_{plenum}}{36}$	$H_{plenum} = 100 D_{entrada}$

Tabla 14: Ecuaciones para determinar altura plenum con entrada vertical (38)

El diámetro de entrada debe ser menor que el del plenum, el cual se considera que es el mismo que el del lecho. Como $\frac{D_{plenum}}{36}$ es menor que $D_{entrada}$, se determina la altura del plenum de la siguiente forma:

$$H_{plenum} = 3(D_{plenum} - D_{entrada}) = 3(0,15 - 0,05) = 0,3 \text{ m}$$

La entrada al reactor ($D_{entrada} = 0,05 \text{ m}$) está adaptada por un tronco de cono al plenum de una altura de 0,015 m, evitando así una entrada brusca que pueda generar remolinos en la entrada.

3.2.4.4 Aislamiento

Para el aislamiento exterior del reactor se ha elegido lana de roca de la empresa *ROCKWOOL, FIRESAFE INSULATION* de aislamientos de equipos industriales (39). Para ello, se ha aplicado la ecuación de transferencia de calor en capa cilíndrica:

$$Q_{aislamiento} = \frac{2\pi L k \Delta T}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \text{Ec. 3.2.37}$$

donde L es la altura que se desea cubrir, k es la conductividad térmica del aislamiento ($0,035 \frac{W}{m K}$ (39)), r_2 es el radio exterior, r_1 es el radio interior y ΔT la diferencia de temperatura entre la superficie interior y exterior:

$$\Delta T = T_2 - T_1 \quad \text{Ec. 3.2.38}$$

siendo T_2 es la temperatura del interior del reactor calculada anteriormente y T_1 la de la superficie exterior del reactor, que se fija: $T_2 = 552 \text{ °C}$ y $T_1 = 35 \text{ °C}$

El aislante de lana de roca volcánica *ROCKWOOL*, está formada por fibras inorgánicas cuyo punto de fusión es superior a 1.000 °C (39). Para la superficie exterior no debe superar los 80 °C , puesto que es el punto de fusión de la cola de revestimiento. Se ha establecido un valor de 35 °C , también por seguridad.

Se va a hacer un estudio aproximado, con el fin de que se transfiera el menor calor posible, pero sin un espesor ($r_2 - r_1$) de aislamiento demasiado grande (figura 41). Se propone reponer el calor se transmite por las paredes y se pierde con el caudal de arena. Se va a variar r_2 sabiendo que la diferencia de éste con r_1 es el espesor que se está buscando.

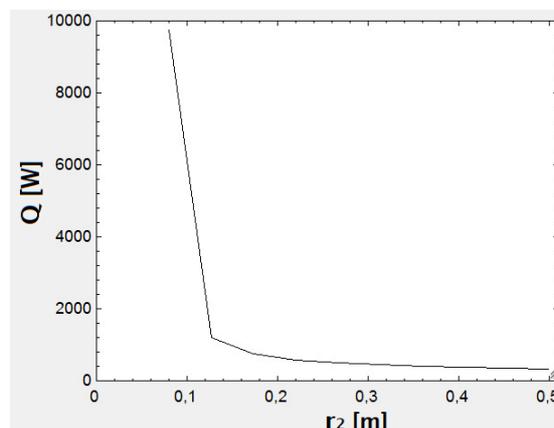


Figura 41: Representación de calor por conducción frente al radio exterior

En $r_2 = 0,14 \text{ m}$, es decir, con un espesor de $0,065 \text{ m}$ del aislante de lana de roca, se tiene unas pérdidas al exterior:

$$Q_{\text{aislamiento}} = 1000 \text{ W}$$

3.3 Ciclón

El ciclón separa las partículas sólidas del gas de salida y devuelve las partículas sólidas de vuelta al lecho denso burbujeante y, de aquí, al lecho fluido circulante (figura 42). Se pueden combinar varios ciclones para formar un sistema de ciclones de múltiples etapas que reside dentro o fuera del lecho. Los ciclones son los separadores gas-sólido más ampliamente adoptados en los lechos fluidizados (16). Los separadores ciclónicos son ampliamente utilizados por su alta eficacia de captación para partículas de más de $5 \mu\text{m}$, como es el caso. Además, es sencillo y barato de construir.

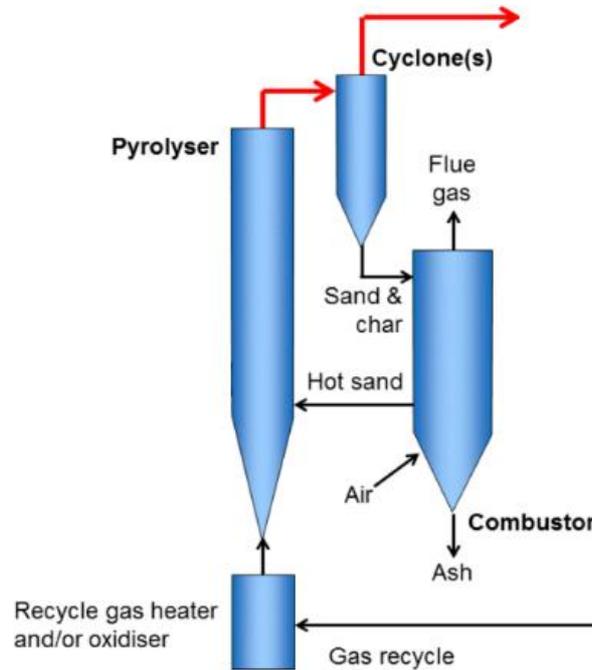


Figura 42: Esquema ilustrativo (40)

Se parte de los datos y resultados obtenidos, pero aquí se considera que el bio-oil es gas aún no condensado, es decir, la corriente másica de gas total (m_{GASES}) será la de gas no condensable, nitrógeno y la que será en el siguiente paso bio-oil, puesto que acaba de salir a 552°C del reactor.

$$m_{GASES} = m_{\text{bio-oil}} + m_{N_2} + m_{\text{gas no condensable}} \quad \text{Ec. 3.3.1}$$

$$m_{\text{bio-oil}} = m_{\text{gas condensable}} \quad \text{Ec. 3.3.2}$$

Para calcular la corriente volumétrica (Q_v) de dichos gases tan sólo hay que multiplicar por la inversa de sus densidades a 552°C .

$$Q_v = m_{\text{gas condensable}} \cdot \rho_{\text{gas condensable}}^{-1} + m_{\text{gas no condensable}} \cdot \rho_{\text{gas no condensable}}^{-1} + m_{N_2} \cdot \rho_{N_2}^{-1} \quad \text{Ec. 3.3.3}$$

Los sólidos a separar en dichas corriente de gases son el char, calculada en el apartado 3.2.4 como $m_{\text{char}}(\text{kg/s})$, y la arena circulante, calculada en el apartado 3.2.4.

$$m_{\text{SÓLIDOS TOTAL}} = m_{\text{char}} + F_s \quad \text{Ec. 3.3.4}$$

Por tanto, se puede calcular la densidad de sólidos en dicha corriente de gas:

$$\rho_{\text{sólidos}} = m_{\text{SÓLIDOS TOTAL}} / \text{Volumen}_{\text{TOTAL}} \quad \text{Ec. 3.3.5}$$

Siendo: $Volumen_{TOTAL} = V_{GAS} + Volumen_{SÓLIDOS}$ Ec. 3.3.6

El volumen de los sólidos es despreciable en comparación al volumen ocupado por el gas.

A partir de aquí se recurre a las fórmulas usadas (41) para dimensionar un ciclón convencional (figura 43):

$$n = \frac{Q_v}{V_g \cdot \frac{D_c^2}{8}} \quad \text{Ec. 3.3.7}$$

$$D_{50} = \left(\frac{\mu \cdot D_c}{14 \cdot V_g \cdot \rho_p} \right)^{0,5} \quad \text{Ec. 3.3.8}$$

donde es n es el número de ciclones y D_{50} es el diámetro de corte para obtener una eficiencia de separación del 50%.

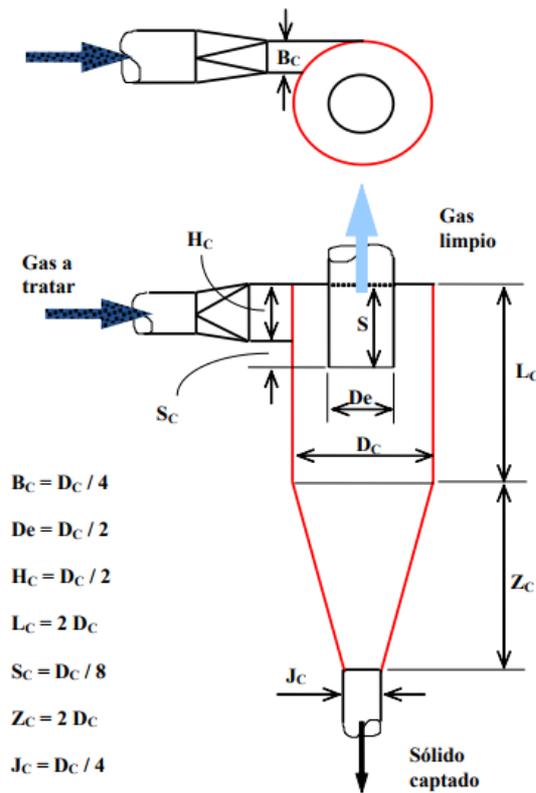


Figura 43: Esquema ciclón (41)

La velocidad de entrada del gas (V_g) debe estar comprendida en el siguiente intervalo:

$$V_g \in [15 - 20] \text{ m/s}$$

siendo usual coger el extremo inferior del intervalo:

$$V_g = 15 \text{ m/s}$$

En primer lugar se hará un análisis de las partículas que contiene la corriente de gas que sale del reactor:

	Char	Arena
Tamaño (μm)	130 (42)	460
% peso	0,37%	99,63%

Tabla 15: Datos iniciales de partículas

Las partículas son de gran tamaño en comparación a los tamaños habituales (5-80 μm), lo que será más

favorable para eliminarlas de la corriente de gas. Para tener una eficacia de eliminación de las partículas del 100% tiene que darse la relación: $D_i/D_{50} \geq 10$ (figura 44).

siendo D_i los distintos i diámetros de partículas que se pueden encontrar en dicha corriente gaseosa.

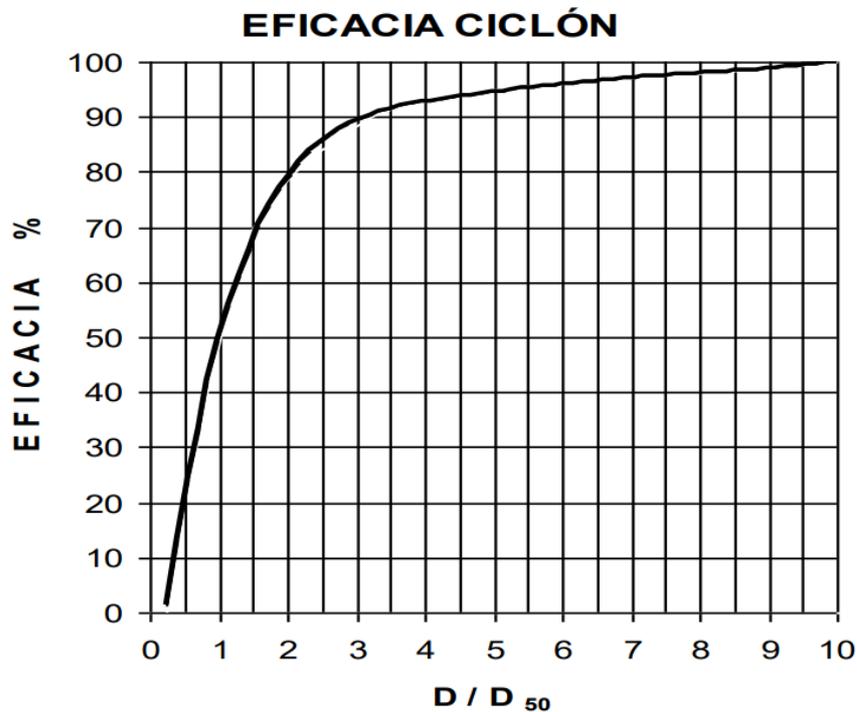


Figura 44: Gráfica que relaciona la eficiencia del ciclón y D/D_{50} (41)

Usando la ecuación 3.3.8, que relaciona D_{50} con el diámetro del ciclón como incuación, y cogiendo las partículas de menor tamaño:

$$\frac{D_{char}}{D_{50}} = \frac{130 \mu m}{D_{50}} \geq 10 \rightarrow D_{50} \leq 13 \mu m$$

Por tanto, hay que aplicar la ecuación 3.3.7 dándole distintos valores al diámetro del ciclón, sin que D_{50} pase el valor anteriormente indicado. De esta forma, se asegura que usa eficiencia de separación completa, pues si se eliminan las partículas de menor tamaño (en este caso, el char) se eliminarán las de arena, que son mayores.

D_c (m)	D_{50} (μm)	n
0,10	2,59	6,464
0,15	3,17	2,873
0,20	3,66	1,616
0,25	4,10	1,304
0,30	4,49	0,7182

Tabla 16: Número de ciclones en función del diámetro

Los valores de los diámetros más frecuentes cumplen la condición de $D_{50} \leq 13 \mu m$ explicada anteriormente. Se va a elegir el valor de diámetro del ciclón (D_c) de 0,15 m, con lo que: $n = 2,873$. Este valor no es válido puesto que tiene que ser un número entero (número de ciclones), por lo que hay que elegir entre el superior y el inferior entero, es decir: $n \in [2,3]$

Se va a eliminar el valor anteriormente asignado a V_g , y ver qué valores adquiere con un valor u otro de n .

$$n = 2 \rightarrow V_g = 21,55 \text{ m/s}$$

$$n = 3 \rightarrow V_g = 14,36 \text{ m/s}$$

Puesto que tiene que cumplirse la condición de diseño impuesta de: $V_g \in [15 - 20] \text{ m/s}$, el valor elegido es:

$$n = 2 \rightarrow V_g = 21,55 \text{ m/s}$$

Así pues, se disponen dos ciclones en paralelo, que además deben estar aislados térmicamente para evitar pérdidas al entrar en el sistema de combustión. Suponiendo que el producto llega al ciclón con 552°C y la superficie se encuentra a 35°C, al igual que el reactor, por seguridad se calcula el calor transmitido, esta vez por unidad de longitud en la ecuación 3.3.9. El aislante elegido es de lana de roca, el mismo que el reactor.

$$Q_{\text{aislamiento}}/L = \frac{2\pi k \Delta T}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \text{Ec. 3.3.9}$$

Se obtiene de esta forma: 115,92 W/m.

El resto de resultados geométricos (figura 43) son los siguientes:

$$B_c = 0,0375 \text{ m}$$

$$B_E = 0,075 \text{ m}$$

$$H_C = 0,075 \text{ m}$$

$$J_C = 0,0375 \text{ m}$$

$$L_C = 0,3 \text{ m}$$

$$S_C = 0,01875 \text{ m}$$

$$Z_C = 0,3 \text{ m}$$

3.4 Cámara de combustión

Las partículas sólidas separadas de la corriente de gas son llevadas a la cámara de combustión (figura 45), donde el char es quemado y las partículas de arena son llevadas a mayor temperatura para recircularla de nuevo al reactor como fuente de calor.

En efecto, la arena entrará de nuevo al reactor a 700°C, y saldrá a 400°C de éste (29). El calor que gana en la cámara de combustión lo cede a la reacción endotérmica que tiene lugar en el reactor. En la cámara de combustión se quema el char que se crea en el proceso de pirólisis.

Una propuesta para conseguir el efecto deseado es una caldera de lecho burbujeante, que permite la combustión del carbón, y cuyo diseño fluidodinámico es similar al de un lecho burbujeante. El char junto con la arena entran en contacto dentro del equipo, con una corriente ascendente de aire los mantiene en suspensión mientras se desarrolla el proceso de combustión (43). La corriente de arena caliente vuelve al reactor circulante por diferencia de presiones. Se va a realizar un diseño con una velocidad de fluidificación mayor que la de mínima fluidización y menor que la terminal, que es el principio básico de diseño de lecho burbujeante para que de lugar la suspensión de materia del lecho.

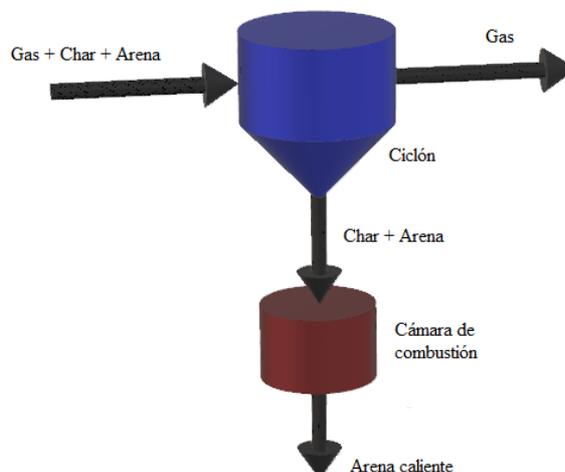


Figura 45: Esquema ciclón y cámara combustión

Puesto que se trata de una combustión se requiere una corriente de aire para que se realice la dicha combustión (figura 46).

Se va a designar un diámetro similar al del lecho burbujeante calculado en el anexo 5, y puesto que el porcentaje de char es bastante menor que el de arena se va a despreciar en los cálculos fluidodinámicos (tabla 18), por lo que se puede recurrir a las ecuaciones y cálculos incluidos en dicho anexo. La velocidad designada será 2 m/s (figura 47).

Char	Arena
0,37% p	99,63% p

Tabla 17: Porcentajes char y arena recirculada

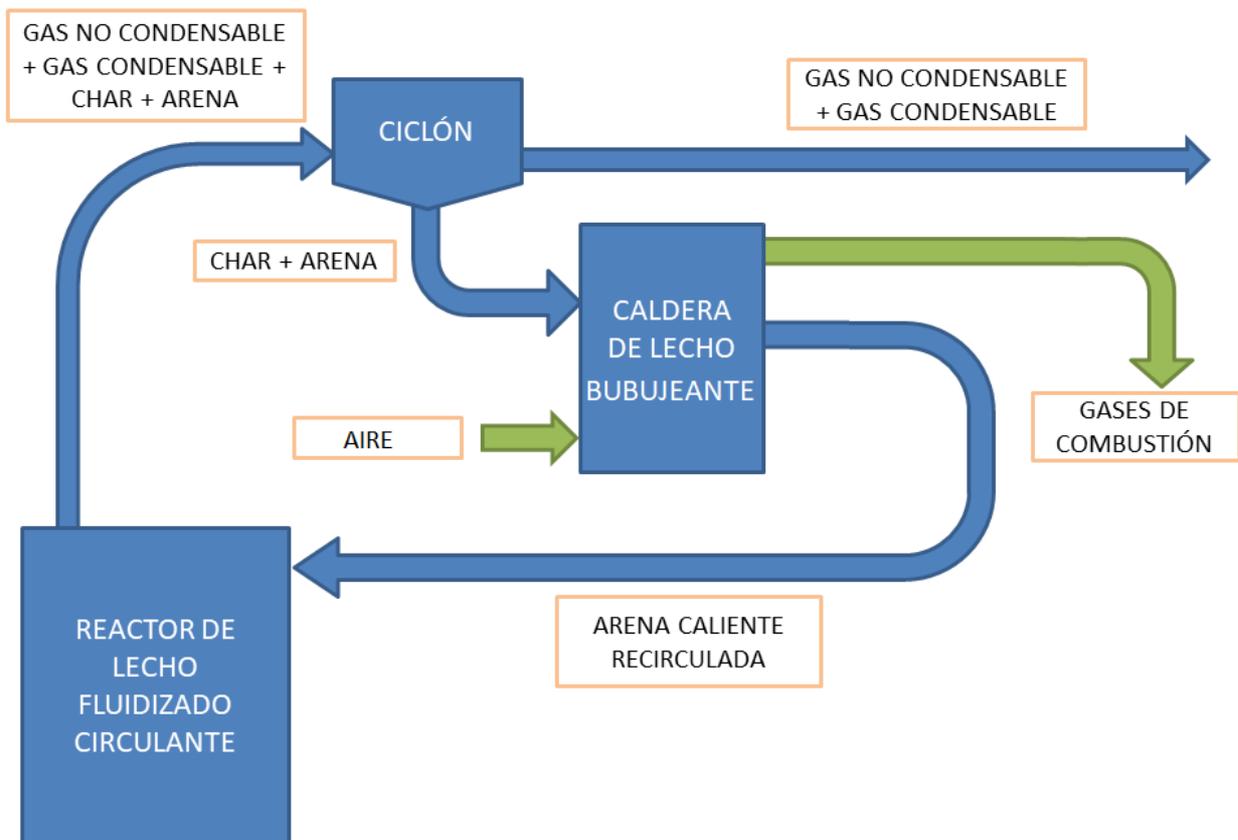


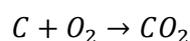
Figura 46: Caldera de lecho burbujeante

La temperatura en el interior será de 850 - 900°C (43), para que se descomponga el char introducido, compuesto en la mayor parte por carbón. Los gases de combustión (figura 47) estarán, compuestos en su mayoría por N₂ y CO₂. Considerando el aire compuesto por nitrógeno (79 % v) y oxígeno (21 % v).

Por tanto se va a tomar los siguientes resultados del anexo 5:

$$u_t = 3,352 \text{ m/s} \quad D = 0,15 \text{ m} \quad H = 0,98 \text{ m} \quad u = 2 \text{ m/s}$$

Se va a calcular el caudal másico de aire estequiométrico necesario para la combustión, dada la reacción:



Se sabe que el caudal másico de biomasa es 120 kg/h, el caudal másico de char es 33 kg/h y se considera compuesto por carbono, por lo que se obtiene:

$$33 \frac{\text{kg C}}{\text{h}} = 0,0092 \frac{\text{kg C}}{\text{s}} = 0,764 \frac{\text{mol C}}{\text{s}} \rightarrow 0,764 \frac{\text{mol O}_2}{\text{s}}$$

$$0,764 \frac{\text{mol } O_2}{s} = 0,0244 \frac{\text{kg } O_2}{s} \rightarrow 0,106 \frac{\text{kg aire}}{s}$$

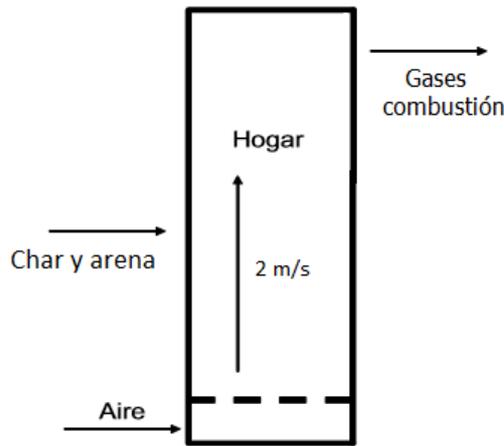


Figura 47: Caldera de lecho fluidizado

El diseño completo de este equipo implica los quemadores, distribuidor, longitud total de la cámara de combustión, soplante del ventilador y sistema de control, que queda fuera del alcance del TFG.

3.5 Sistema de condensación

La técnica más común para el enfriado y la condensación de vapor son los intercambiadores de calor de carcasa y tubo conectados en serie (tren de condensación) (figura 48). Una de las desventajas se debe a la presencia de gases no condensables, que aumentan el tamaño de los intercambiadores.

Para el caso del vapor resultante de un proceso pirolítico es preferible un enfriamiento rápido, para que no de lugar al craqueo secundario de los vapores condensables convirtiéndose así en no condensables, y penalizando el producto de bio-oil.

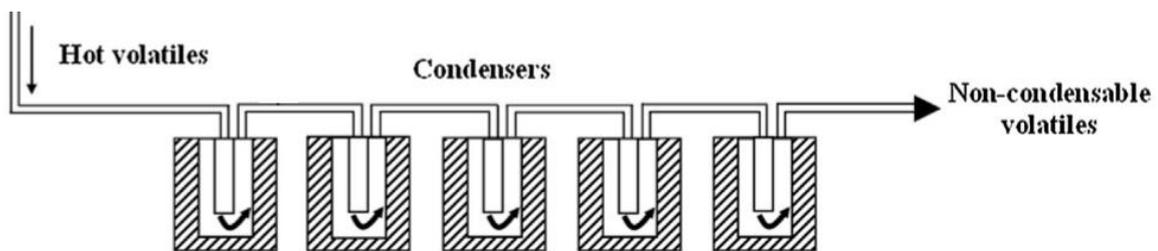


Figura 48: Tren de condensado (44)

Otra opción para la condensación, a parte del tren de condensado, es una torre de pulverizado o torre quench en la que se produce un contacto directo. En la torre quench se introducen los gases pirolíticos y se pulveriza bio-oil sobre ellos, de forma que se baja la temperatura de estos y gran parte de ellos condensa. Los gases no condensados pasan a un intercambiador, donde se introduce agua como fluido refrigerante para reducir la temperatura a una temperatura menor que la de condensación ($\sim 90^\circ\text{C}$) (36). Finalmente, pasan a bio-oil aquellos condensables, separándose así de los no condensables. El bio-oil obtenido pasa por un filtro. De este bio-oil que se ha obtenido se divide, y se desvía una pequeña fracción en el quench para pulverizar sobre los vapores y enfriarlos por contacto directo (figura 49 y 50).

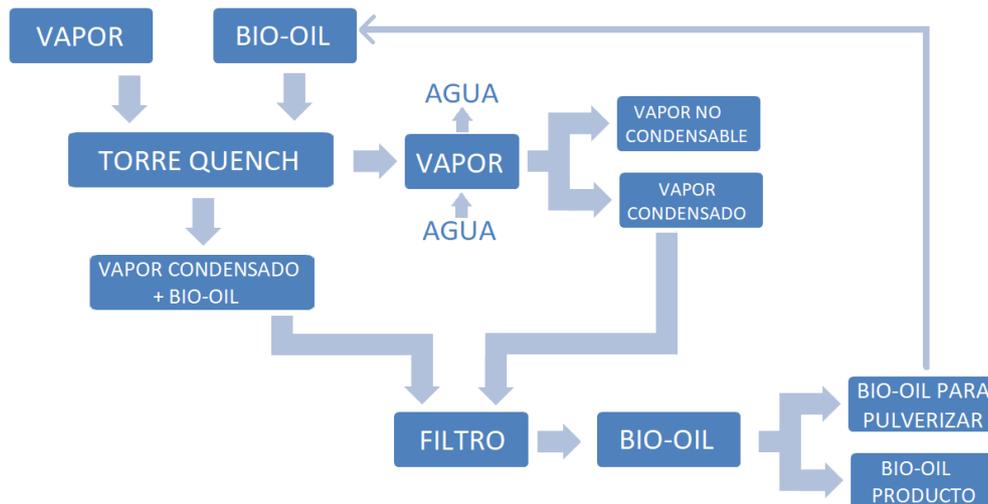


Figura 49: Esquema del proceso de condensación

Por tanto, para una condensación más rápida y eficaz es preferible la torre quench, debido a la alta transferencia de calor que sólo se consigue en los casos de contacto directo entre dos fluidos. En el proceso, cuanto mayor sea la velocidad de enfriamiento de dicho vapor mayor es el producto de bio-oil, pues a menor velocidad se produce craqueo secundario, pasando de esta forma parte del gas condensable a no condensable. Una parte de dicho gas no condensable está formado por el nitrógeno introducido en el reactor para la fluidización (45).

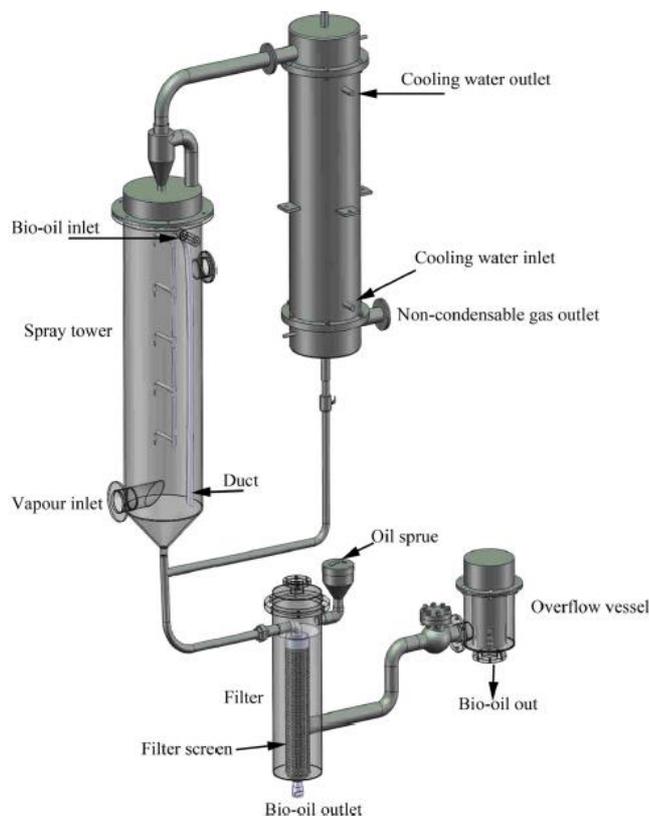


Figura 50: Estructura del intercambiador gas-líquido (condensador) o torre quench (4)

En la torre de pulverización se enfrían los vapores con el líquido de temperatura ambiente (20-25 °C (46)) que contacta directamente con vapores calientes (aproximadamente 350 °C) (4). Del producto obtenido de bio-oil un porcentaje de 5-30% se destina a ser pulverizado sobre la corriente de gas. Dicho bio-oil es impulsado por una bomba.

Al desconocer muchos datos de condensación no se puede dimensionar la torre quench, si bien se realiza un planteamiento inicial en el Anexo 6, que incluye los balances energéticos y másicos en el quench que tiene lugar en la torre de pulverización, y el de contacto indirecto de carcasa y tubos de gas y agua.

Una vez condensado el bio-oil pasa por un filtro de malla de acero inoxidable, tiene como fin separar algún sólido que no haya sido separado por el ciclón y esté en el bio-oil, y finalmente pasará por un filtro de tipo coalescente (4) para eliminar gotas de agua o gas no condensado. Los tipos de filtros están explicados en el anexo 6, siendo el filtro de malla de acero inoxidable del tipo AISI316L de la empresa UNITECNO, y el coalescente de la empresa AmesPore.

3.6 Sistemas auxiliares

Existen otros elementos en la instalación, como es el sistema de calentado del gas fluidizante (nitrógeno). El nitrógeno es impulsado por una soplante e introducido en el reactor ya calentado, a una temperatura de 700 °C como se indicó en apartados anteriores, y calienta la biomasa. Para simplificar los cálculos se toma 475°C de entrada tanto de la biomasa como del nitrógeno. Por tanto, para calentar el nitrógeno se usará un intercambiador con los gases de combustión de la caldera de lecho burbujeante, y seguidamente se encuentra con otro precalentador que acaba de proporcionarle la temperatura que se desea (figura 51).

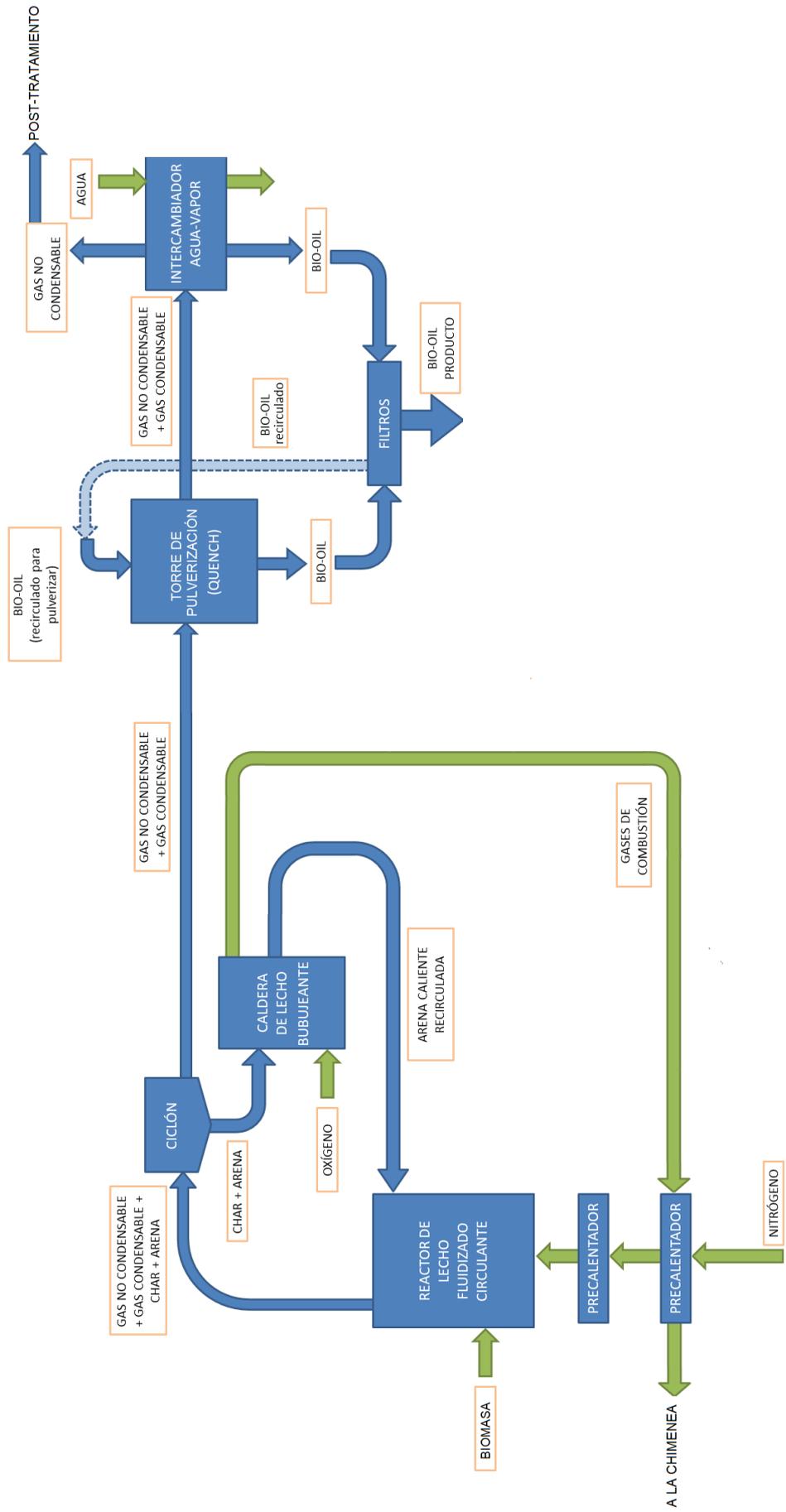


Figura 51: Esquema final de la instalación

REFERENCIAS

1. **Basu, Prabir.** Chapter 3, Pyrolysis and Torrefaction. *Biomass gasification and pyrolysis*. 2010, 65-96.
2. **Bridgwater, Anthony V.** Biomass fast pyrolysis. 2004.
3. **Van de Velden, Manon, y otros.** Fast Pyrolysis of Biomass in a Circulating Fluidised Bed. 2007.
4. **Li, Zhihe, y otros.** Design and operation of a down-tube reactor demonstration plant for biomass fast pyrolysis. 2016.
5. **Kaushal, Priyanka y Abedi, Jalal.** A simplified model for biomass pyrolysis in a fluidized bed reactor. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*. 2010, 748-755.
6. **Bridgwater, A.V.** Principles and practice of biomass fast pyrolysis processes for liquids. 1998.
7. **Pütün, Ersan, Ates, Funda y Pütün, Ayse Eren.** Catalytic pyrolysis of biomass in inert and steam atmospheres. *Fuel* 87. 2007, págs. 815-824.
8. **Sembiring, Kiky C, Rinaldi, Nino y Simanungkalit, Sabar P.** Bio-oil from Fast Pyrolysis of Empty Fruit Bunch at Various Temperature. *Energy Procedia* 65, 162 – 169. 2015.
9. **Bridgwater, Anthony V.** Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*. 2012, 68-94.
10. **Oasmaa, Anja.** *A guide to physical property characterisation of biomass- derived fast pyrolysis liquids*. Espoo, Finland : VTT PUBLICATIONS 450, 2001.
11. **Balat, Mustafa, y otros.** Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. *Energy Conversion and Management*. 2009, 3147-3157.
12. **Basu, Prabir.** Chapter 9, Production of Synthetic Fuels and Chemicals from Biomass. *Biomass gasification and pyrolysis*. 2010, 301-323.
13. **Shun, Tan, y otros.** Recent progress of catalytic pyrolysis of biomass by HZSM-5. pags. 641-650. 2015.
14. **Jahirul, Mohammad I, y otros.** Biofuels Production through Biomass Pyrolysis- A technological Review. *Energies*, 2012, págs. 4952-5001.
15. **Banks, S.W. y Bridgwater, A.V.** *Catalytic fast pyrolysis for improved liquid quality*. Elsevier, 2016.
16. **Czajczyńska, D., y otros.** *Potential of Pyrolysis Processes in the Waste Management Sector*. 2017.
17. **Basu, Prabir.** Chapter 2, Biomass Characteristics. *Biomass gasification and pyrolysis*. 2010.
18. **Raveendran, K, Ganesh, Anuradda, Khilar, Kartic C.** Pyrolysis characteristics of biomass and biomass components. s.l. : Elsevier Science Ltd, 1996, Vol. 75.
19. **Lomas Esteban, J. M., y otros.** *Valorización de la biomasa del País Vasco*. Bilbao : Ente Vasco de la Energía, 2001.

-
20. **Basu, Prabir.** Chapter 8, Biomass Handling. *Biomass Gasification and Pyrolysis*. 2010.
 21. *Boletín Oficial del Estado (BOE)*.
 22. **RESA: Armengol Grau, Oriol Farré.** *Situación y potencial de valorización energética directa de residuos. Estudio técnico PER 2011-2020*. Madrid : IDAE, 2011.
 23. Universidad Nacional de Educación a Distancia. <http://www2.uned.es/biblioteca/rsu/pagina1.htm>. 2017
 24. **Margarit i Roset, J.** *Evaluación del potencial de energía de la biomasa. Estudio Técnico PER 2011-2020*. Madrid. 2011.
 25. **Zambrana Vásquez, David Alejandro.** *Estudio de la valorización energética de la “fracción resto” del ecovertedero de Zaragoza*. s.l.: Acta Nova, 2010.
 26. **Sanaú Graus, Ana.** *TECNOLOGÍAS DE VALORIZACIÓN DE RECHAZO DE RSU, APROVECHAMIENTO COMO COMBUSTIBLE DERIVADO DE RESIDUO (CDR)*. 2016.
 27. **Kunii, D y Levenspiel, O.** *Fluidization engineering*. s.l. : Butterworth-Heinemann, 1991.
 28. **Papadikis, K., Gu, S. y Bridgwater, A.V.** *CFD modelling of the fast pyrolysis of biomass in fluidised bed reactors. Part B Heat, momentum and mass transport in bubbling fluidised beds*. s.l. : Elsevier, 2008.
 29. **Bridgwater, A.V. y Peacocke, G.V.C.** *Fast pyrolysis processes for biomass*. 2000.
 30. **Luo, Zhongyang, y otros.** Research on biomass fast pyrolysis for liquid fuel. *Biomass and Bioenergy* 26. 2004, págs. 455-462.
 31. **MetaTech™, Metalfab MT.** *Screw Feeders*. 2017
 32. ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html. *Cálculo de Transportadores, Tutorial N° 143*.
 33. **Rhodes, Martin.** *Introduction to Particle Technology*. s.l. : John Wiley & Sons Ltd, 2008.
 34. **Kunii, D y Levenspiel, O.** *Circulating fluidized-bed reactors*. s.l. : Chemical Engineering Science, Vol. 52, 1997.
 35. **Levenspiel, O.** *Ingeniería de las reacciones químicas*. s.l. : Limusa Wiley, 2004.
 36. **Conrad, S., Schulzke, T. y Westermeyer, J.** *IMPROVEMENT OF PYROLYSIS LIQUID USABILITY BY STAGED CONDENSATION OF PYROLYSIS VAPOURS FROM ABLATIVE FLASH PYROLYSIS OF BARLEY STRAW*. Oberhausen, Germany : s.n., 2015.
 37. **Yang, Wen-Ching.** *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. s.l. : Marcel Dekker, Inc., 2003.
 38. **Abelgawad, Borhan.** *Design of a gas-solid fluidized bed reactor at high temperature and high pressure*. Montreal. 2013.
 39. **FIRESAFE INSULATION, ROCKWOOL.** *Aislamientos de equipos industriales*. Barcelona : s.n., 2016.
 40. Direct Thermochemical Liquefaction. 2017. <http://task34.ieabioenergy.com/pyrolysis-reactors/>. (Última consulta: septiembre 2017)
 41. *Diapositivas asignatura Tecnologías del medio ambiente*.
 42. **Rajamma, Rejini, Ball, Richard J. y Tarelho, Luís A. C.** *Characterisation and use of biomass fly ash in cement-based materials*. 2009.
 43. **eléctrica, Tecnologías de generación.** *El futuro del carbón en la política energética española, capítulo 5*.
 44. **Mkhize, N. M. y Danon, P.** *Condensation of the hot volatiles from waste tyre pyrolysis*. s.l. : Elsevier, 2017.
 45. **Papadikis, K y Kiran Kumar Palla, V.S.** *Computational modelling of the condensation of fast pyrolysis vapours in a quenching column. Part A: Hydrodynamics, heat transfer and design optimisation*. s.l. : Elsevier, 2014.
 46. **Wilkomirsky, I. y Moreno, E.** *Bio-Oil Production from Biomass by Flash Pyrolysis in a Three-Stage*

Fluidized Bed Reactors System. Chile : s.n., 2014.

47. **AmesPore**. *Filtros vela y Tubos porosos*. 2017.

48. **Engineering Solutions, UNITECNO**. *Equipos de filtración*. Barcelona. 2017.

49. **Lehmann, Johannes y Joseph, Stephen**. *Biochar for Environmental Management: science, technology and implementation*.

50. **Basu, Prabir**. Chapter 1, Pyrolysis and Torrefaction. 2010.

51. Direct Thermochemical Liquefaction. <http://task34.ieabioenergy.com/pyrolysis-reactors/>. (Última consulta: septiembre 2017)

52. **Generalitat Valenciana, Conselleria de infraestructuras territorio y medio ambiente**. 2. *Residuos urbanos*.



ANEXOS

ANEXO 1: ESPECIFICACIONES DEL TORNILLO DOSIFICADOR

Se dispone de un caudal volumétrico de 100 l/h que corresponde con 3,531 ft³ /h, se selecciona el modelo MT-1 1/2 (tabla A1) que permite transportar hasta 8ft³ /h, obteniendo un diámetro de 50,8 mm (figura A1).

Características y beneficios

- Sólo 2 piezas móviles (Accionamiento y Tornillo)
 - Garantiza un rendimiento fiable y duradero con un tiempo de inactividad mínimo del proceso
- Sellado en línea de la unidad de tipo O-Ring
 - Asegura un funcionamiento libre de polvo y facilita la alineación del eje del tornillo después de cambiar o limpiar.
- Agitador único / tornillo acondicionador
 - Mantiene una densidad de producto consistente llenando completamente el tornillo de alimentación para una alimentación de ± 1 de alta precisión.
- Combinaciones intercambiables de tornillo / tubo
 - Disponible en tamaños de 1/2 "a 6" y permite velocidades de alimentación de 0,05 a 550 ft³/h
- En funcionamiento, el tornillo agitador / acondicionador empieza a mover los materiales hacia adelante en el canal del alimentador (figura A2). Dado que los tornillos del agitador / acondicionador tienen un diámetro mayor que el tornillo de dosificación (alimentación) y la configuración del alambre, su capacidad es mayor que la del tornillo dosificador, permitiendo que el material fluya a través y alrededor de él.
- Motor - Variador de frecuencia variable.

Model	Feed Rate Max (cu ft/hr)	"L"	"A"	"OD"	"HP"
MT-3/4	1	8"	2"	1"	3/4
MT-1	3	8"	2 3/4"	1 1/2"	3/4
MT-1 1/2	8	8"	2 3/4"	2"	3/4
MT-2	20	8"	3"	2 1/2"	3/4
MT-3	60	12"	3 1/4"	3 1/2"	1
MT-4	175	14"	3 3/4"	4 1/2"	1
MT-6	550	21"	4 3/4"	6 5/8"	1

Tabla A 1: Modelos de tornillo dosificador (31)

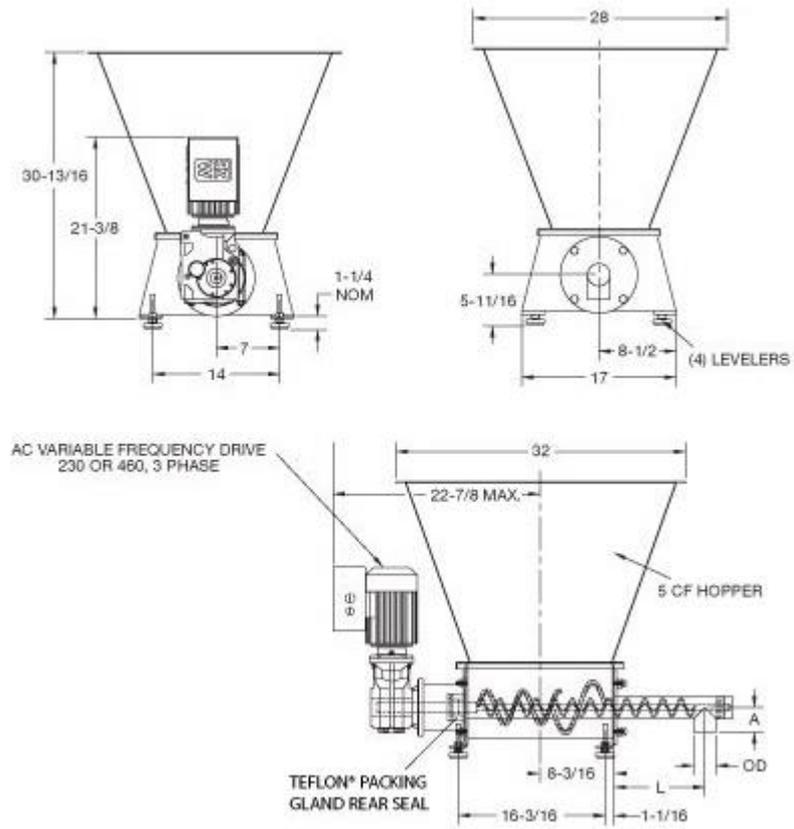


Figura A 1: Acotaciones de sistema de alimentación (31)

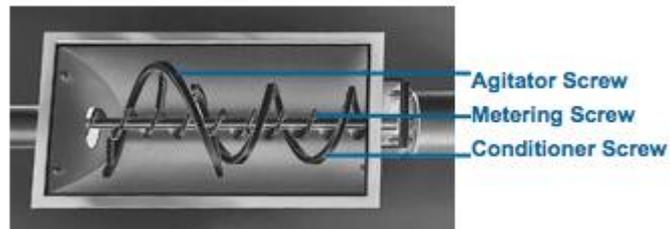


Figura A 2: Interior tornillo (31)

ANEXO 2: TIPOLOGÍA DE REACTORES

Los cuatro tipos principales de reactores que pueden usarse en el proceso de pirólisis son los siguientes:

Reactor de lecho fijo

El sistema de pirólisis en lecho fijo funciona de modo discontinuo. El calor para la descomposición térmica se suministra a partir de una fuente externa o de una combustión limitada en un horno. El producto puede salir por la expansión de volumen o por un gas de barrido (inerte sin oxígeno) para eliminar el gas producto. El char permanece en el reactor (1).

Los reactores de lecho fijo generalmente operan con largo tiempo de residencia y baja velocidad de calentamiento. Estos tipos de reactores se consideran para aplicaciones de calor y energía a pequeña escala (14).

Reactor de lecho fluidizado burbujeante

El reactor de lecho fluidizado consiste en una mezcla fluida-sólida que exhibe propiedades similares a las de los fluidos. Estos reactores son los más favorables para la pirólisis rápida ya que proporcionan una rápida transferencia de calor, un buen control de la reacción y del tiempo de residencia del vapor, y un buen contacto superficial entre el fluido y la fase sólida (14).

Proporcionan un buen contacto sólido-gas que favorece la transferencia de calor permitiendo un buen control de la temperatura. Se calienta rápidamente la biomasa en un ambiente sin oxígeno, descomponiéndose en char, vapor y gas. La corriente de gas de fluidización transporta los componentes de biomasa descompuestos, el char producido se separa mediante un ciclón y el vapor se enfría rápidamente condensándose en bio-oil. La pirólisis en lecho fluidizado burbujeante produce bio-oil del 70 al 75% del peso de la biomasa en base seca. Los reactores de lecho fluido burbujeante necesitan tamaños de partícula de biomasa pequeños (2 - 6 mm) para obtener altas tasas de calentamiento de biomasa (14).

Reactores de lecho fluidizado circulante

Los lechos fluidizados circulantes tienen características similares a los reactores de lecho fluidizado burbujeantes excepto con tiempos de residencia más cortos, debida a una mayor velocidad del gas (mayor que la velocidad terminal), que da lugar a un mayor arrastre de sólidos fuera del lecho que se recirculan a la base del lecho. El contenido de carbón en el bio-oil será mayor que en los reactores de lecho fluidizado burbujeante (14).

Reactor Ablativo

Se crea una alta presión entre una partícula de biomasa y una pared de reactor caliente (figura A3). La biomasa que se desliza contra la pared deja una película líquida que se evapora y sale de la zona de pirólisis, que es la interfaz entre la biomasa y la pared. Como resultado de una alta transferencia de calor y un corto tiempo de residencia de gas, se puede obtener un producto líquido que represente el 80 %p del total producido. La presión entre la biomasa y la pared se crea por medios mecánicos o por fuerza centrífuga. En un sistema mecánico, la biomasa se presiona contra una placa caliente giratoria (1).

Las ventajas de los reactores ablativos son que el material de alimentación no requiere una molienda excesiva, y el proceso permite un tamaño de partícula de biomasa mucho mayor que otros tipos de reactores de pirólisis. Así, se pueden utilizar partículas de hasta 20 mm de tamaño en contraste con el tamaño de partícula de 2-6 mm requerido para diseños de lecho fluidizado (14).

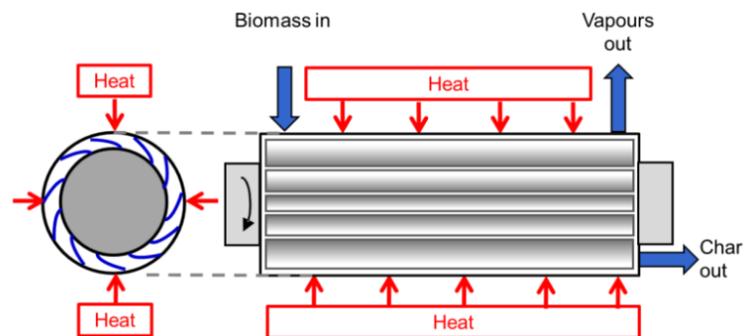


Figura A 3: Esquema reactor ablativo rotativo (40)

Para la elección y diseño de reactores hay que tener en cuenta una serie de claves que se indican en la tabla A2:

REACTOR	
Configuración del reactor	Hay muchas configuraciones desarrolladas, no hay una única solución
Suministro de calor	Se necesita transferir una gran cantidad de calor
Transferencia de calor	Gas/sólido y/o sólido/sólido
	Limitado por la conductividad de la biomasa.
ACONDICIONAMIENTO DEL PRODUCTO Y COLECCIÓN	
Tiempo de residencia de vapor	Crítico para químicos, menos para fuel.
Craqueo secundario	Reduce el producto líquido.
Separación de carbón	Difícil de vapor o líquido.
Separación de cenizas	Más difícil que separar carbón.
Recolección de líquidos	Difícil. El más recomendado es un quench.

Tabla A 2: Consideraciones principales para diseño (29)

ANEXO 3: PROGRAMA DE CÁLCULOS CINÉTICOS

El programa con la cinética de la reacción implementada es el siguiente (para calcular el mayor porcentaje de producto líquido (bio-oil) se recurre a la función min/max de la barra de herramientas de EES):

```

Equations Window

Function oilt(T;t_R)

k10=14300 {s-1}
k20=4,12*10^6
k30=7,37*10^5
k40=3,66*10^4
k50=3,615

E1=88 {kJ/mol}
E2=112
E3=106
E4=75
E5=32
R=8,314475/1000

k1=k10*exp(-E1/(R*T))
k2=k20*exp(-E2/(R*T))
k3=k30*exp(-E3/(R*T))
k4=k40*exp(-E4/(R*T))
k5=k50*exp(-E5/(R*T))

GAS=0
OIL=0
CHAR=0

M_oil[0]=0
M_char[0]=0
M_gas[0]=0
M_bio[0]=1

    i=1
    Repeat

w_bio[i]=-(k1+k2+k3)*M_bio[i-1]
w_gas[i]=k1*M_bio[i-1]+k4*M_oil[i-1]
w_oil[i]=k2*M_bio[i-1]-(k4+k5)*M_oil[i-1]
w_char[i]=k3*M_bio[i-1]+k5*M_oil[i-1]

M_gas[i]=w_gas[i]*t_R
M_oil[i]=w_oil[i]*t_R
M_char[i]=w_char[i]*t_R
M_bio[i]=M_bio[i-1]+w_bio[i]*t_R

OIL=OIL+M_oil[i]
BiO=1-M_bio[i]
CHAR=CHAR+M_char[i]
GAS=GAS+M_gas[i]

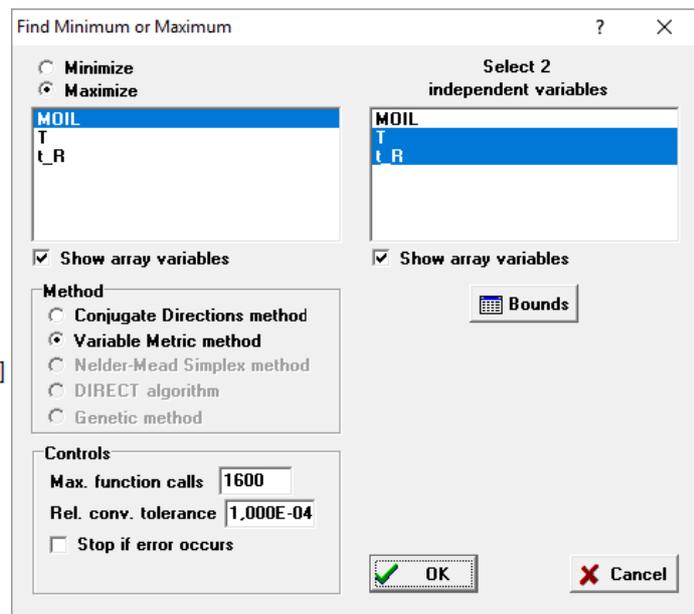
CONVERSION=100*(M_bio[0]-M_bio[i])/M_bio[0]

    i=i+1
    Until(CONVERSION<99)
    OILt=OIL

End

MOIL=oilt(T;t_R)

```



ANEXO 4: FASES DE FLUIDIFICACIÓN

La fluidificación o fluidización es la operación mediante la cual las partículas sólidas adquieren un estado fluido a través de la suspensión en un gas o líquido (27). Toomey y Johnstone (1952) propusieron la teoría de la fluidización en dos fases, la fase en partículas (o emulsión) y la fase burbujeante. La velocidad de flujo a través de la fase de emulsión es igual a la velocidad de flujo para la fluidización mínima, y el vacío es esencialmente constante en ε_{mf} . Cualquier flujo superior al requerido para la fluidización mínima aparece como burbujas en la fase de burbuja separada (37).

Si un fluido pasa a través de un lecho de partículas finas, con baja velocidad, el fluido simplemente se filtra a través de los espacios vacíos entre las partículas estacionarias (figura A4 a). Se trata de un lecho fijo, donde la velocidad del gas no supera la velocidad de mínima fluidización de las partículas, y, en consecuencia, no se produce fluidización de las mismas. Con un aumento de la velocidad, las partículas se separan y unas pocas vibran y se mueven en regiones restringidas; en ese caso, se trata de un lecho expandido.

A una velocidad mayor, se alcanza un punto en el que todas las partículas están suspendidas simplemente por el gas que fluye hacia arriba, que ha alcanzado la velocidad mínima de fluidización. En este punto, la fuerza de fricción entre la partícula y el fluido equilibra el peso de las partículas, y la caída de presión a través de cualquier sección del lecho es igual al peso de fluido y partículas en esa sección. Se considera que el lecho es de fluidización mínima (figura A4 b).

En un sistema líquido-sólido, un aumento en la velocidad de flujo por encima de la fluidización mínima da lugar a una expansión del lecho. Las inestabilidades de flujo permanecen pequeñas, y la heterogeneidad, o grandes vacíos de líquido, no se observan en condiciones normales. Se denomina lecho homogéneamente fluidizado, o un lecho fluidizado de forma uniforme (figura A4 c) (27).

Generalmente, los sistemas gas-sólido se comportan de manera muy diferente. Con un aumento del caudal más allá de la fluidización mínima, se observan grandes inestabilidades con burbujeo y canalización de gas. A mayores caudales, la agitación se hace más violenta. Además, el lecho no se expande mucho más allá de su volumen con una fluidización mínima. Tal lecho se denomina lecho fluidizado agregado, un lecho fluidizado heterogéneo, o un lecho fluidizado burbujeante (figura A4 d). En algunos casos poco usuales, los sistemas líquido-sólido también se comportan como lecho burbujeantes, cuando los sólidos son muy densos y están fluidizados por líquidos de baja densidad (27).

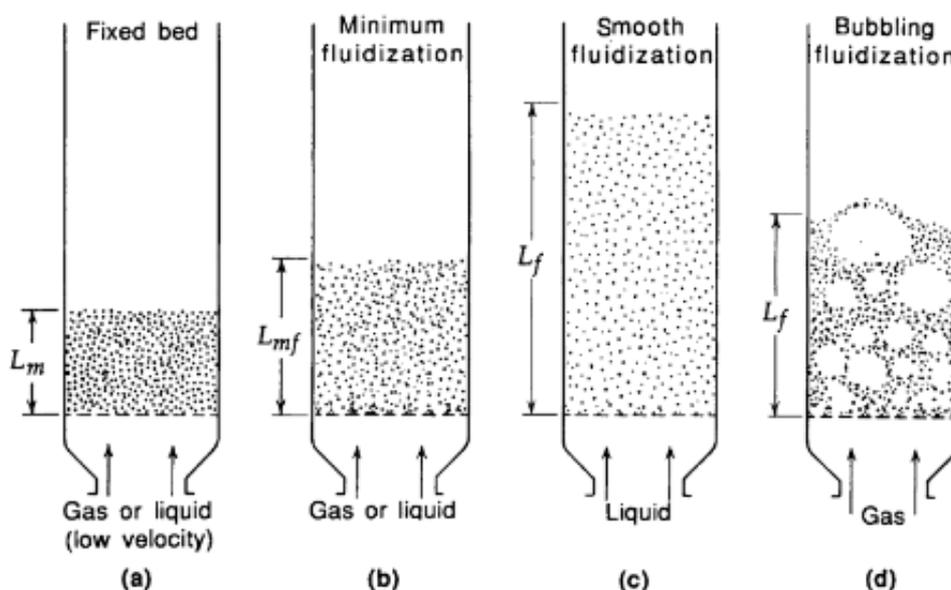


Figura A 4: Regímenes de fluidización en función de la velocidad del gas fluidizante I (27).

En los sistemas de gas-sólido, las burbujas de gas crecen a medida que se elevan. En el caso de partículas finas, estas fluyen suavemente hacia abajo por la pared alrededor del vacío creciente del gas. Esto se denomina *slugging*, con burbujas axiales (figura A5 a). Para partículas gruesas, la porción del lecho por encima de la burbuja es empujada hacia arriba. Las partículas caen de la burbuja, que finalmente se desintegra. Al poco tiempo se forma otra burbuja, y se repite este movimiento oscilatorio inestable. Esto se denomina una burbuja plana (figura A5 b). El *Slugging* es especialmente grave en largos y estrechos lechos fluidizados (27).

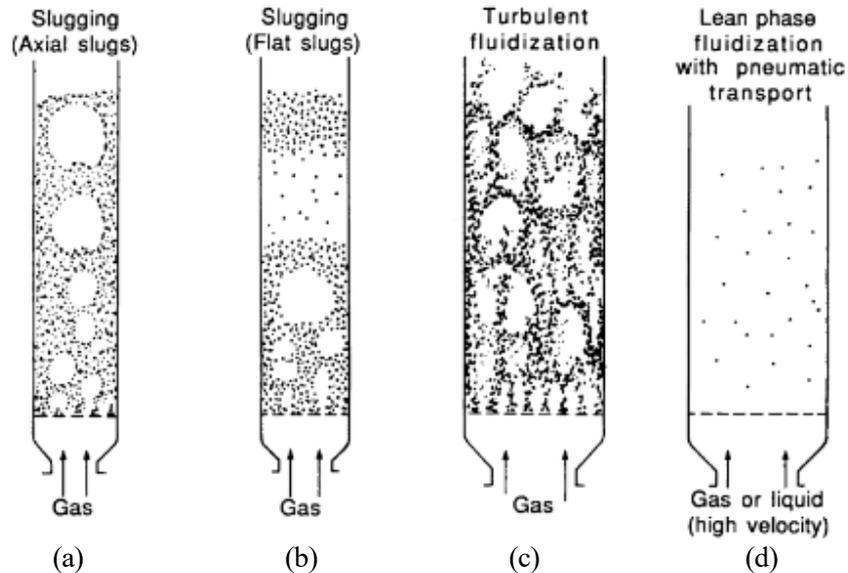


Figura A 5: Regímenes de fluidización en función de la velocidad del gas fluidizante II (27).

Cuando se fluidifican partículas finas a una velocidad de gas suficientemente alto, se supera la velocidad terminal de los sólidos, desaparece la superficie superior del lecho, se aprecia el arrastre. En lugar de burbujas, se obtiene un movimiento turbulento de aglomerados sólidos y de gas de diversos tamaños y formas. Este es el lecho fluidizado turbulento (figura A5 c). Con un aumento adicional de la velocidad del gas, ocurre un transporte neumático de sólidos en el lecho (figura A5 d), en el que no existen burbujas. Los sólidos se desplazan hasta la salida y no ocupan más del 10% del lecho (27).

Tanto en la fluidización turbulenta, como en las demás fases con velocidades mayores que la terminal, las grandes cantidades de partículas son arrastradas, lo que impide las operaciones en estado estacionario. Para el funcionamiento en estado estacionario en estos casos, las partículas arrastradas han de ser recogidas por ciclones (figura A6 a). A velocidades altas se arrastra un gran porcentaje de sólidos, lo que usualmente requiere el uso de grandes colectores ciclónicos fuera del lecho (figura A6 b) y, posteriormente, se recirculan estas partículas. Este sistema se llama lecho fluidizado circulante (27).

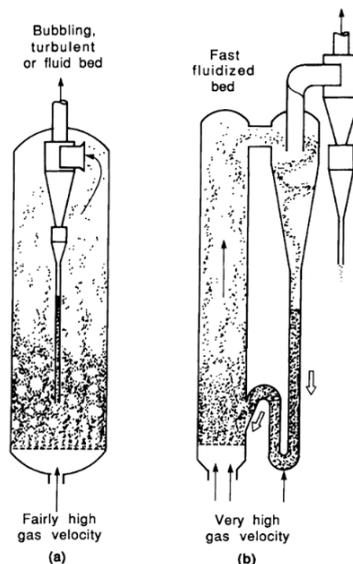


Figura A 6: Lechos fluidizados circulantes (27)

A.5.1 Arrastre y elutriación del lecho fluidizado

Un lecho fluidizado tiene habitualmente dos zonas: una fase de burbujeo denso, que tiene una superficie superior que la separa de la siguiente fase, una fase superior dispersa en la que la densidad del sólido

disminuye con la altura. La sección del recipiente entre la superficie de la fase densa y la salida de la corriente de gas se denomina *freeboard*, y su altura se denomina altura del *freeboard* (H_f).

Debido a que la densidad de sólidos disminuye con la altura en el *freeboard*, el aumento del *freeboard* disminuye el arrastre desde el lecho. Eventualmente, se alcanza una altura de *freeboard* por encima de la cual el arrastre no cambia apreciablemente. Esto se denomina *transport disengaging height* (TDH). Cuando la corriente de gas sale por encima de TDH, entonces tanto la distribución de tamaños como la velocidad de arrastre son casi constantes (27).

Los sólidos en el *freeboard* contienen todo el espectro de tamaños de partícula presentes en el lecho. Las partículas más grandes caen de nuevo al lecho. Por lo tanto, la distribución de tamaños de sólidos en la fase pobre cambia con la altura, y esto se convierte en una zona para la separación de partículas por tamaño. La elutriación se refiere a la separación o eliminación de finos de una mezcla, y se produce en menor o mayor medida en todas las alturas del *freeboard* (figura A7). A una pequeña H_f , muchas de las partículas más grandes son arrastradas por el gas (figura A7). Esto no es así a mayor H_f (27), pues la partículas de mayor tamaño vuelven a caer.

Con el aumento de la velocidad del gas a través del recipiente, el flujo en el lecho cambia al régimen turbulento, la demarcación entre el lecho y la zona libre, o la zona de salpicadura, se vuelve nebulosa y el arrastre aumenta bruscamente. Un aumento adicional en la velocidad del gas conduce a una fluidización rápida.

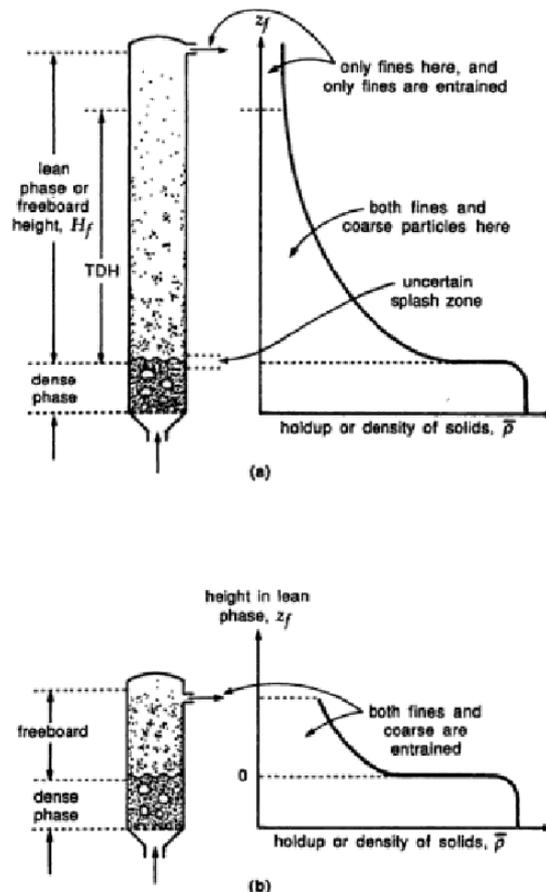


Figura A 7: (a) *Freeboard* mayor que TDH (b) *Freeboard* de menor altura (27)

Es importante saber cómo es que el *freeboard* por encima de un lecho fluidizado gas-sólido burbujeante contiene sólidos, mientras que los lechos sólidos líquidos fluidizados suavemente no lo hacen, con la excepción de los finos que se están elutriando desde la base del lecho. Las burbujas que se rompen en la superficie del lecho lanzan sólidos hacia el *freeboard*. Esto funciona de tres maneras posibles (figura A8):

1- Como la presión de las burbujas es más alta que la presión de la superficie del lecho, "explotan" al llegar a la superficie, impulsando los sólidos rápidamente hacia el *freeboard* (figura A8a).

2- Como las burbujas pueden subir mucho más rápidamente que el medio circundante, este material se puede lanzar como un agregado en el *freeboard* (figura A8b).

3- Finalmente, cuando dos burbujas se unen al romperse la superficie del lecho, se observa una expulsión especialmente energética de los sólidos de la estela de la burbuja arrastrada hacia el *freeboard* (figura A8c).

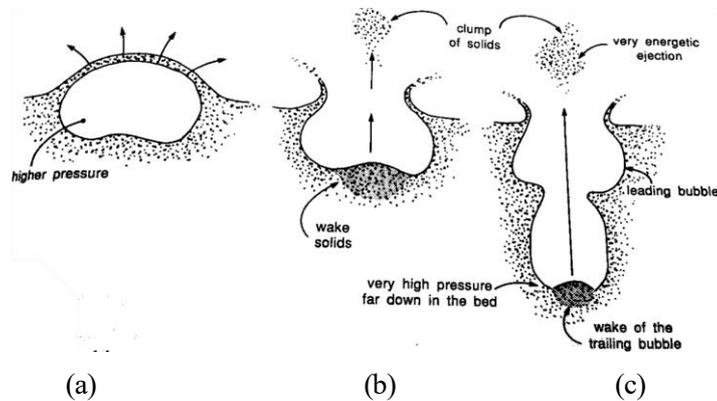


Figura A8: Llegada de sólidos al *freeboard* (27)

ANEXO 5: LECHO BURBUJEANTE (BFB)

El diseño que se realiza a continuación, sirve para tener un orden de magnitud de la región más densa a tener en cuenta en el diseño del reactor de lecho fluidizado circulante.

Asimismo, se tomarán dichos cálculos como base para el diseño de la caldera de lecho fluidizado, donde tiene lugar la combustión, del char.

En lo relativo al diseño del reactor de pirolisis, se toma como condiciones de operación la temperatura obtenida como óptima en el apartado de cinética de reacción y los siguientes datos de partida (28):

- Diámetro medio de la arena fluidizante: $d_p = 460 \mu m$
- Densidad de la arena fluidizante: $\rho_s = 2600 \text{ kg}/m^3$
- Esfericidad de las partículas de arena: $\phi_s = 0,75$
- Condiciones de operación: 1 bar y $552^\circ C$ (Apartado 3.7)
- Gas fluidizante: nitrógeno

Se desprecia la masa y la granulometría de la biomasa, puesto que el porcentaje en masa respecto a la arena fluidizante es bastante menor, como se ha visto en el diseño fluidodinámico del reactor de lecho fluidizado circulante.

El cálculo de la velocidad de mínima fluidización se realiza a través del número de Reynolds:

$$Re_{mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu_g} \quad \text{Ec. A4.1}$$

$$Re_{mf} = \frac{Ar}{1400 + 5.22 Ar^{0.5}} \quad \text{Ec. A4.2}$$

Donde μ_g es la viscosidad dinámica del gas y Ar el nº de Arquímedes:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_s (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad \text{Ec. A4.3}$$

A partir de dicha velocidad de fluidización mínima la pérdida de carga se mantiene constante con la velocidad (figura A9), hasta llegar a la velocidad terminal.

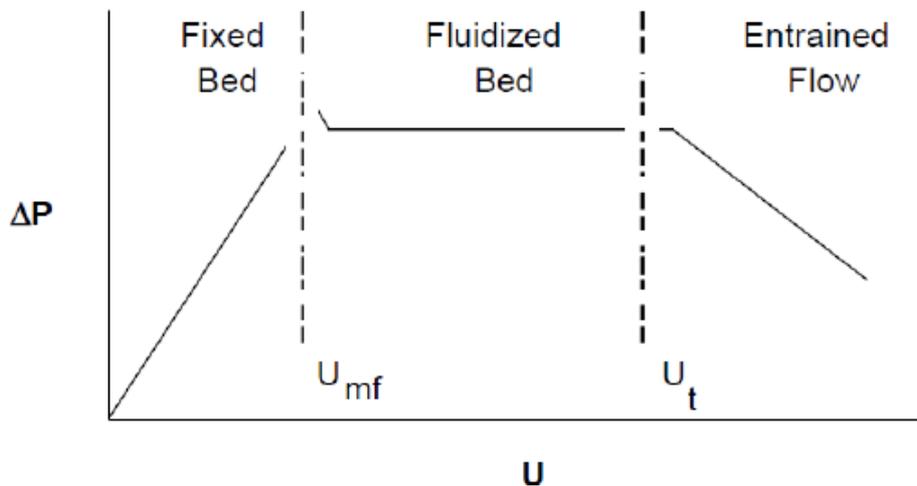


Figura A 9: Representación de la pérdida de carga frente la velocidad superficial (U)

La velocidad U se estima en función de la fase de fluidización en la que se diseñe el lecho fluidizado. En este caso, al tratarse de un lecho burbujeante debe estar entre la velocidad mínima de fluidización y la terminal, no mayor que la terminal para que no se de el fenómeno de elutriación (Anexo 4).

Pérdida de presión: $\Delta p_b = H(1 - \varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g \quad \text{Ec. A4.4}$

ε : Porosidad del lecho.

H: Altura del lecho.

g : gravedad $9,81 \text{ m/s}^2$.

A una velocidad superior a la velocidad terminal (u_t), las partículas individuales abandonan el reactor. En este caso, ni la biomasa ni la arena fluidizante alcanzan tal velocidad, puesto que la biomasa tiene un diámetro igual o superior a la arena. La biomasa se introduce con un tamaño de 0,1 a 6 mm al reactor (28). Para el cálculo de la velocidad terminal se recurre a la gráfica que enfrenta u_t^* y d_p^* en función de ϕ_s (figura A.10).

Conociendo ϕ_s , y d_p^* se puede calcular u_t^* y, de ésta, u_t :

$$d_p^* = d_p \left(\frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ec. A.5}$$

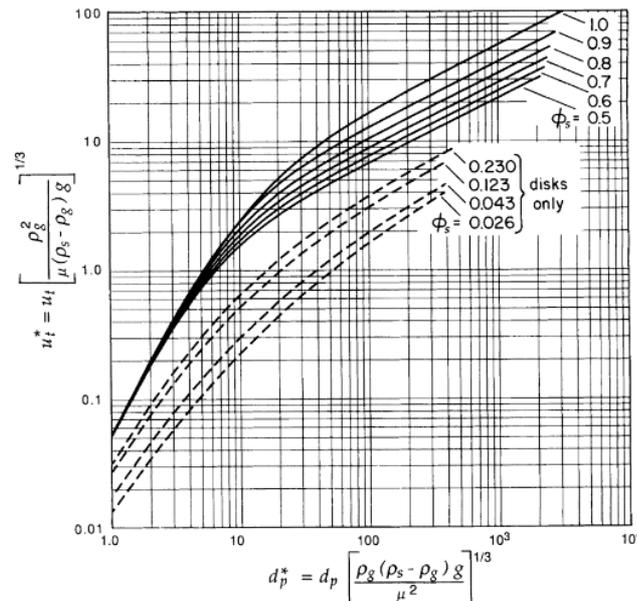


Figura A 10: Gráfica que enfrenta u_t^* y d_p^* en función de ϕ_s (27)

$$u_t^* = u_t \left(\frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_s - \rho_g)g} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ec. A4.6}$$

La velocidad de operación en la fase de burbujeo debe encontrarse entre la velocidad mínima de fluidización y la terminal, para que la pérdida de carga sea constante y las partículas de arena no permanezcan en la base del lecho ni abandonen el reactor.

De esta forma, se obtienen como primeros resultados los que aparecen en la Tabla A4.

u_{mf} (m/s)		u_t (m/s)	
0,1254		3,352	
Ar	Re_{mf}	Re_t	
763	0,6493	17,36	

Tabla A 3: Resultados

Para calcular la porosidad del lecho en estado de mínima fluidización (ϵ_{mf}), se recurre a la ecuación A4.7, donde se conocen todos los parámetros que aparecen:

$$Ar = \frac{150(1 - \epsilon_{mf})Re_{mf}}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2} + \frac{1.75Re_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s} \quad \text{Ec. A4.7}$$

Esta ecuación A4.7 es resultado de la combinación de la ecuación A4.4 y la ecuación de Ergun.

Para calcular el resto de parámetros característicos hay que dar un valor al diámetro del reactor. Para ello, se

basa en los valores típicos de plantas pilotos expuestos en el libro de Kunii y Levenspiel (27), tales como $D = 0,05 - 0,38 \text{ m}$, de donde se han extraído las siguientes fórmulas empleadas. Por tanto se decide asignar el valor de 0,2 metros al diámetro (D), puesto que las correlaciones siguientes están sujetas a la restricción de un diámetro menor de 1 metro ($D < 1 \text{ m}$).

Sabiendo el valor del diámetro se puede conocer el valor de la altura. Para el cálculo de la altura del lecho (H) (figura A6) se usa la correlación de Baeyens y Gerdarlt (27), sujeta a una serie de restricciones, tales como: $D = 0,05 - 0,30 \text{ m}$, $\rho_s = 0,8 - 2,8 \text{ kg/m}^3$ y $d_p = 55 - 3380 \text{ }\mu\text{m}$. En este caso se cumplen todas ellas.

$$H = 60 \cdot D^{0,175} \quad \text{Ec. A4.8}$$

Con estos datos se puede calcular el diámetro máximo (d_{bM}) y el diámetro medio de estas (d_b) de las burbujas que se forman en el lecho:

$$d_{bM} = 0,65 \left(\frac{\pi}{4} D^2 (u_0 - u_{mf}) \right)^{0,4} \quad \text{Ec. A4.9}$$

$$\frac{d_{bM} - d_b}{d_{bM} - d_{b0}} = e^{-0,3 \frac{H}{D}} \quad \text{Ec. A4.10}$$

siendo d_{b0} el tamaño inicial de las burbujas, formadas una vez que el gas pasa por la placa distribuidora:

$$d_{b0} = 0,376 (u_0 - u_{mf})^2 \quad \text{Ec. A4.11}$$

Para sólidos del tipo B y D (Gerdarlt): $u_{mf} = u_{Mb}$. Siendo u_{Mb} la velocidad máxima de las burbujas. La velocidad media de las burbujas (u_b) se obtiene:

$$u_b = 1,6 \left((u_0 - u_{mf}) + 1,13 d_b^{0,5} \right) D^{1,35} + u_{b\infty} \quad \text{Ec. A4.12}$$

$$u_{b\infty} = 0,71 \sqrt{g d_b} \quad \text{Ec. A4.13}$$

donde $u_{b\infty}$ (cm/s) es la velocidad de una burbuja aislada.

En las ecuaciones A4.14 y A4.15, se usan unidades del sistema internacional.

Para el cálculo de la fracción de las burbujas formadas que ocupan el lecho (ε_B) y la altura en estado de mínima fluidización (H_{mf}) (figura A11) se establece un sistema de ecuaciones (Ec A4.14 – A4.15)

$$\varepsilon_B = \frac{H - H_{mf}}{H} \cong \frac{u_0 - u_{mf}}{u_b} \quad \text{Ec. A4.14}$$

$$(1 - \varepsilon) = (1 - \varepsilon_B)(1 - \varepsilon_{mf}) \quad \text{Ec. A4.15}$$

En la resolución de la ecuación A4.14 se va a imponer un valor de la velocidad de fluidización de salida del gas fluidizante (u_0) mayor que el de la velocidad de fluidización mínima, aunque alejado de la velocidad terminal.

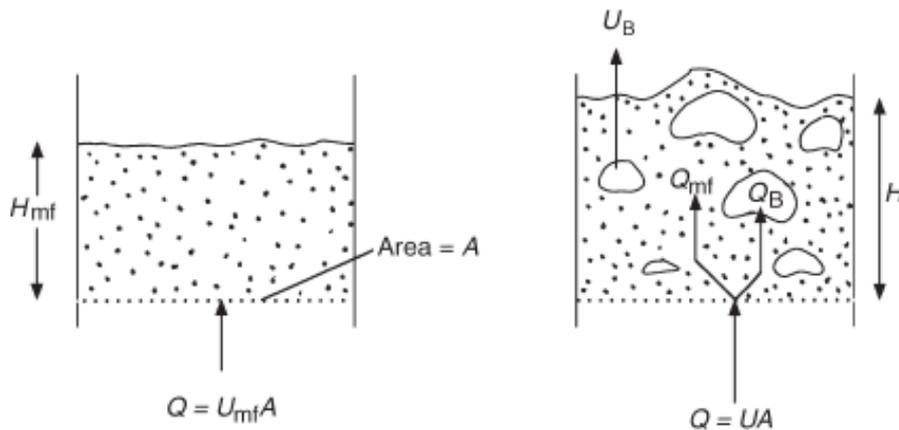


Figura A 11: El gas fluye en un lecho fluidizado

Se obtiene de esta forma los siguientes resultados:

$$\begin{array}{lll} \varepsilon_{mf} = 0,4893 & & H = 0,98 \text{ m} \\ \varepsilon = 0,7256 & u_0 = 0,5 \text{ m/s} & d_b = 0,1043 \text{ m} \\ \varepsilon_B = 0,4627 & u_b = 0,8097 \text{ m/s} & d_{bm} = 0,1131 \text{ m} \\ \Delta p_b = 6744 \text{ Pa} & u_{b\infty} = 0,720 \text{ m/s} & d_{b0} = 0,05277 \text{ m} \end{array}$$

Puesto que la velocidad de diseño (u_0) está comprendida entre la de mínima fluidización y la terminal la pérdida de carga será constante (figura A9), por lo que esa pérdida de carga sólo será válida para la fase burbujeante. La masa de arena que se encuentran en el lecho (W_t):

$$W_t = H(\rho_p A_t (1 - \varepsilon)) \quad \text{Ec. A.16}$$

Se obtiene así: $W_t = 12,15 \text{ kg}$

ANEXO 6: SISTEMA DE CONDENSADO

Se ha seleccionado un sistema de condensado de contacto directo basado en una torre de pulverización, para facilitar una condensación más rápida y evitar el craqueo secundario del gas condensable. El problema que se presenta para diseñar este equipo es el desconocimiento de muchos de los datos requeridos, por lo que no se puede resolver el problema, por tanto se dejan plasmada las ecuaciones de balances de masa, balances de energía y transferencia de calor. En la figura A.12 se representa el diseño elegido.

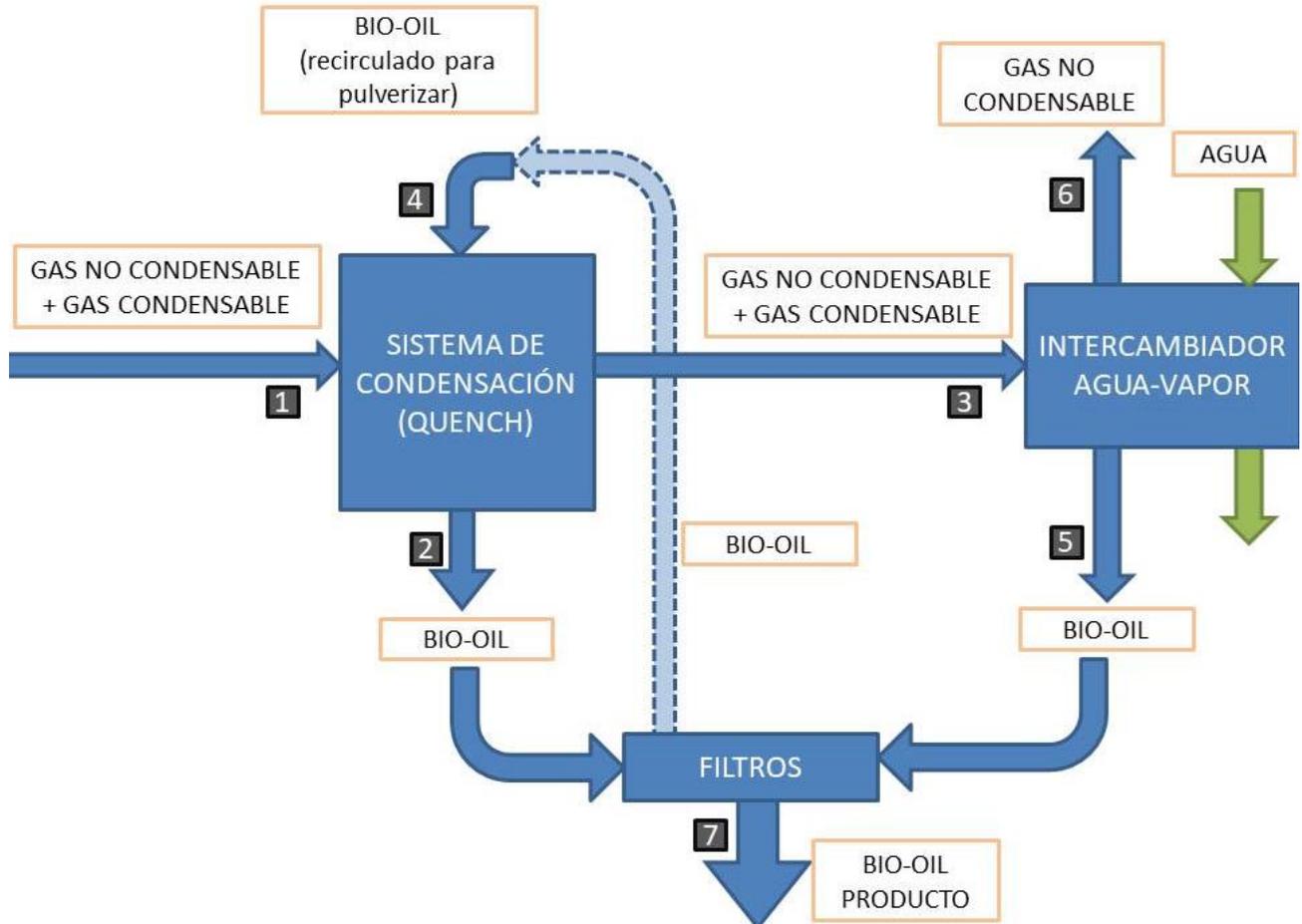


Figura A 12: Esquema torre quench

En el sistema de condensación quench de contacto directo, condensa una parte de los gases condensables de la corriente 1 que entra a la torre de pulverización, mientras que los no condensables y la fracción de condensables que no ha pasado a estado líquido, bajan de temperatura. El bio-oil pulverizado hace que condense parte de los gases condensables, puesto que estos le ceden el calor, es decir, el bio-oil recolectado al final de la torre será de mayor temperatura que el inicialmente pulverizado, que se encuentra a unos 30°C. El gas condensará a una temperatura de 89°C.

$$m_1 + m_4 = m_2 + m_3 \quad \text{Ec. A5.1}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_4 + \Delta H_{cf} = \Delta H_2 + \Delta H_3 \quad \text{Ec. A5.2}$$

donde:

\overline{Cp}_i : Calor específico medio de la corriente i.

\overline{Cp}_{iGC} : Calor específico medio de la corriente gaseosa i de los gases condensables.

\overline{Cp}_{iGNC} : Calor específico medio de la corriente gaseosa i de los gases no condensables.

%condensado : fracción másica que condensa en el primer condensador.

m_i : Caudales másicos.

El calor que cede la corriente gaseosa al condensarse una fracción y bajar su temperatura:

$$Q_{fracción\ cond} = (m_{1GC} \cdot \%condensado_1) \cdot \overline{Cp}_{1GC} \cdot (T_1 - T_c) + (m_{1GC} \cdot \%condensado_1) \cdot \Delta h_{cf} \\ + (m_{1GC} \cdot \%condensado_1) \cdot \overline{Cp}_2 \cdot (T_c - T_2) \quad \text{Ec. A5.3}$$

El calor que cede la corriente gaseosa condensable para bajar su temperatura y salir por la corriente 3:

$$Q_{fracción\ no\ condens} = \\ = m_{1GC} \cdot (1 - \%condensado_1) \cdot \overline{Cp}_{1GC} \cdot (T_1 - T_3) \quad \text{Ec. A5.4}$$

$$m_{3GC} = m_{1GC} \cdot (1 - \%condensado_1) \quad \text{Ec. A5.5}$$

El calor que cede la corriente gaseosa no condensable para bajar su temperatura y salir por la corriente 3:

$$Q_{no\ cond} = m_{1GNC} \cdot \overline{Cp}_{1GNC} \cdot (T_1 - T_3) \quad \text{Ec. A5.6}$$

En la corriente 1 se ha diferenciado el caudal másico no condensable, el condensable que pasa a líquido en la corriente 2 y el condensable que sigue gaseoso en la corriente 3, y sale a una temperatura desconocida.

Existirán pérdidas de calor ($Q_{pérdidas}$), incluso con el aislamiento.

$$Q_{fracción\ cond} + Q_{fracción\ no\ cond} + Q_{no\ cond} = \\ = Q_{oil\ pulverizado} + Q_{pérdidas} \quad \text{Ec. A5.7}$$

$$Q_{oil\ pulverizado} = m_4 \cdot \overline{Cp}_4 \cdot (T_2 - T_4) \quad \text{Ec. A5.8}$$

En el intercambiador de calor aguas abajo de la torre de pulverización, intercambian la corriente 3, y el agua de refrigeración. Si se realiza de nuevo un balance energético y másico, aunque se conoce la temperatura de entrada del agua ($\sim 20^\circ\text{C}$), se desconoce el resto de temperaturas. Se sabe que la corriente 5, compuesta en su totalidad por bio-oil, debe de estar a una temperatura menor a la de condensación.

El agua subirá de temperatura a su salida:

$$Q_{agua} = m_{agua} \cdot \overline{Cp}_{agua} \cdot (T_{agua\ out} - T_{agua\ in}) \quad \text{Ec. A5.9}$$

donde Q_{agua} es el calor que gana el agua al paso por el intercambiador, m_{agua} es el caudal de agua que pasa por dicho intercambiador, \overline{Cp}_{agua} es el calor específico del agua, $T_{agua\ out}$ es la temperatura del agua a la salida y $T_{agua\ in}$ es la temperatura del agua a la entrada.

El calor que cede la corriente gaseosa condensable para bajar su temperatura hasta la temperatura de condensación, condensar, bajar su temperatura de nuevo y salir por la corriente 5:

$$Q_{fracción\ condens\ 3} = m_{3GC} \cdot \overline{Cp}_{3GC} \cdot (T_3 - T_c) + m_{3GC} \cdot \Delta h_{cf} \\ + m_{3GC} \cdot \overline{Cp}_5 \cdot (T_c - T_5) \quad \text{Ec. A5.10}$$

$$\overline{Cp}_5 \cong \overline{Cp}_2 \quad \text{Ec. A5.11}$$

$$m_{3GNC} \cong m_{1GNC} \cong m_6 \quad \text{Ec. A5.12}$$

El calor que cede la corriente gaseosa no condensable para bajar su temperatura y salir por la corriente 6:

$$Q_{no\ condens\ 3} = m_{3GNC} \cdot \overline{Cp}_{3GNC} \cdot (T_3 - T_6) \quad \text{Ec. A5.13}$$

El intercambiador elegido es de carcasa y tubos, con el objetivo de que la condensación se realice sobre los tubos por donde circula el agua. Estos tubos son cilíndricos, al igual que carcasa.

$$Q_{intercambiador} = U \cdot A \cdot DTLM \quad \text{Ec. A5.14}$$

donde $Q_{intercambiador}$ es el calor transferido en el intercambiador, U es el coeficiente global de transferencia, A el área de transferencia y $DTLM$ la diferencia logarítmica media de temperaturas.

$$Q_{intercambiador} = Q_{agua} = Q_{no\ condens\ 3} + Q_{fracción\ condens\ 3} \quad \text{Ec. A5.15}$$

$$DTLM = \frac{(T_{gas\ in} - T_{agua\ out}) - (T_{gas\ out} - T_{agua\ in})}{\ln\left(\frac{T_{gas\ in} - T_{agua\ out}}{T_{gas\ out} - T_{agua\ in}}\right)} \quad \text{Ec. A5.16}$$



Figura A 13: Esquema intercambiador

Se supone que la temperatura de los gases no condensados de salida y el líquido condensado de salida es de igual temperatura, simplificando así la ecuación A5.13.

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_{int}A_{int}} + \frac{\ln(r_e/r_i)}{2\pi L k_{material}} + \frac{1}{h_{ext}A_{ext}} \quad \text{Ec. A5.17}$$

donde h_{ext} y h_{int} son los coeficientes convectivos de los fluidos que circulan por el exterior y por el interior de los tubos, respectivamente, y $k_{material}$ el coeficiente de conducción del material de los tubos, siendo r_e y r_i el radio exterior e interior del tubo, respectivamente.

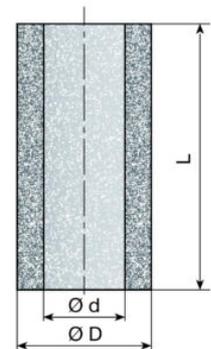
Finalmente, se juntan el bio-oil condensado en la torre quench y en el intercambiador con agua, y este producto líquido pasa primero por un filtro de malla de acero inoxidable para retener las partículas sólidas (char) que queden y, seguidamente, por un filtro coalescente. Del producto obtenido un porcentaje de 5-30% se destina a ser pulverizado sobre la corriente de gas 1.

Filtros

- De malla de acero inoxidable: tiene como fin separar algún sólido que no haya sido separado por el ciclón y esté en el bio-oil (figura 51). Aunque no se ha podido diseñar la torre de condensación se presenta las medidas disponibles que podrían servir para este diseño.

Medidas disponibles en milímetros (mm)*

▼ Filtros vela de acero inoxidable AISI316L		
D=Øext (mm)	d=Øint (mm)	L (mm)
9,5	6,4	457
10	6	300
12,7	9,5	457
14	10	270
15,9	12,7	457
17	12	270
19	16,1	135
20	16	270



Designación

Un filtro vela sinterizado AmesPore® de acero inoxidable AISI 316L con una eficiencia filtrante de 2 µm, con medidas Ø exterior de 20 mm, Ø interior de 16 mm y longitud de 250 mm, se designa como: AmesPore® SS2 C-20-16-250 (las letras SS indican acero inoxidable y la letra C indica filtro vela)

NOTA: Tolerancia según DIN ISO 2768v

* Es posible fabricar otras medidas bajo demanda

Figura A 14: Filtros acero inoxidable (47)

- Coalescente (48): para separar, si existiera, algunas gotas de líquido, o se haya transportado gas con la corriente de liquido (figura 52).

Filtros de CARTUCHOS COALESCENTES

Empleo: Están destinados a la separación o captura de partículas líquidas muy pequeñas en fluidos: Gotas de agua o aceite en gases / Gotas de agua (neblinas) en aceite, las cuales cuando alcanzan el tamaño adecuado se desprenden por gravedad (coalescencia).

Rango: El tamaño de las partículas líquidas a separar es el principal factor en el diseño del medio filtrante. Los tamaños de las fibras y los poros del medio filtrante son similares a los de las partículas a separar. El medio filtrante se diseña para retener o capturar las partículas:

- 100 % mayores de 1 micra
- 99 % entre 0,3 y 1 micra
- 99,9 % menores de 0,3 micras

La eficiencia de separación total de un filtro de cartucho coalescente es del 99,9 %

Fundamentos:

En el filtro **coalescente** tienen lugar tres mecanismos de captura de las partículas:

- **Interceptación directa:** Las partículas que pasan cerca de una fibra del medio filtrante a una distancia menor que su radio, las captura la fibra.
- **Inercia de impacto:** Las partículas entre 0,6 y 3 micras chocan contra las fibras, quedan adheridas formando una película que moja las fibras.
- **Difusión:** Las partículas menores de 0,6 micras tienen un movimiento transversal al sentido del flujo. Su tamaño aparente es similar al de gotas con un diámetro igual al de su desplazamiento. El desplazamiento aumenta a medida que el tamaño de las partículas disminuye. En consecuencia, la captura de los tamaños inferiores a 1 micra tiene la eficiencia del 99,9 %.

Los mecanismos indicados tienen lugar cuando la velocidad del gas a través del cartucho es la adecuada y constante. Puesto que la velocidad a través del cartucho es laminar la ΔP en el filtro es pequeña.



■ Cartuchos coalescentes

Figura A 15: Filtro coalescente (48)

