

Contenido

ANEXO 1 PLANTAS DE TORREFACCIÓN DE BIOMASA	2
PLANTA ECN	2
PLANTA DE TORREFACCIÓN DEL INSTITUTO DE CIENCIA DE LA INDIA	3
PLANTA DE TORREFACCIÓN CENER (NOAIN, NAVARRA)	5
PIRÓLISIS EN LECHO FLUIDIZADO	6
ANEXO 2 GRÁFICAS DE FLUIDIZACIÓN DE BIOMASA	8
ANEXO 3 EJEMPLO DE MEJORA EN LA DE LA FLUIDIZACIÓN DEBIDA A LAS TÉCNICAS DE INTENSIFICACIÓN DE PROCESOS	11
ANEXO 4 PROPIEDADES DEL ACERO AISI304	12
ANEXO 5 COMPARATIVA REACTORES	13
ANEXO 6 VISTAS DEL TORREFACTOR	17
VISTA ISOMÉTRICA REACTOR	17
ENTRADA DE GAS	18
DISCO DIFUSOR	19
CUERPO	20
ENTRADA DE BIOMASA	21
SALIDA DE BIOMASA	22

ANEXO 1 PLANTAS DE TORREFACCIÓN DE BIOMASA

PLANTA ECN

Planta diseñada por Persson, Olofsson y colaboradores, desarrollada con una tecnología que combina en el reactor el aporte de calor mediante calentamiento directo e indirecto y recuperación de gas procedente de la torrefacción. El reactor de tornillo sin fin es directamente calentado con vapor sobrecalentado procedente de la caldera en la que se queman los gases de torrefacción una vez eliminada el agua y si es necesario algún otro combustible. Los gases que se producen en la combustión se usan también para calentar indirectamente la cámara del reactor [1].

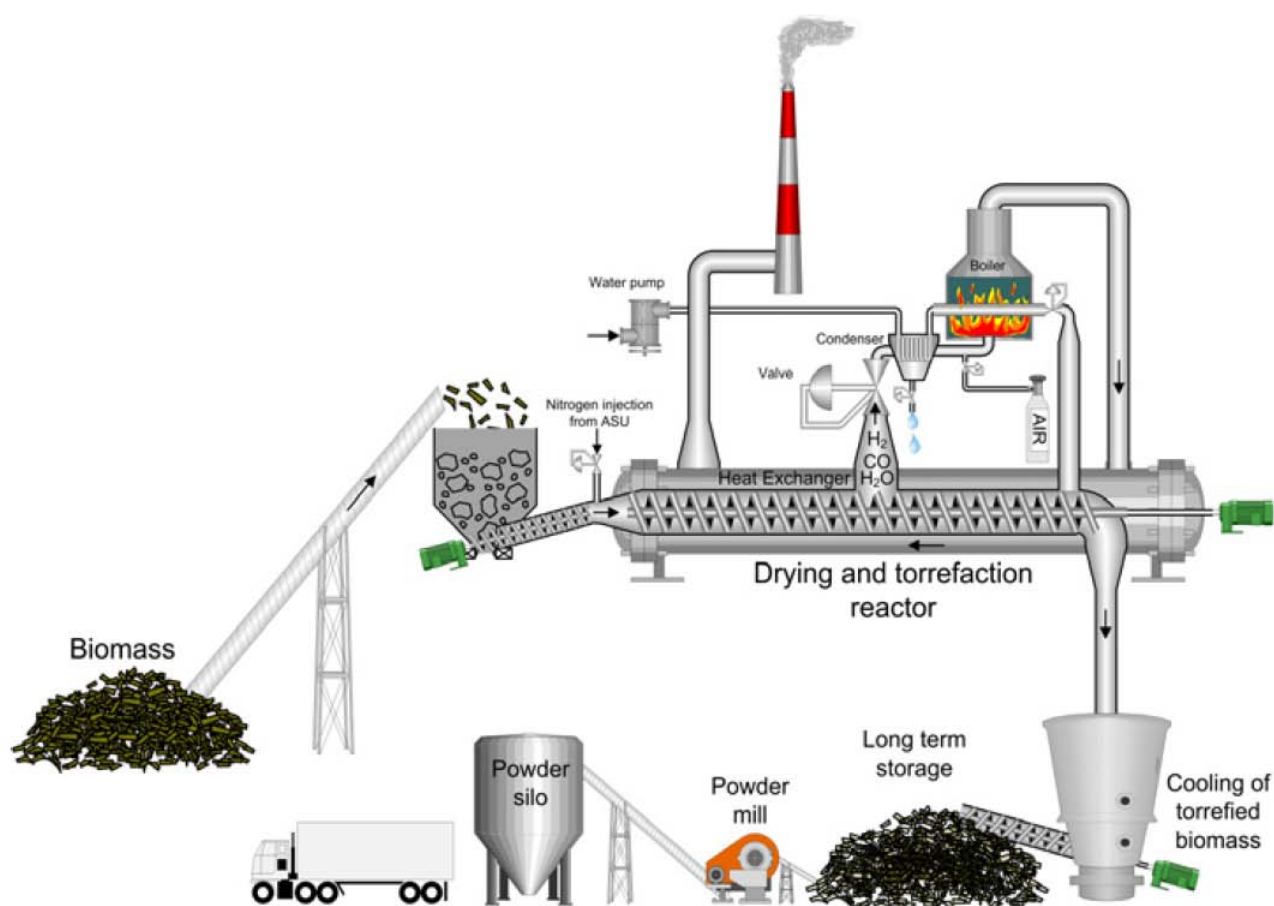


Figura A1.1 Planta ECN

PLANTA DE TORREFACCIÓN DEL INSTITUTO DE CIENCIA DE LA INDIA

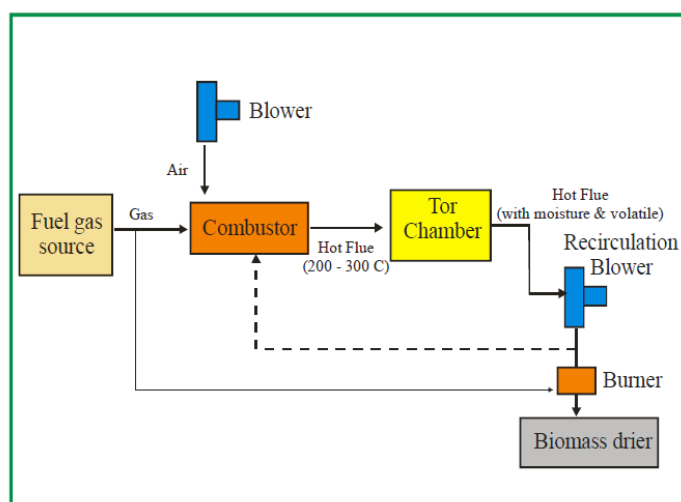


Figura A1.2 Esquema de la torrefacción.

Planta de laboratorio presentada en un trabajo de 2006 realizado por: Advanced Bioresidue Energy Technologies Society (ABETS), Combustion, Gasification & Propulsion Laboratory (CGPL), Department of Aerospace Engineering y Indian Institute of Science, [2].

Consta de un reactor discontinuo para torrefactor bambú de 0,6 m y de 50-60 mm de diámetro con un contenido en humedad de 9 a 47%.

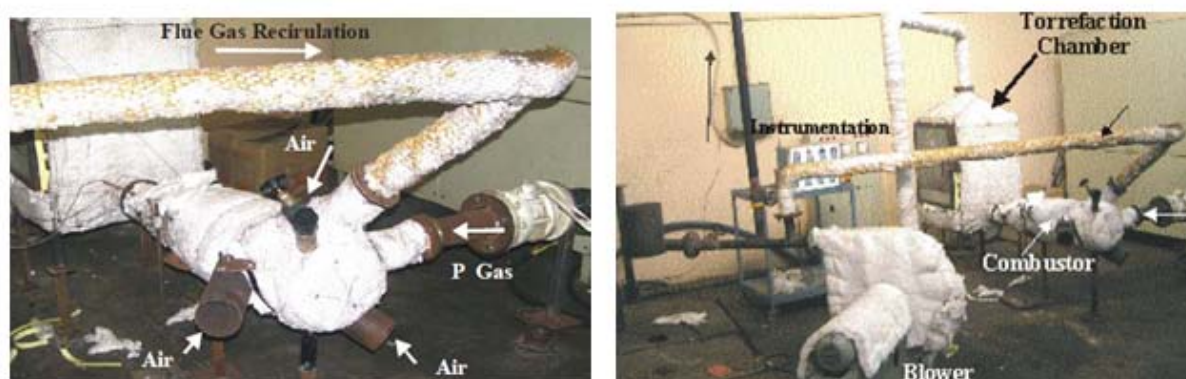


Figura A1.3 Fotografías de la planta de laboratorio



Figura A1.4 Planta piloto de 50 kg/h.

Planta piloto, basada en tecnología de alimentación discontinua, opera 50 kg/h de biomasa en 6 cámaras idénticas de 1 x 0,55 x 0,85.

Las cámaras están conectadas con un tubo múltiple que proviene de la cámara de combustión, igualmente las salidas están conectadas a una tubería múltiple que desemboca en un compresor que recircula parte del gas.

PLANTA DE TORREFACCIÓN CENER (NOAIN, NAVARRA)

Con capacidad de 500 kg/h, el torrefactor es un reactor de tipo rotatorio que permite una buena homogenización de la biomasa. El calentamiento se realiza de forma indirecta a través de la pared, el eje y los elementos internos del reactor, utilizando aceite térmico como fluido calefactor.

La biomasa es alimentada por un extremo y recorre el reactor calentándose a temperaturas entre 250 y 300 °C, perdiendo humedad y compuestos volátiles. Los gases y vapores generados son tratados en un oxidador térmico para su completa eliminación.

La biomasa a la salida es enfriada a temperaturas inferiores a 100 °C en un tornillo sin fin refrigerado por agua [3].

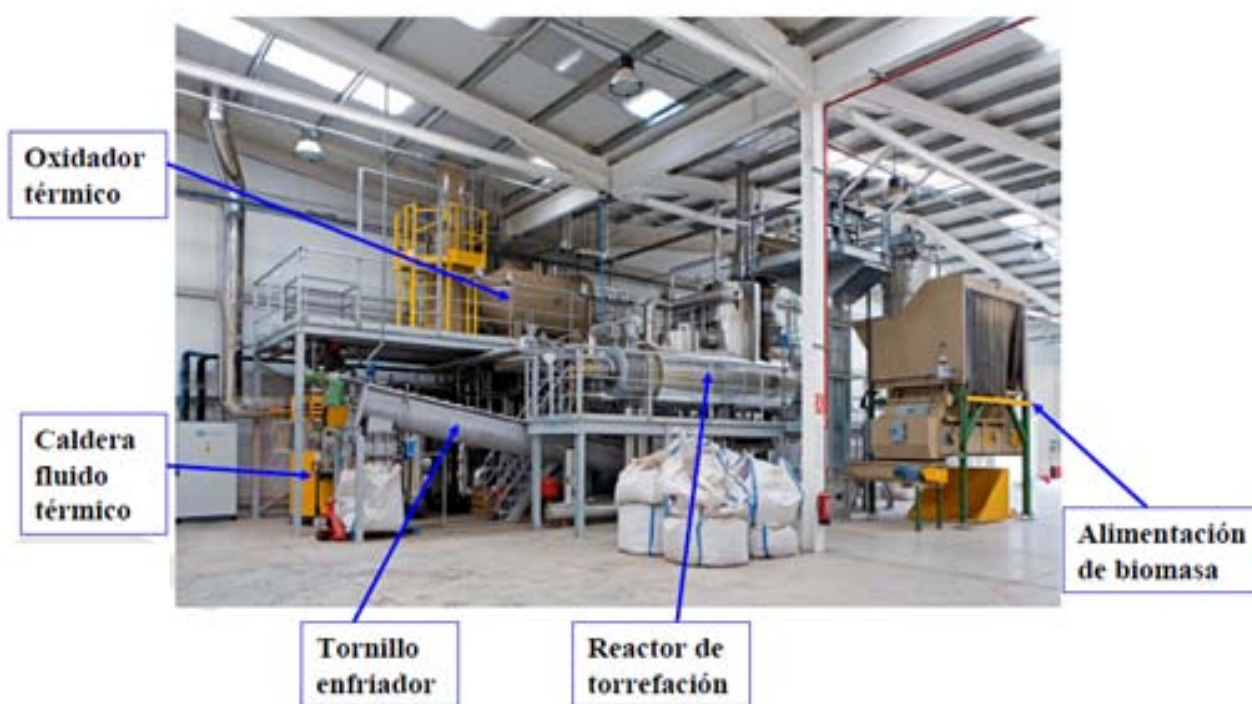


Figura A1.5. Planta CENER.

PIRÓLISIS EN LECHO FLUIDIZADO

Como antecedentes al prototipo diseñado en este proyecto se puede considerar la configuración que se tiene en el siguiente estudio, en donde se realiza la pirólisis en lecho fluidizado. *Effects of the temperature in fluidized fast pyrolysis of biomass: oil quality assessment in test units*, [4].

- Materiales:

Arena de sílice con $250\mu\text{m}$ y 2600 kg/m^3 , densidad aparente 1600 kg/m^3 ,

Madera de pino de tamaño de partícula de 1 mm (máx. 2mm), con densidad de 570 kg/m^3 , y contenido en humedad del 9-10%

Rutenio de carbón (5% Ru/C, Sigma Aldrich) como catalizador en los test de desoxigenación.

- Equipo experimental:

Planta de pirólisis rápida dimensionada para 1 kg/h.

Tolva de 4 kg de capacidad.

Tornillo de alimentación de biomasa.

Tolva y tornillo para la arena.

Tercer tornillo que alimenta la mezcla de biomasa y arena a la cámara del reactor.

Dos hornos.

Tubo de desbordamiento para mantener la altura de la cama constante.

Arena como medio de mejora de fluidización.

Nitrógeno como agente fluidizante.

En un embase “knockout” se recuperan la mayoría de las cenizas y la arena.

Ciclones para recuperación de finos.

Dos columnas en serie para condensar los vapores y un último refrigerador intensivo.

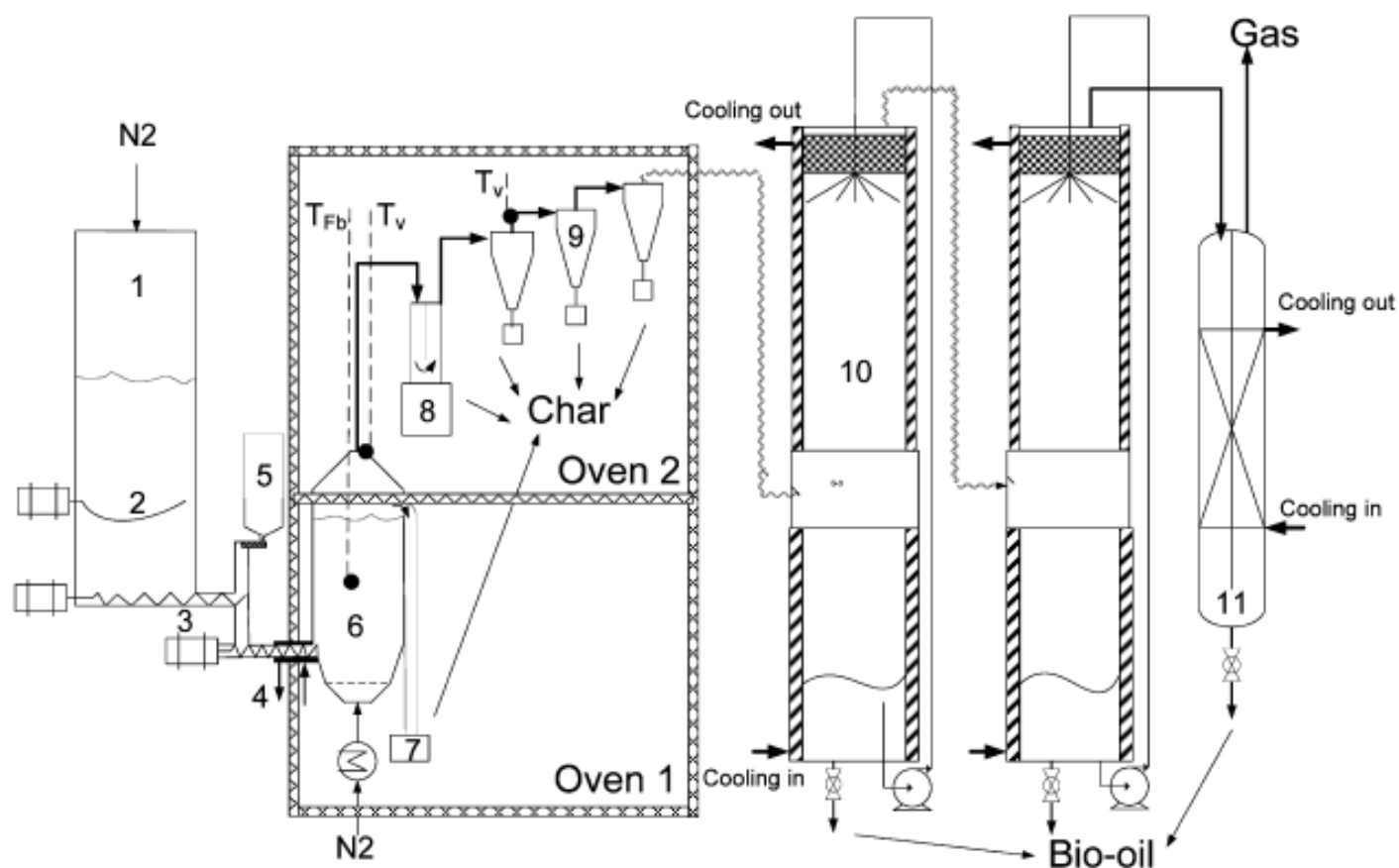


Figura A1.6. Esquema de Pirólisis. (1) Almacenamiento de biomasa; (2) Agitador mecánico; (3) Sistema de alimentación; (4) Camisa de refrigeración; (5) Almacenamiento del sistema de alimentación de arena; (6) Reactor de lecho fluidizado; (7) Rebosadero; (8) Separador de cenizas y arena; (9) Ciclones; (10) Condensadores de espray con camisa de refrigeración; (11) Condensador intenso.

ANEXO 2 GRÁFICAS DE FLUIDIZACIÓN DE BIOMASA

En el este Anexo se pueden ver las relaciones que existen entre la velocidad mínima de fluidización y otras variables como el ratio longitud/diámetro de la partícula para varios diámetros dados o adición de distintos agentes que mejoran la fluidización.

Fluidization of Biomass Particles in a Gas-Solid Fluidized Bed, [5].

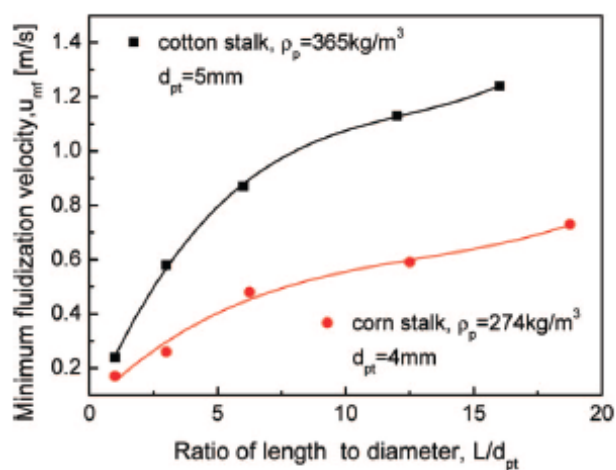


Figura A2.1. Velocidad de mínima fluidización del tallo del algodón y maíz para diferentes ratios longitud/diámetro.

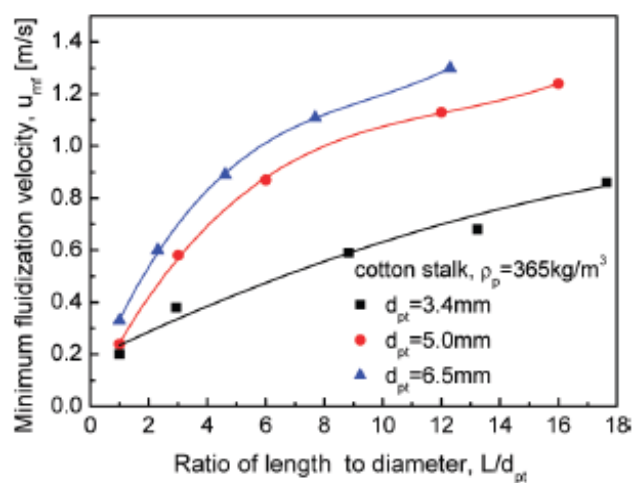


Figura A2.2. Velocidad mínima de fluidización del tallo de algodón para diferentes diámetros de sección transversal.

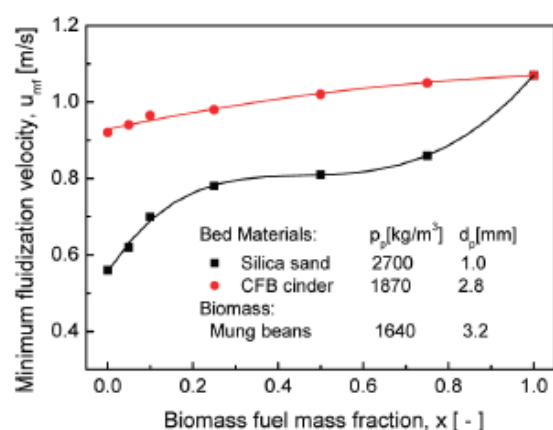


Figura A2.3. Velocidad mínima de fluidización con diferentes fracciones de agente de mejora de la fluidización.

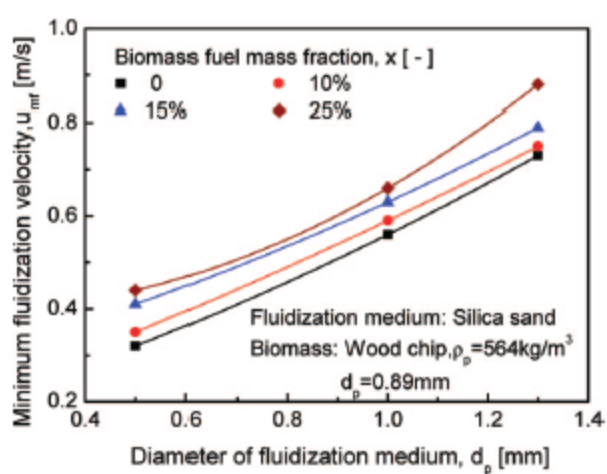


Figura A2.4. Velocidad mínima de fluidización en función del diámetro del agente de mejora de la fluidización.

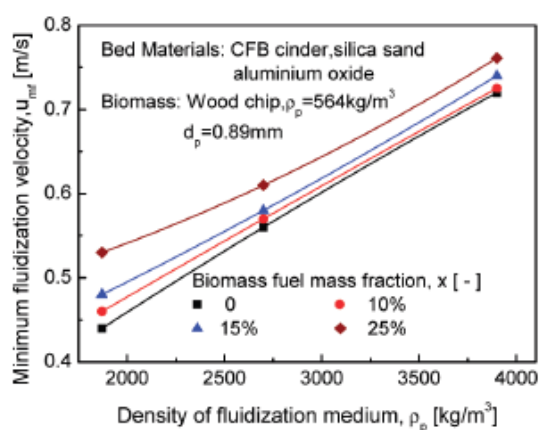


Figura A2.5. Velocidad mínima de fluidización en función de la densidad del agente de mejora de la fluidización.

Las partículas de biomasa son difíciles de fluidizar debido a su forma, tamaño y densidad. Existen varias correlaciones pero no dan resultados precisos, por lo que se suelen necesitar pruebas experimentales para determinar los parámetros de fluidización. En el siguiente estudio se pueden encontrar varias correlaciones para la fluidización de biomasa. *Fluidization of biomass particles: A review of experimental multiphase flow aspects*, [6].

Lo más interesante para la realización de este proyecto es la Tabla A2.1 de la que se han extraído los datos de la porosidad mínima de fluidización empleados en la parte el capítulo de diseño.

Tabla A2.1. Densidad, diámetro de partícula y porosidad experimental y calculada para diferentes materiales.

Particle	Density (kg/m ³)	Shape factor (sphericity)	d_p (mm)	ϵ_{mf} (exp)	ϵ_{mf} (calc)
Black pepper	668	0.88	7.55	0.421	0.354
Pellet (PEBD)	935	0.65	3.41	0.434	0.464
Millet	1052	0.87	2.25	0.386	0.388
Munition paste	1193	0.81	2.98	0.373	0.396
Turf seeds	1247	0.92	4.44	0.363	0.349
Large tare	1272	0.65	4.75	0.449	0.444
Chickling-vetch	1276	0.93	7.73	0.345	0.329
Small french bean	1293	0.73	6.66	0.417	0.397
Corn	1403	0.66	5.95	0.441	0.429
Small tare	1414	0.56	3.41	0.483	0.506

ANEXO 3 EJEMPLO DE MEJORA EN LA DE LA FLUIDIZACIÓN DEBIDA A LAS TÉCNICAS DE INTENSIFICACIÓN DE PROCESOS

La siguiente figura muestra cómo la introducción de una vibración acústica, mejora las condiciones de fluidización [7].

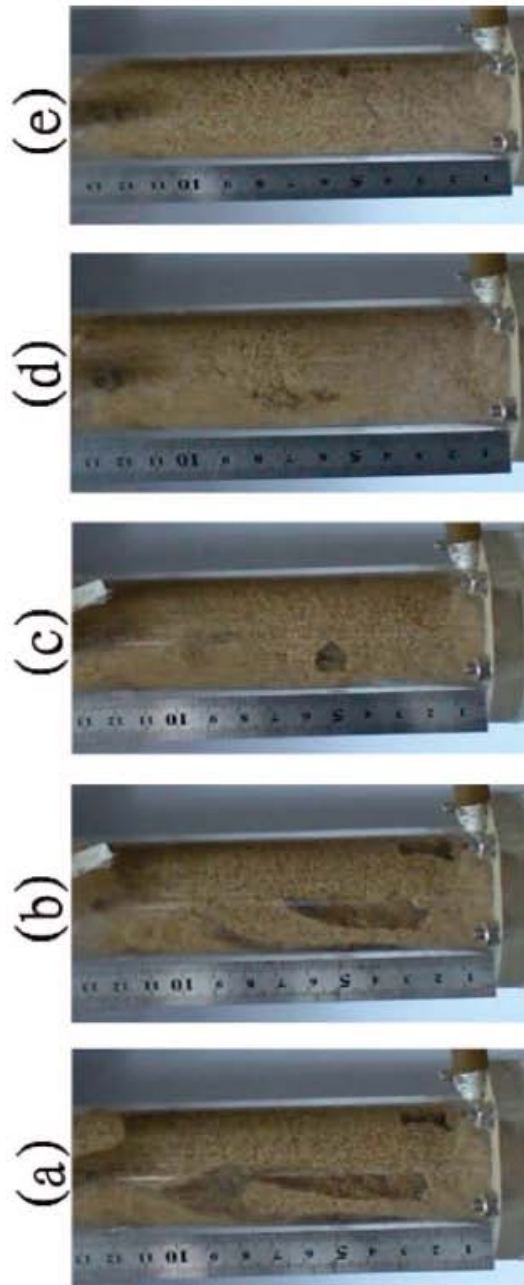


Figura A3.1 Fluidización típica de una mezcla de serrín (60%) y arena de cuarzo (40%) para una velocidad superficial de 0,164 m/s. (a) Sin acción sonora; (b) 150 Hz, 90 dB; (c) 150 Hz, 100 dB; (d) 150 Hz, 110 dB; (e) 150 Hz, 120 dB.

ANEXO 4 PROPIEDADES DEL ACERO AISI304



Technical Specifications of AISI304

Material Description	Stainless Steel DIN 1.4301
DIN Specifications	DIN 1.4301, DIN 2463, DIN 17451
Specifications Equity	AISI 304, UNS S30400

Composition % per weight

Element	%	Notes
C	Max 0.08	
Cr	18 – 20	
Ni	8 – 10.5	
Fe	66.345 – 74	
Mn	Max 2	
P	Max 0.045	
S	Max 0.03	
Si	Max 1	

Physical Properties

Description	Value	Notes
Density	8 gr/cm ³	
Hardness	29 HRC	
Hardness (annealed)	82 HRB	1100 °C, Cool rapidly

Mechanical Properties

Description	Value	Notes
Elastic Modulus	197 GPa	
Elongation % (break point)	70%	At 50 mm
Shear Modulus	86 GPa	

Main Characteristics

In atmospheric conditions stainless steel DIN 1.4301 has excellent resistance in rusting even with the presence of acids like nitric acid. The material has excellent resistance in alkaline solutions as well as organic and inorganic salts. In general this material is highly resistant to corrosion in atmosphere while in high salt spray like marine environment it might develop superficial staining which might be prevented with cleaning.

G-Style S.A. – Engineering Department

Our policy is to continuously improve and develop our products. Therefore, any photo, drawing or technical specification is indicative and may be altered without any previous notice.

ANEXO 5 COMPARATIVA REACTORES

Algunos reactores que aparecen frecuentemente en la bibliografía en el ámbito de la pirólisis, son los que se encuentran en la Tabla A5.2, junto con las capacidades de materia prima, proveedores y compuestos para los que se suelen utilizar.

Se puede apreciar que los reactores de lecho fluidizado circulante ofrecen una alta capacidad, aunque superada por el modelo que trabaja en vacío.

Tabla A5.1. Capacidades [8].

Diseño de reactor	Capacidad (biomasa seca) (kg/h)	Compañía	Productos
Lecho fluidizado (burbujeante estacionario)	400	DynaMotive, Canadá	Combustible
	250	Wellman, UK	Combustible
	20	RTI, Canadá	Investigación/combustible
Lecho fluidizado circulante	1500	Red Arrow, Ensyn desing, USA	Compuestos químicos
	1700	Red Arrow, Ensyn design, USA	Compuestos químicos
Rotación cónica	200	BTG, The Netherlands	Investigación/combustible
Vacío	3500	Pyrovac, Canadá	Planta piloto
Reactor de doble tornillo	1000	FZK, Future energy, Germany NREL, USA	Combustible

Para establecer una comparativa entre varios reactores posibles para el proceso de la torrefacción se puede atender a los resultados que presentan las siguientes tablas desprendidos de la simulación realizada con referencia a la planta de Pechiney, y cuyo estudio completo se puede encontrar en la bibliografía [9]. Estas simulaciones se realizaron para una producción de 150 MW_{th}, la temperatura de torrefacción se estableció en 280 °C y el tiempo de residencia en 17,5 minutos, que es un punto de operación factible. Esta producción se corresponde con una cantidad de materia prima al año de 517 kTon, que corresponden con una producción de combustible de 227 kTon/año. El sólido tiene una humedad del 50% y un tamaño típico de 10x30x50 mm.

Los reactores seleccionados para su estudio fueron: reactor de tornillo sin fin con calentamiento indirecto, tambor rotatorio y reactor de lecho móvil ambos con calentamiento directo [9].

Tabla A5.2. Dimensiones [9].

Unidad	Reactor de tornillo		Tambor rotatorio		Cama móvil	
Secadero rotatorio	(4)	7MWth, 5X20m, 410m3				
Reactor	(4)	45m3	(5)	D=3m L=32m V=230m3	(8)	D=1,3m L=6,7m V=9m3
Intercambiador de calor	(4)	8MWth	(5)	6,4 MWth	(4)	8 MWth
Enfriador		(5)	D=2,7m. L=13m			
Compresor	(4)	100kWe	(4)	100kWe	(4)	100kWe

En esta Tabla A5. 2 de este Anexo se puede ver las unidades principales con sus dimensiones y capacidades. El secadero rotatorio, el enfriador y el compresor son los mismos. El número entre paréntesis es el número de ese tipo de unidades que es necesario para la producción que se estableció en 150 MWth. Varias configuraciones pueden ser adoptadas, de tal manera que en cada una de ellas se necesitan 4 secaderos rotatorios operando en paralelo. Para el caso del reactor de tornillo sin fin se necesitarían 4 reactores con sus respectivos intercambiadores de calor ó 5 reactores de tambor rotatorio con sus respectivos intercambiadores de calor u 8 reactores de lecho móvil junto con 4 intercambiadores de calor ya que cada intercambiador puede operar con dos reactores. En el caso del reactor de tornillo sin fin y tambor rotatorio la limitación para el escalado es la transferencia de calor en el caso de la cama móvil la limitación es la pérdida de presión. Se puede observar que aunque se necesiten ocho reactores de cama móvil su volumen total es menor que para los otros tipos de reactores.

La diferencia en los tamaños de los reactores se puede explicar con el tanto por ciento de llenado, que aparece en la Tabla 3.2, el lecho móvil se considera totalmente lleno mientras que el reactor de tambor rotatorio solo se carga en un 15% máximo. Otra relación que se puede observar en esta gráfica es la dependencia del tiempo en función del coeficiente de transferencia de calor. En el caso del lecho móvil se observa como el tiempo de residencia es prácticamente igual al tiempo de reacción. Debido al alto coeficiente de transferencia de calor la biomasa se calienta rápidamente hasta la temperatura de reacción. Para los otros tipos de reactores, con tiempos de residencia mayores, el calentamiento toma la mayoría del tiempo, siendo el tiempo de reacción muy bajo.

Tabla A5.3. Tiempos [9].

Reactor	Llenado (%)	U (W/m ² K)	Calentamiento 100-200 °C (min)	Calentamiento 200-280 °C (min)	Tiempo de reacción (min)	Tiempo de residencia (min)
Reactor de tornillo con calentamiento indirecto	60-70	30	16	15	3	34
Tambor rotatorio con calentamiento directo	10-15	41	26	29	0	55
Lecho móvil con calentamiento directo	100	200	1	2	18	21

Tabla A5.4. Capital invertido [9].

Costes	Reactor de tornillo		Tambor rotatorio		Cama móvil	
	M €	%	M €	%	M €	%
1. Costes directos						
Costes de equipos						
Secadero	2,5	5%	2,5	7%	2,5	10%
Reactor	13,4	27%	5,6	15%	2,2	9%
Otros	2,7	5%	3,0	8%	3,1	12%
TOTAL	18,5	37%	11,0	30%	7,7	31%
Instalación del equipo	11,0	22%	8,8	24%	5,2	21%
Otros costes directos	7,5	15%	7,1	20%	5,2	21%
TOTAL	37	75%	27	74%	18	73%
2. Costes indirectos						
Ingeniería y supervisión	4,4	9%	4,2	12%	3,1	13%
Construcción	1,8	4%	1,3	4%	0,9	4%
Contingencias	4,3	9%	3,2	9%	2,1	9%
TOTAL	10	21%	8,7	24%	6,1	25%
3. Capital fijo invertido	48	97%	35	97%	24	95%
4. Coste de trabajo	1,24	3%	1,24	3%	1,24	5%
5. Capital total invertido	49	100%	36	100%	25	100%

En las tablas anteriores se observa como de los tres modelos estudiados el reactor de tornillo sin fin tiene la mayor inversión a realizar y los mayores costes de operación. Sin embargo el reactor de cama móvil tiene los costes más bajos de inversión, aproximadamente la mitad que el caso del reactor del tornillo sin fin, también los costes más bajos de operación, se tiene una reducción de aproximadamente un 30% en costes de operación con respecto al reactor de tornillo sin fin, que junto a su menor tiempo de residencia hacen de este modelo la opción más atractiva.

Tabla A5. 5. Costes de producción [9]

Costes	Reactor de tornillo		Tambor rotatorio		Cama móvil	
	M €	%	M €	%	M €	%
1. Costes de producción						
A. Costes de producción directos						
Trabajo operativo	5,42	7%	6,50	9%	5,42	10%
Necesidades						
Electricidad	5,75	7%	6,77	9%	5,88	11%
Gas natural	13,44	17%	13,44	19%	13,44	24%
Mantenimiento	6,10	8%	6,10	9%	2,04	4%
Otros	3,80	5%	4,07	6%	3,19	6%
TOTAL	34,5	45%	36,9	52%	30,0	54%
B. Cargos fijos						
Depreciación	20,38	27%	15,24	21%	10,20	18%
Otros	3,06	4%	2,29	3%	1,53	3%
TOTAL	23,4	31%	17,5	25%	11,7	21%
C. Planta	3,25	4%	3,90	5%	3,25	6%
2. Gastos generales						
Financiación	10,46	14%	7,89	11%	5,37	10%
Otros	5,15	7%	5,31	7%	5,15	9%
Total	15,6	20%	13,2	18%	10,5	19%
Total costes de producción	77	100%	71	100%	55	100%
EUR/GJ	3,8		3,5		2,7	

ANEXO 6 VISTAS DEL TORREFACTOR

VISTA ISOMÉTRICA REACTOR

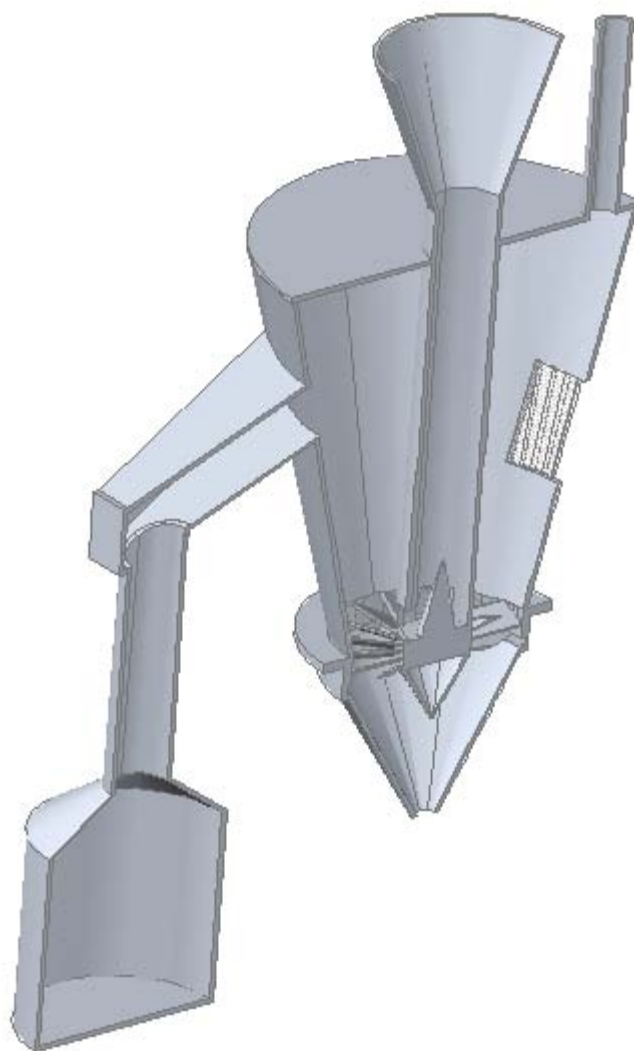


Figura A6. 1. Corte longitudinal del torrefactor.

ENTRADA DE GAS

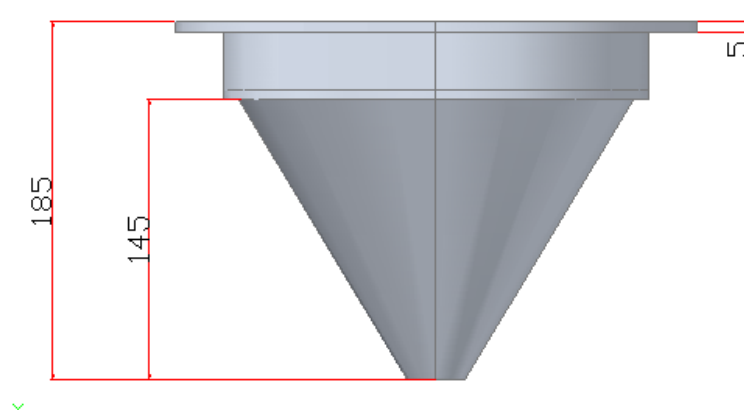


Figura A6. 2. Alzado de la entrada de gas.

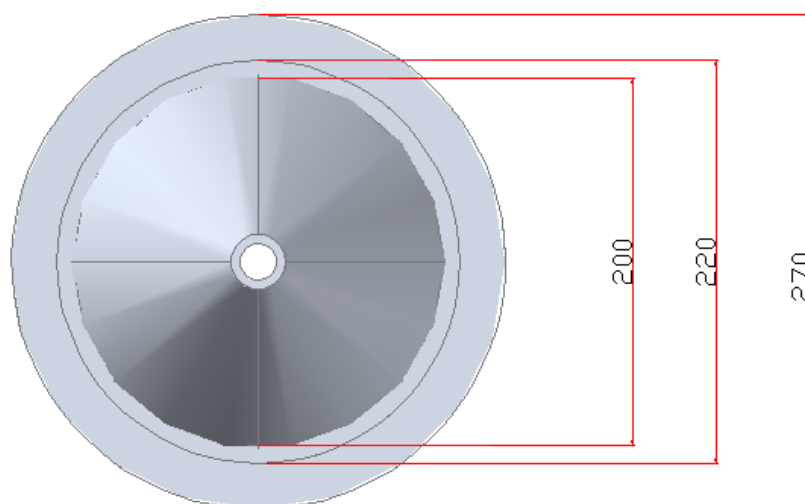


Figura A6.3. Planta de la entrada de gas.

DISCO DIFUSOR

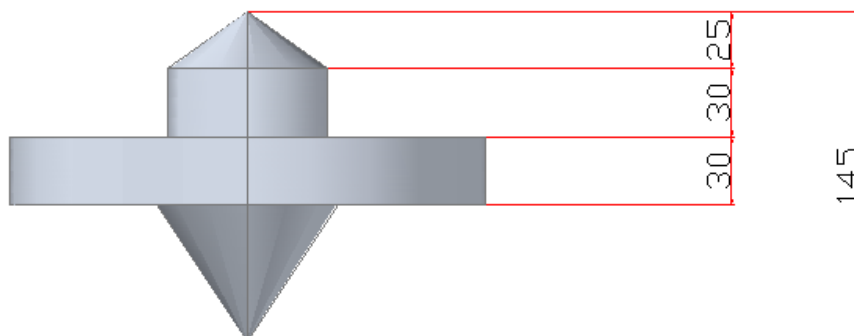


Figura A6.4. Alzado del difusor.

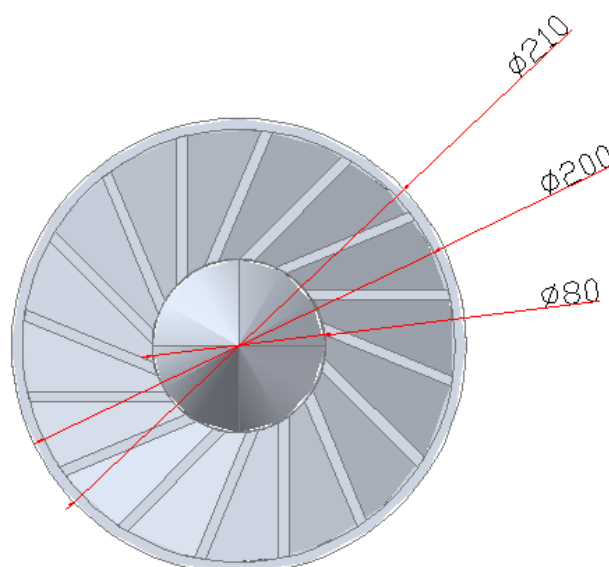


Figura A6.5. Planta del difusor.

CUERPO

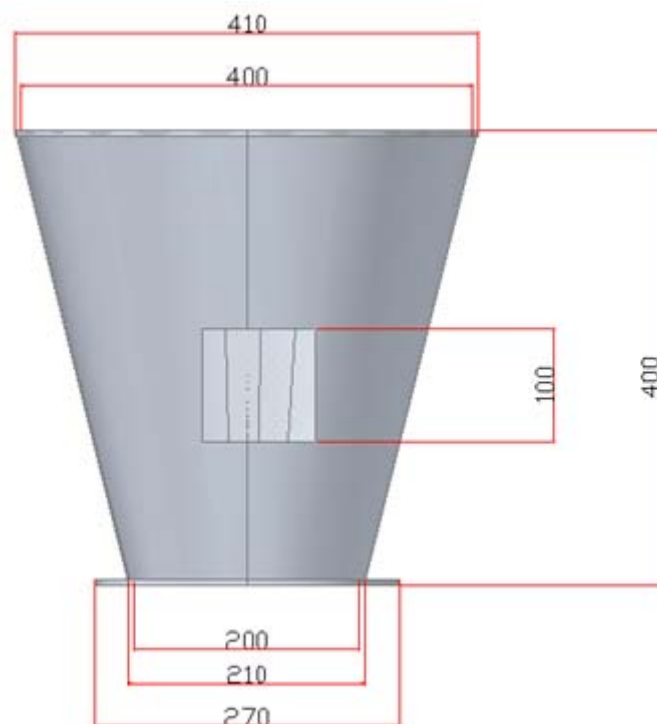


Figura A6. 6. Alzado del cuerpo.

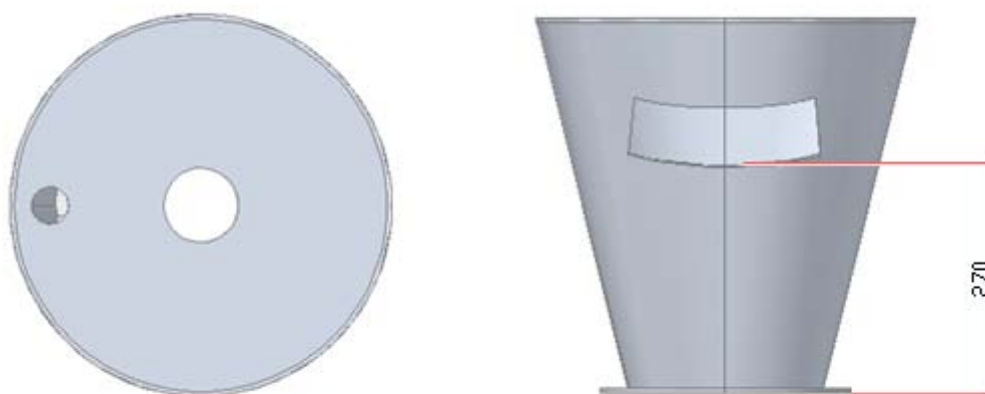


Figura A6.7. Alzado trasero y planta del cuerpo.

ENTRADA DE BIOMASA

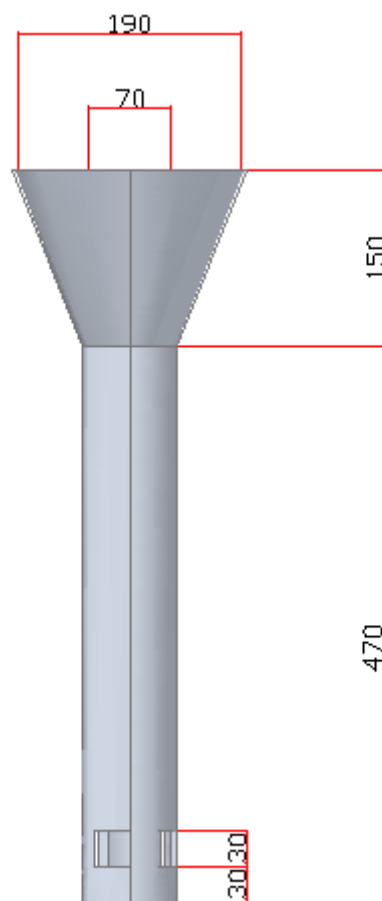


Figura A6.8. Alzado entrada de biomasa.

SALIDA DE BIOMASA

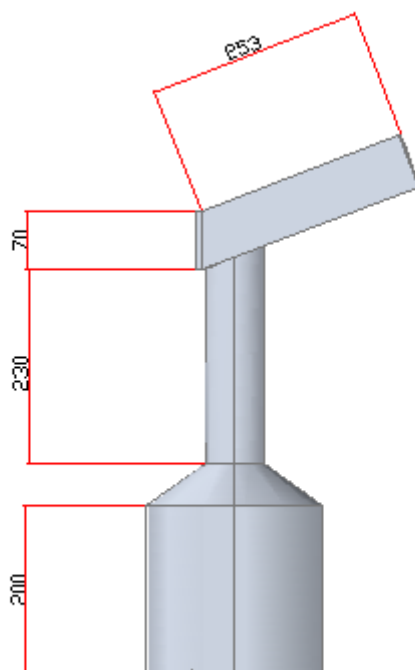


Figura A6.9. Perfil de la salida de productos.

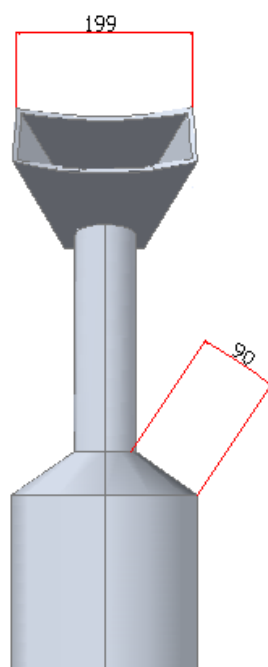


Figura A6.10. Alzado de la salida de productos.