
eman ta zabal zazu



Universidad
del País Vasco

Euskal Herriko
Unibertsitatea

ZIENTZIA
ETA TEKNOLOGIA
FAKULTATEA

FACULTAD
DE CIENCIA
Y TECNOLOGÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UN CONTACTOR SPOUTED BED PARA EL SECADO DE ARENAS FINAS Y ULTRAFINAS

TESIS DOCTORAL

Aitor Pablos Castro

Leioa, Abril de 2017

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

**DISEÑO DE UN CONTACTOR
SPOUTED BED PARA EL SECADO DE
ARENAS FINAS Y ULTRAFINAS**

MEMORIA

Que para optar al grado de Doctor en Ingeniería Química

presenta

D. Aitor Pablos Castro

Aitor Pablos Castro

Leioa, Abril de 2017

No podía dormir.

Tras cuatro años estaba a punto de presentar la Tesis y miles de preguntas rondaban mi cabeza. ¿Lo haré bien? ¿Sabré responder a todas las preguntas? Mi cabeza no dejaba de martillearme con dudas.

En ese momento, cuando te asolan las dudas, es cuando uno para a pensar en todo el esfuerzo realizado para sacar adelante el trabajo y, sobre todo, en las personas que siempre han estado ahí para ayudarte. Quizá por eso sentí el impulso de levantarme de la cama, cogí un lápiz y comencé a escribir a todos ellos:

“Gracias a mis dos Directores, los catedráticos Martín Olazar y Roberto Aguado, por aportar su punto de vista y sus correcciones necesarias en esta Tesis. Gracias en especial por vuestra confianza en mí, por vuestra paciencia conmigo y por sacar tiempo para mí en cualquier situación. Eskerrik asko benetan.

Gracias a mis compañeros de Novattia, sin los cuales estos cuatro años no hubiera sido lo mismo. Gracias, Esther, Asier y Patxi, por estar siempre ahí para echarme una mano o para una gran charla. Gracias, Koke, por tu confianza en mí, por hacerme siempre esa pregunta que no esperaba, por tus “tirones de orejas” necesarios, gracias, en definitiva, por haceme mejorar como trabajador y como persona. Gracias, Javi, por hacer de brújula a alguien tan despistado como yo y por estar siempre ahí, tanto en los momentos buenos como en los malos. Gracias a todos por ser lo que ya considero como mi pequeña familia.

Gracias a todos mis compañeros de la universidad: Paula, Eva, Aitor Arregi, Aitor Otxoa, Marta, Mónica, Ainara, Mikel, Rober... por ayudarme en todo lo necesario desde mi destierro. Gracias en especial a mis compañeros del Labo 0.7: Idoia, Iris, Juan Fernando, Aitor Atxutegi y Mikel, por su ayuda y por su cercanía. Gracias también a Izaskun Pascuas, Liher Beltran, Ibon Ferrero, Xabier Júdez, Paula Moral, Eider del Molino, Xirahi Martinez, Xabier Sukunza, Idoia Martinez, Uxue Urresti, Nerea Mendizabal y Nekane Etxebarria por su inestimable ayuda en la consecución de este Trabajo.

Quisiera, finalmente, dar las gracias a las personas que están ahí todos los días y nunca soy capaz de agradeceréselo. Gracias, aita, por apoyarme en cada momento de mi vida. Gracias, ama, por sacar tiempo de donde no hay para compartir momentos juntos. Gracias, Nora, por preocuparte por mí y luchar cada día. Gracias, Oihane, por comprenderme, estar a mi lado y sacarme cada día una sonrisa. Y gracias también a ti, Iraultza, porque aunque aun no sepas leer algún día sabrás lo importante que has sido para mí durante este tiempo. Gracias a todos porque este trabajo es para vosotros.”

Dejé el lápiz y guardé el papel. Ya no estaba nervioso.

El trabajo estaba terminado.

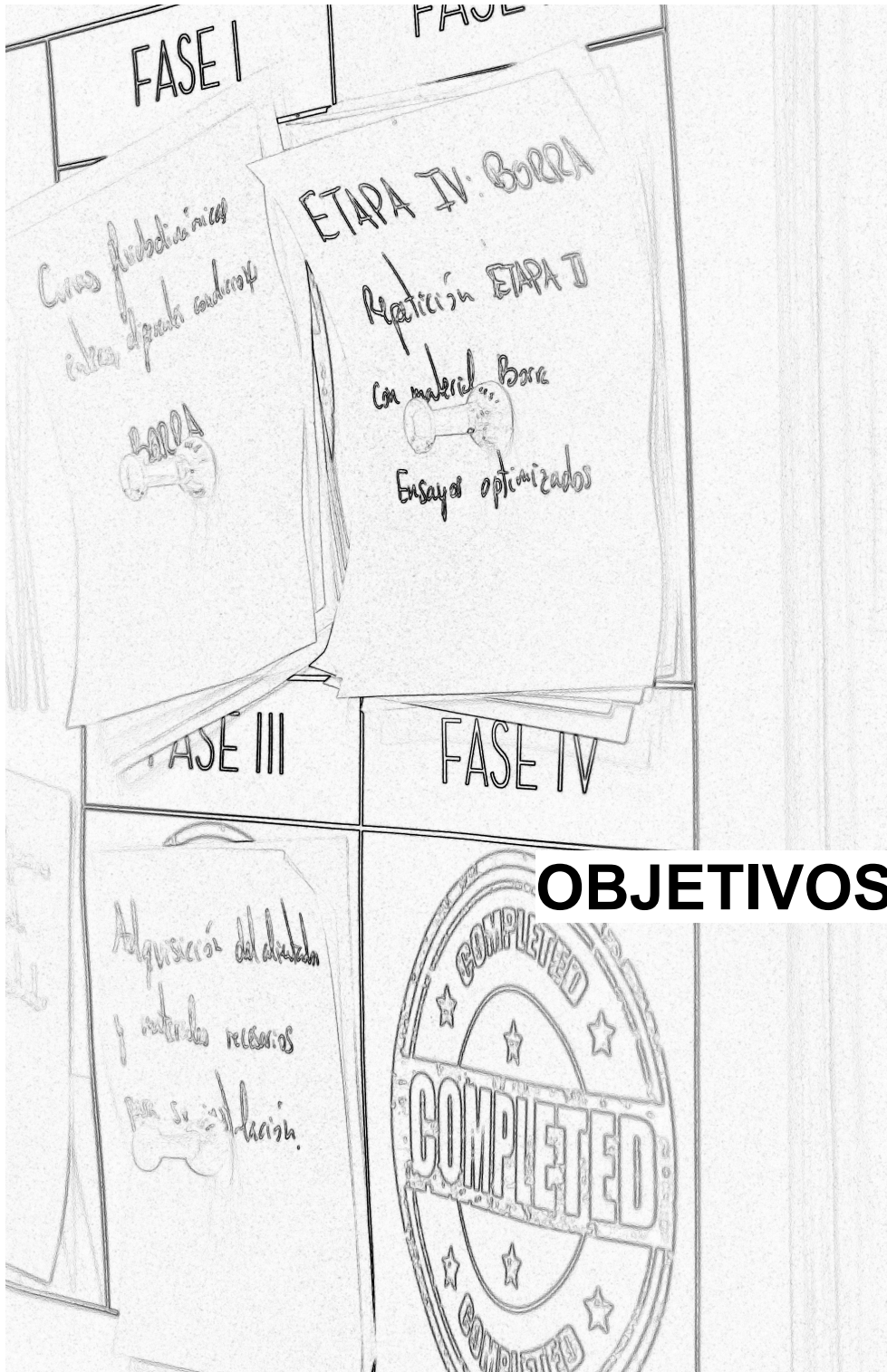
“I have never let my schooling
interfere with my education”

-Mark Twain-

INDICE

OBJETIVOS	1
1 INTRODUCCIÓN	7
1.1 Los áridos	7
1.2 Fundamentos del secado	12
1.3 Secado industrial	24
1.3.1 Tecnologías para el secado industrial	30
1.4 El lecho en surtidor (spouted bed)	40
1.4.1 Secado en spouted bed	42
1.4.2 Factores de diseño y condiciones de operación del spouted bed cónico	55
1.4.3 Modelado del secado en spouted bed	63
1.4.4 Segregación, atrición y elutriación de partículas	68
2 EXPERIMENTAL	79
2.1 Propiedades físico-químicas de los materiales	79
2.2 Planta piloto	87
2.3 Metodología de los ensayos	103
3 ESTUDIO FLUIDODINÁMICO	113
3.1 Fluidodinámica del material seco	114
3.1.1 Parámetros de diseño y elección del draft-tube	122
3.2 Fluidodinámica del material húmedo	131
4 ELUTRIACIÓN, ATRICIÓN Y SEGREGACIÓN	137
5 SECADO EN DISCONTINUO	149
5.1 Estudio paramétrico termodinámico	150
5.1.1 Influencia de la cantidad de arena húmeda	151
5.1.2 Influencia de la velocidad del aire	155
5.1.3 Influencia de la temperatura de entrada del aire	159
5.2 Efecto de los parámetros geométricos	167
5.3 Modelado del secado en discontinuo	173
6 SECADO EN CONTINUO	193
6.1 Puesta en marcha	193
6.2 Estudio de secado	200
6.2.1 Curvas de capacidad	200
6.2.2 Influencia de los parámetros de proceso	203

6.2.3	Eficiencia de secado	206
7	VIABILIDAD ECONÓMICA	217
7.1	Capital inmovilizado	218
7.2	Costes de operación	221
7.3	Evaluación de rentabilidad	226
8	RESUMEN Y CONCLUSIONES	233
8.1	Resumen	233
8.2	Conclusiones	235
9	NOMENCLATURA	245
10	BIBLIOGRAFÍA	253



OBJETIVOS

OBJETIVOS

El fenómeno del secado, entendido como la disminución del contenido de agua de un cuerpo sólido, es un proceso que ocurre espontáneamente en la naturaleza y del que se ha servido la humanidad desde sus primeros albores con finalidades diversas, tales como la conservación de alimentos o la fabricación de recipientes. Es por ello que se hayan ideado infinidad de mecanismos y tecnologías de secado y que esta operación se haya convertido en una práctica rutinaria en nuestra vida cotidiana.

¿Para qué proponer entonces nuevas tecnologías de secado? Es cierto que en el mercado existen decenas de equipos basados en tecnologías convencionales para el secado de la mayoría de los materiales más habituales. Sin embargo, no todas estas tecnologías son necesariamente óptimas en términos de consumo de energía, calidad de producto seco, seguridad de funcionamiento, control frente a perturbaciones, facilidad de control o impacto ambiental. Por tanto, existe aún un notable margen de mejora que representa una oportunidad para nuevas tecnologías emergentes que sean capaces de mejorar las prestaciones de los equipos existentes y que den respuesta a nuevos retos de secado.

En este sentido, este Trabajo pretende abordar tres retos claramente definidos: (1) explorar el potencial de la tecnología de lecho en surtidor o “spouted bed” para el secado de sólidos granulados; (2) secar material fino y con una amplia distribución de tamaño de partícula y (3) lograr un equipo eficiente que sea capaz de competir en el mercado con los ya existentes. El diseño, fabricación, puesta a punto y caracterización de un equipo de estas características supone un reto muy ambicioso que no se puede afrontar sin la estrecha colaboración de dos agentes fundamentales de la I+D+i: empresa y universidad. Por ello este trabajo nace de un proyecto conjunto al que aportan conocimiento, experiencia, recursos físicos y humanos la empresa Novattia Desarrollos S. L. y el Grupo de Investigación en Procesos Catalíticos y Valorización de Residuos del Departamento de Ingeniería Química de la UPV/EHU.

Para abordar estos retos los objetivos que se plantean son los siguientes:

1. Motivar y potenciar el desarrollo de la tecnología spouted bed hacia otros campos.
2. Aplicar la tecnología de spouted bed en un proceso industrial de secado de arenas ultrafinas.

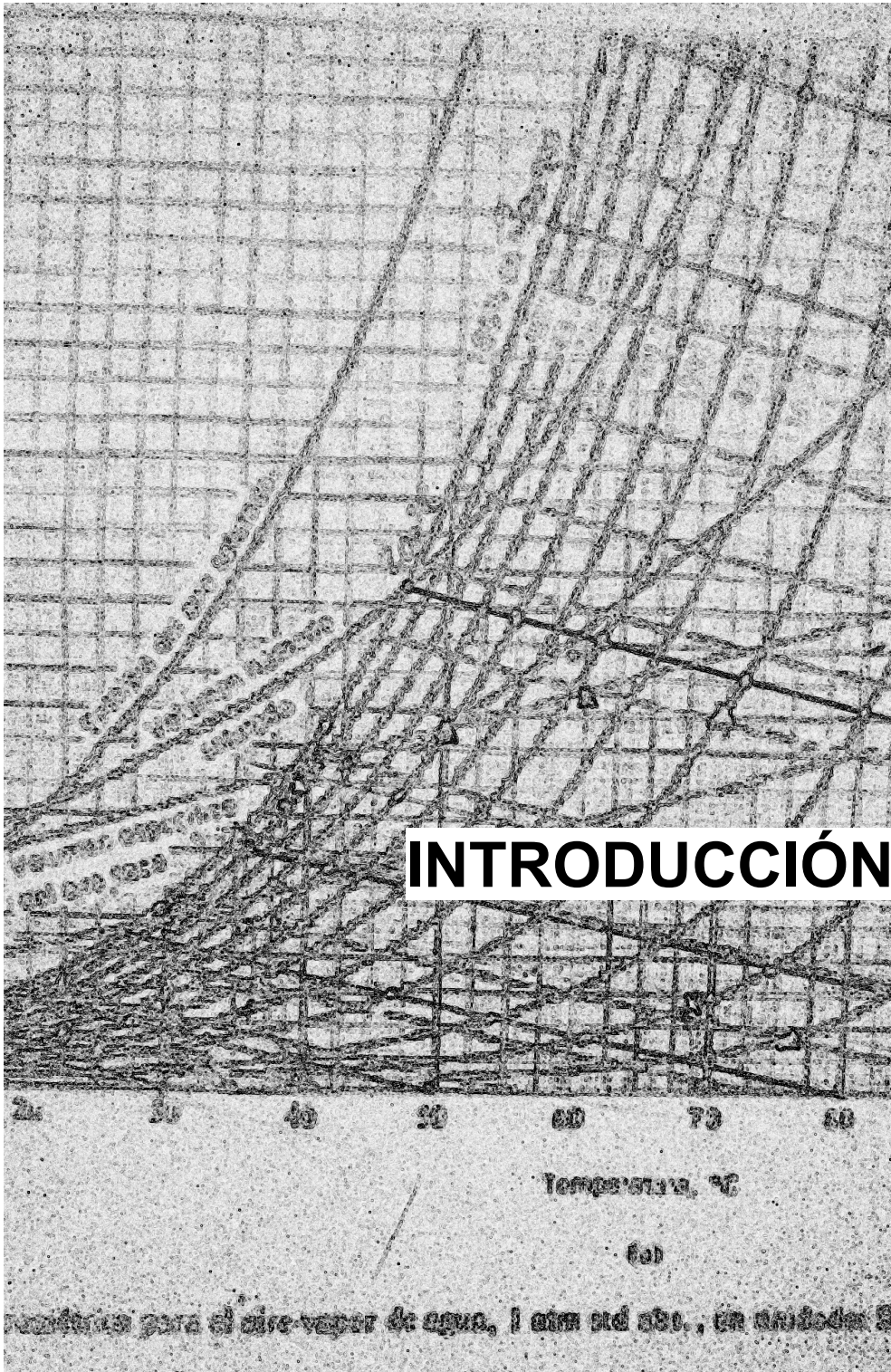
OBJETIVOS

3. Establecer los parámetros de diseño de secaderos de lecho en surtidor a escala industrial.
4. Desarrollar un proceso de secado de arenas finas y ultrafinas que mejore las prestaciones de los existentes, centrándose en minimizar los requerimientos energéticos y con ello el coste del producto.
5. Implantar un sistema de secado compacto de baja inversión susceptible de implantarse en procesos en los que aunque el tratamiento térmico no resulta imprescindible su uso mejora el rendimiento del proceso global y/o la calidad del producto.

Para garantizar la consecución de estos objetivos en este Trabajo se abordan las siguientes tareas:

6. Caracterización de los materiales seleccionados para el Trabajo (arenas finas y ultrafinas): composición química, propiedades físicas (densidad, atrición), granulometría, estructura microscópica, porosidad, comportamiento en condiciones de secado.
1. Análisis de la investigación fundamental sobre la fluidodinámica y secado en contactor de spouted bed. El conocimiento del Grupo de Investigación de la UPV/EHU junto con la experiencia de Novattia en procesos industriales es el punto de partida para el prediseño de la unidad a escala planta piloto de laboratorio.
2. Estudios fluidodinámicos en frío del producto seco y húmedo para definir el intervalo de las condiciones de operación (altura de lecho, velocidad del gas, diámetro de partícula...) y definir los factores geométricos del contactor (diámetro de la entrada, ángulo de la base, diámetro del contactor...).
3. Análisis de la estabilidad y segregación del lecho, añadiendo trazadores y si fuese necesario un agente fluidizante.
4. Diseño, construcción, montaje y puesta en marcha de una unidad de secado en discontinuo basada en la tecnología de spouted bed a escala planta piloto de laboratorio para trabajo a temperatura.

5. Estudio fluidodinámico en caliente, estableciendo la estabilidad del sistema y definiendo los intervalos de las variables de operación y factores geométricos que garantizan la operación estable.
6. Desarrollo y validación de un modelo de secado a temperaturas elevadas que sea capaz de simular el comportamiento de la planta piloto en discontinuo y que permita cuantificar la transferencia de materia del sólido al gas.
7. Diseño, construcción, montaje y puesta en marcha de una unidad de secado en continuo basada en la tecnología de spouted bed a escala planta piloto de laboratorio para trabajo a temperatura.
8. Análisis del comportamiento de la planta piloto, estableciendo el mapa de operación, la capacidad de la planta, el estudio de estabilidad y el cálculo de la eficiencia.



INTRODUCCIÓN

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Los áridos

El sector de los áridos es el principal suministrador de materias primas para la construcción de infraestructuras, para la edificación, para la industria y para la protección del medio ambiente, lo que le confiere el carácter de industria estratégica. Estos materiales son la segunda materia prima más consumida por la humanidad después del agua, y en el marco de la producción minera mundial los áridos destacan sobre el resto de recursos minerales, tal y como puede verse en la Figura 1.1.

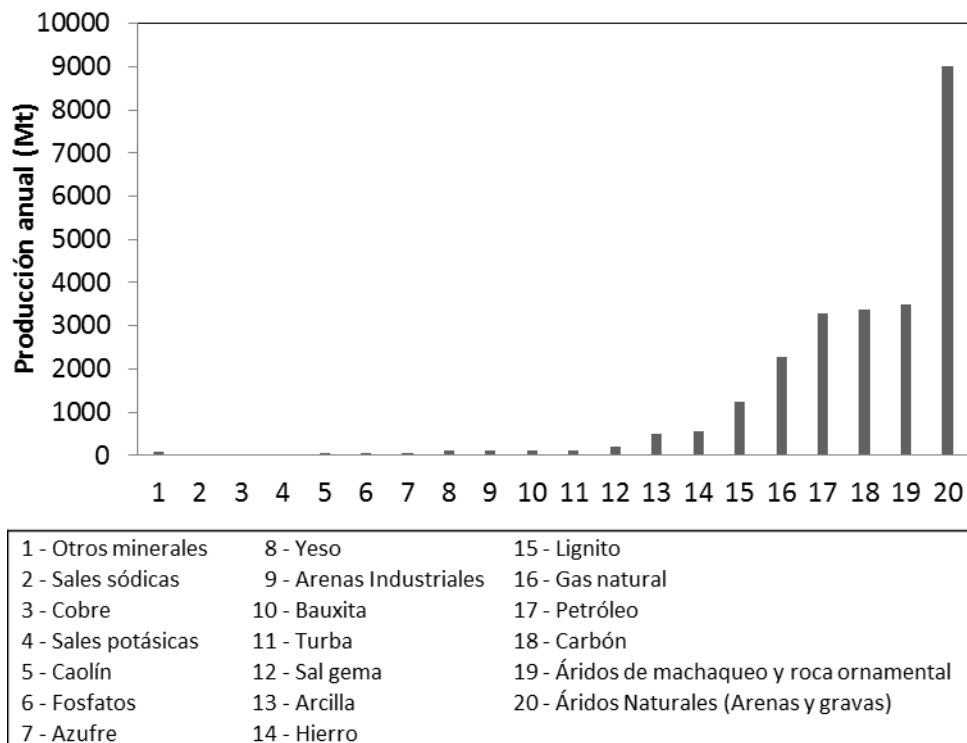


Figura 1.1. Producción mundial (Mt) de recursos minerales en el año 2000. Las menas metálicas se expresan en metal equivalente y el gas natural en Mm³[1].

En España, por su parte, la industria de los áridos representa el sector minero no energético más importante del país, con una producción que alcanzó un máximo de 486 Mt/año en el año 2006. Como es sabido, el sector de los áridos ha sido uno de los grandes damnificados por la crisis económica, reduciendo

INTRODUCCIÓN

drásticamente la producción hasta el mínimo registrado en el año 2014 (90 Mt/año). Aún así, la leve recuperación registrada en el año 2015 (94 Mt/año) marca un cambio de tendencia que espera ser consolidada en los años posteriores^[2].

Según la última Estadística Minera de España^[3], de 2014, el sector de los áridos se situaba en explotaciones, trabajadores y volumen de producción como sector líder de la industria extractiva española, siendo destacables las siguientes cifras:

- 1746 explotaciones censadas, que representaban el 61% del total de explotaciones mineras españolas.
- 7646 trabajadores directos en operaciones de extracción y primer tratamiento, el 37% del total de la industria extractiva. En total, el sector da empleo a cerca de 20500 trabajadores.
- La producción de áridos (para la construcción y otros usos industriales) alcanzó los 112.2 Mt. En toneladas producidas, la producción de áridos supuso el 65% del total de la industria extractiva.
- El valor de la producción vendible de áridos alcanzó los 521 M€. En valor de la producción vendible supone el 17% del total de la industria extractiva.

En lo referente a su ámbito de uso, los áridos se emplean en diferentes aplicaciones formando parte de diferentes productos (Figura 1.2), siendo los más habituales el hormigón preparado, prefabricados de hormigón (el 80% del hormigón son áridos), mortero, aglomerados asfálticos (el 95% son áridos), construcción de carreteras (el 94% de los materiales necesarios para una carretera son áridos), ferrocarriles (balasto), etc^[2].

Los áridos son también fundamentales en los procesos de producción de papel, detergentes, pinturas, vidrio, ordenadores, determinados medicamentos, etc. Incluso para la siderurgia, para la fabricación de cementos y cales o para la generación de energía eléctrica en centrales térmicas es preciso el aporte de áridos como cargas minerales.

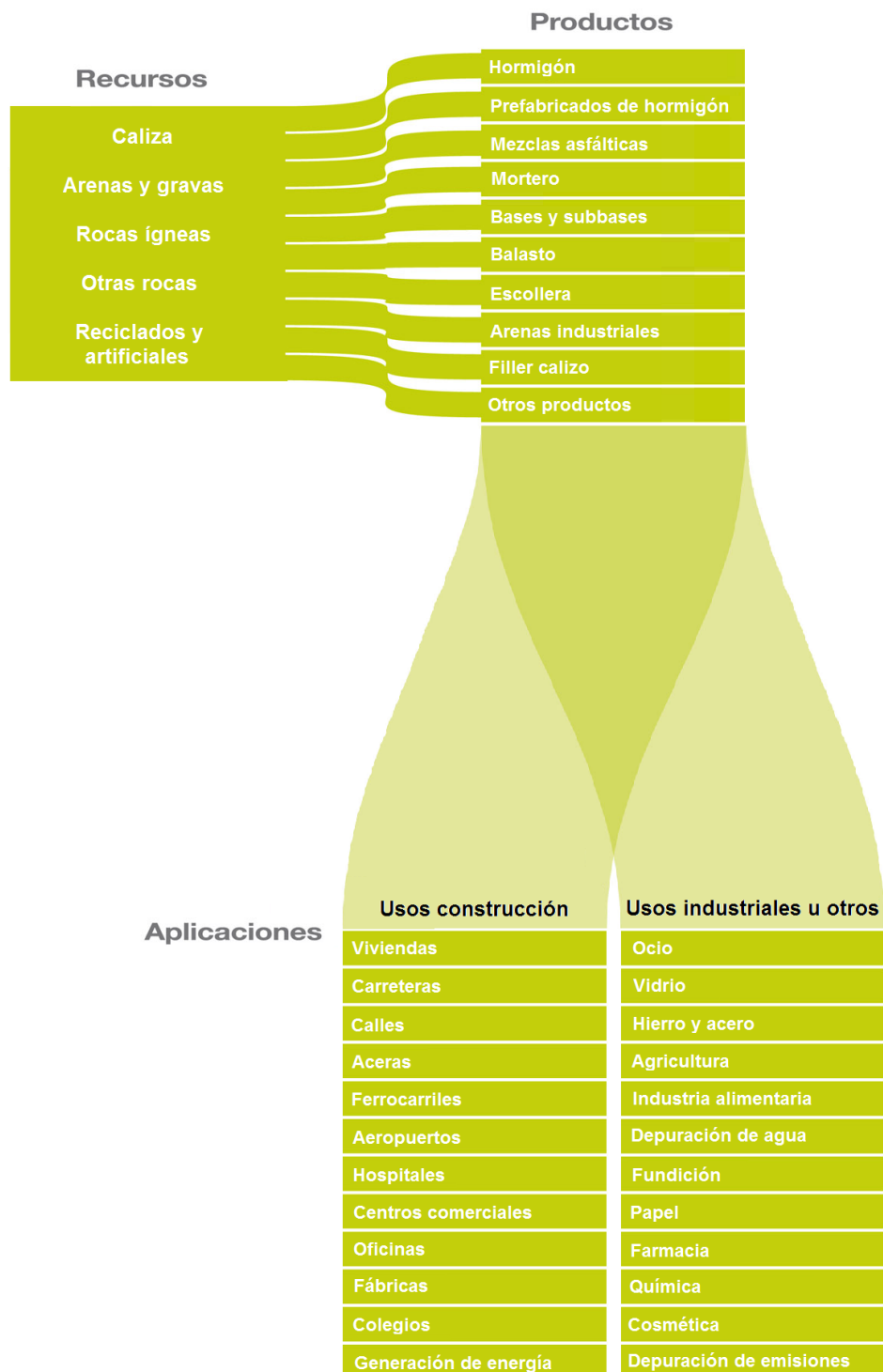


Figura 1.2. Tipos de áridos, productos habituales y aplicaciones en las que se usan^[2].

INTRODUCCIÓN

La producción y comercialización de áridos está normalizada y regulada para su aplicación en construcción y, por lo tanto, se requieren rocas de calidades ya establecidas y demandadas por el mercado. Con todo la multitud de aplicaciones y usos hacen que la composición mineral y las texturas sean muy diversas, dotándoles de características variadas que permitan satisfacer todos los usos. Resulta por tanto imposible definir unas propiedades estándares del conjunto de materiales que se engloban en esta familia.

La obtención de áridos suele seguir un proceso de vía húmeda como el descrito en la Figura 1.3. El material inicial es molido en seco, cribado, molido en húmedo, clasificado, separado (por métodos basados en la gravedad, magnetismo o electrostática) y finalmente desaguado^[4]. Esta etapa final es una parte indispensable del proceso ya que, con pocas excepciones, la mayor parte de los procesos de separación de minerales implican el uso de cantidades sustanciales de agua y el concentrado final se separa de la pulpa en la cual la relación de sólidos puede ser alta. Los métodos de desaguado se clasifican genéricamente en tres grupos: (1) sedimentación o espesado, (2) filtración y (3) secado térmico. En el procesamiento de minerales el desaguado normalmente es una combinación de varios métodos clasificados en una o varias de las categorías anteriores. El agua se separa inicialmente por sedimentación para generar una pulpa espesa con entorno a 55-65% p/p de sólidos, llegándose en algunos casos hasta un máximo de un 80%. La filtración de la pulpa espesa produce una torta húmeda con entre 80 y 90% p/p de sólidos, la cual requiere un secado térmico para obtener un producto final de 95% p/p de sólidos^[5].

El secado térmico de los concentrados es por tanto la última operación que se realiza en la planta de procesamiento de minerales, y tiene por objeto reducir el costo del transporte. Si el contenido es menor del 5% p/p de agua se pueden generar serios problemas de pérdidas de polvo, aunque en algunos materiales como los utilizados en este Trabajo, un contenido de humedad por debajo del 1% puede revalorizar el producto y abrir nuevos mercados.

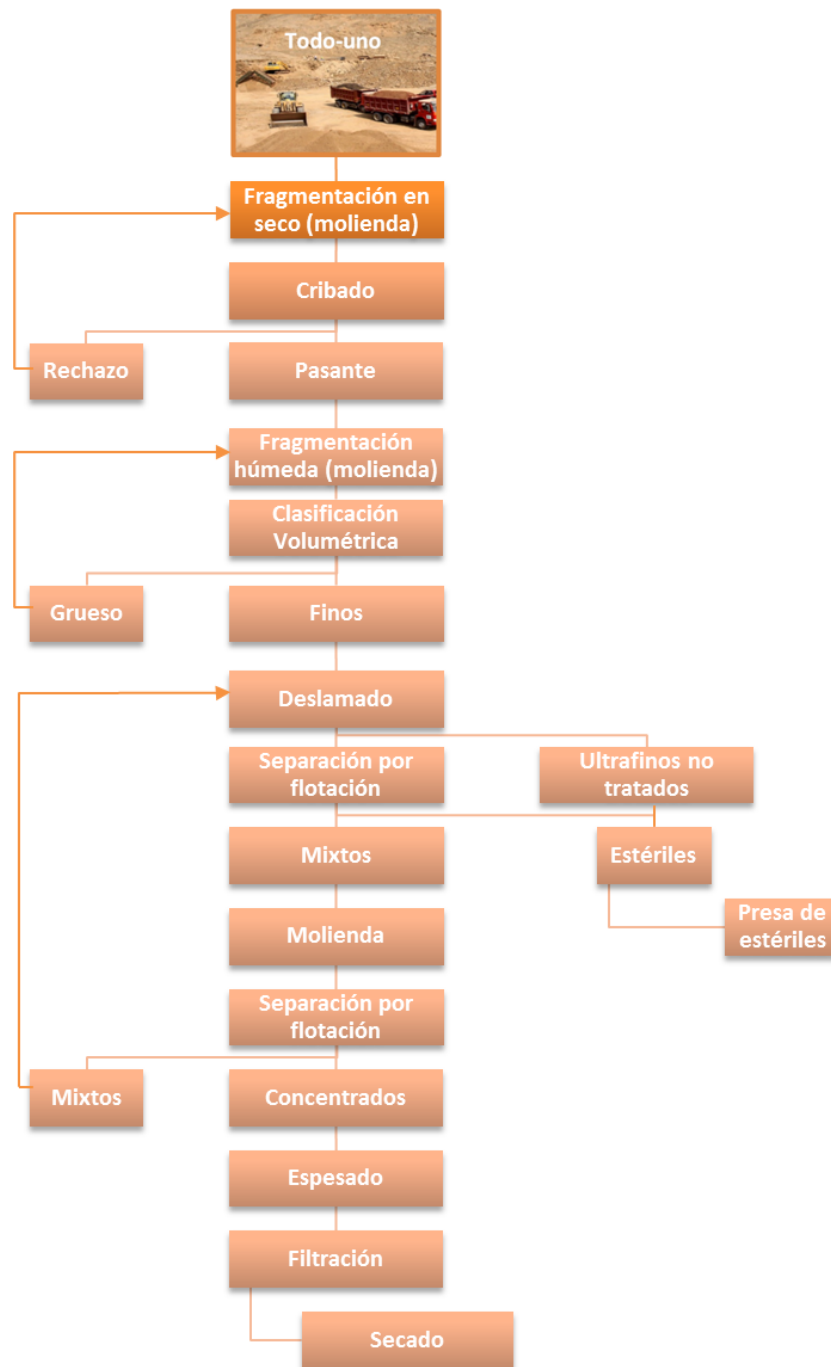


Figura 1.3. Esquema simplificado de un proceso de producción de áridos^[4].

1.2 Fundamentos del secado

El exceso de humedad contenida en un material puede eliminarse por métodos mecánicos (sedimentación, filtración, centrifugación) o térmicos (secado térmico). Es evidente que la eliminación mecánica de agua o en general de líquidos existentes en sólidos es más favorable que la opción térmica, pero la primera no puede en muchos casos garantizar las rigurosas especificaciones a las que están sometidos los productos finales y gran número de productos intermedios. Es por ello que en las producciones industriales el secado térmico es la tecnología preferida. Por ejemplo, una centrífuga trabajando con grandes cargas de sólido húmedo reducirá la humedad del producto en torno al 10-20%, mientras que para la misma carga un secadero rotatorio convencional puede bajar del 1%^[6].

En el secado térmico se parte de una materia prima sólida, semi-sólida o líquida y se desea obtener un producto sólido por evaporación del líquido (generalmente agua) mediante la aplicación de calor. En el caso especial de secado por congelación, el material que se desea secar se lleva a una temperatura por debajo del punto triple del agua, y el secado se produce por sublimación del hielo. Esta definición excluye por tanto a otras operaciones similares como la evaporación, cuyo objetivo es concentrar una fase líquida, las operaciones de deshidratación mecánica, tales como filtración, centrifugación, sedimentación, extracción supercrítica de agua a partir de geles para producir aerogeles con una porosidad extremadamente alta (extracción) o de las llamadas operaciones de secado de líquidos y gases por el uso de tamices moleculares (adsorción). Por lo tanto, el cambio de fase y la producción de una fase sólida como producto final son características esenciales del proceso de secado.

La humedad contenida en el sólido se evapora por acción del calor y se transfiere a la fase gaseosa debido a la diferencia entre la presión de vapor del líquido contenido en el sólido húmedo y la presión parcial en la corriente gaseosa. Cuando estas dos presiones se igualan el sólido y el gas están en equilibrio y el proceso de secado termina.

Además de la evaporación y transferencia de materia del agua del sólido a la fase gas, en la operación de secado se pueden dar varios tipos de procesos, tales como transformaciones físicas o químicas que, a su vez, pueden causar cambios en la calidad del producto. Los cambios físicos que pueden ocurrir incluyen: contracción, soplado, cristalización y transiciones vítreas. En algunos casos pueden ocurrir reacciones químicas o bioquímicas deseables o indeseables que conducen a cambios en el color, textura, olor u otras propiedades del

producto sólido. En la fabricación de catalizadores, por ejemplo, las condiciones de secado pueden producir diferencias significativas en la actividad del catalizador mediante el cambio de la superficie interna^[7,8].

El calor necesario para el proceso de secado puede ser aportado por convección (secaderos directos), por conducción (secaderos de contacto o indirectos), radiación o volumétricamente mediante la colocación del material húmedo en un horno de microondas o un campo electromagnético de radiofrecuencia. Más del 85% de los secaderos industriales son convectivos, usando aire caliente o gases de combustión directos como medio de secado, y más del 99% de las aplicaciones implican la eliminación de agua. En la mayoría de casos el calor se difunde en el sólido por conducción, y el líquido debe viajar al límite exterior del material por difusión antes de que sea transportado por el gas portador o por aplicación de vacío (en secaderos no convectivos)^[7-9].

El mecanismo por el que transcurre el proceso de secado depende en gran medida del enlace de la humedad con el sólido. Cuanto más fuerte es dicho enlace, mayor es el gasto energético necesario para reducir la humedad, y es habitual que durante el proceso de secado el enlace de la humedad con el material varíe.

Las formas de enlace de la humedad con el material son: Química, físico-química y mecánica^[10]. El enlace químico es el más fuerte, ya que en este caso al agua forma parte de la molécula del sólido y por tanto se combina con éste en determinadas proporciones estequiométricas. Su eliminación requiere elevadas temperaturas o la adición de sustancias adicionales que favorezcan reacciones de deshidratación, y por tanto no se considera en los procesos convencionales de secado, que se restringen a la reducción de la humedad enlazada en forma físico-química y mecánica. La más fácil de eliminar es la última, que corresponde a la humedad contenida en los poros y capilares (macro y micro) de los materiales porosos o la que recubre la superficie. Los macrocapilares (con un radio medio mayor de 10^{-7} m) se llenan de humedad durante el contacto directo del agua con el material, mientras que en los microcapilares la humedad penetra tanto por contacto directo como mediante difusión de la humedad del medio ambiente. La humedad de los macrocapilares se elimina con facilidad no sólo por secado, sino que también mediante métodos mecánicos.

El enlace físico-químico une dos tipos de humedad que se diferencian por la fortaleza del enlace: La humedad ligada osmóticamente y la ligada por adsorción. La primera, llamada también humedad de hinchamiento, es característica de materiales que contienen células, las cuales presentan

INTRODUCCIÓN

tendencia a acumular agua por ósmosis. La humedad adsorbida se retiene sobre la superficie y en los poros del material, y su eliminación requiere un aporte energético considerablemente mayor que el que se necesita para eliminar la humedad de hinchamiento. La presencia de estos tipos de humedad es especialmente destacable en materiales coloidales y poliméricos^[10].

En Tabla 1.1 se recogen los términos más comunes en el secado y su significado y en la Figura 1.4 se representan las humedades y periodos descritos en la misma.

Tabla 1.1. Definición y significado de los términos más comunes en el secado.

Término/símbolo	Significado
Calor húmedo	Energía necesaria para elevar un grado la temperatura de la unidad de masa de aire seco y su vapor asociado.
Humedad absoluta, y	Masa de vapor de agua por unidad de masa de gas seco.
Humedad crítica, $x_{s,c}$	El contenido de humedad en el que la velocidad de secado comienza a disminuir.
Humedad de equilibrio, x_s^*	A una temperatura y presión dada, el contenido de humedad del sólido húmedo en equilibrio con la mezcla de gas-vapor (cero para los sólidos no higroscópicos).
Humedad libre, $x_{s,f}$ $x_{s,f} = x_s - x_s^*$	El contenido de humedad en exceso de la humedad de equilibrio (por lo tanto, libre para ser eliminado) a una humedad del aire y temperatura dadas.
Humedad límite	Líquido físicamente y/o químicamente unido a la matriz sólida que ejerce una presión de vapor inferior a la del líquido puro a la misma temperatura.
Humedad no límite	La humedad en sólido que ejerce una presión de vapor igual a la del líquido puro a la misma temperatura.
Humedad relativa	Relación entre la presión parcial de vapor de agua en la mezcla de gas-vapor a la presión de vapor de equilibrio a la misma temperatura.
Período de velocidad de secado constante	Bajo condiciones de secado constantes, el período de secado durante el cual la velocidad de evaporación por unidad de área de secado es constante (cuando se elimina la humedad superficial).

Tabla 1.1. Continuación.

Término/símbolo	Significado
Período de velocidad de secado decreciente	Bajo condiciones de secado constantes, el período de secado durante el cual la velocidad de secado cae de manera continua en el tiempo.
Punto de rocío	Temperatura a la que se satura una mezcla dada de aire y vapor insaturado.
Temperatura de bulbo húmedo, T_{wb}	Temperatura del líquido que alcanza cuando se ponen en contacto grandes cantidades de mezcla de aire y vapor con la superficie. En secado puramente convectivo, la superficie de secado alcanza T_{wb} durante el período de velocidad constante.
Temperatura de bulbo seco, T_{db}	Temperatura medida por un termómetro (seco) sumergido en una mezcla vapor-gas.
Temperatura de saturación adiabática, T_a	Temperatura de equilibrio alcanzado por el gas insaturado y líquido vaporizado bajo condiciones adiabáticas. Nota: Para el sistema de aire/agua solamente, es igual a la temperatura de bulbo húmedo (T_{wb}).

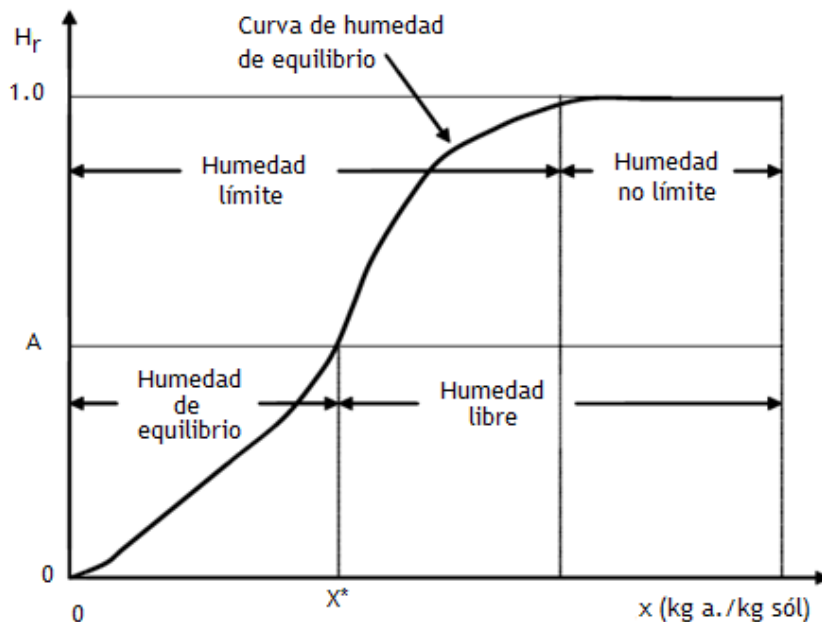


Figura 1.4. Tipos de humedad^[9].

INTRODUCCIÓN

Cuando se seca un sólido ocurren dos procesos fundamentales y simultáneos:

- Transmisión del calor para aportar la entalpía necesaria para la evaporación del líquido.
- Transferencia de materia desde el interior o la superficie del sólido al gas (generalmente aire).

Independientemente del mecanismo de transmisión de calor, que como se ha comentado anteriormente puede ser conducción, convección, radiación o una combinación de cualquiera de estos, el calor tiene que pasar primero a la superficie exterior y desde ésta al interior del sólido. La única excepción es el secado mediante ondas electromagnéticas de alta frecuencia, en el que la circulación de calor se produce desde el interior hasta la superficie exterior^[11,12].

En el secado por convección el calor necesario para la evaporación del líquido proviene de un agente gaseoso o un vapor que pasa por encima del sólido o lo atraviesa. En el secado por conducción el producto que debe secarse se encuentra en tubos o recipientes cerrados, o bien se desplaza por encima de estos, y el calor se difunde en el sólido debido a la conductividad térmica del propio sólido. En el secado por radiación el calor se transmite mediante superficies radiantes próximas y en el secado dieléctrico la energía es generada en el interior del propio material mediante un campo electromagnético de alta frecuencia (microondas). También se encuentran trabajos en la Bibliografía sobre secado por sublimación, que como se ha comentado es el secado en estado de congelación a alto vacío^[10].

La Figura 1.5 muestra la curva teórica de secado, en la que se pueden apreciar dos partes notablemente diferenciadas: Un período en el que la velocidad de secado se mantiene constante y otro en el que la velocidad se reduce paulatinamente (de forma lineal o exponencial). En realidad en el proceso de secado de un sólido poroso pueden distinguirse hasta tres etapas.

Etapa AB: Es una etapa de calentamiento (o enfriamiento) inicial del sólido. Normalmente de poca duración, durante esta etapa la evaporación no es significativa por su intensidad ni por su cantidad. En esta etapa el sólido se calienta desde la temperatura ambiente hasta que se alcance el equilibrio entre el enfriamiento por evaporación y la absorción de calor de los gases. Este equilibrio se alcanza a la temperatura de bulbo húmedo del gas.

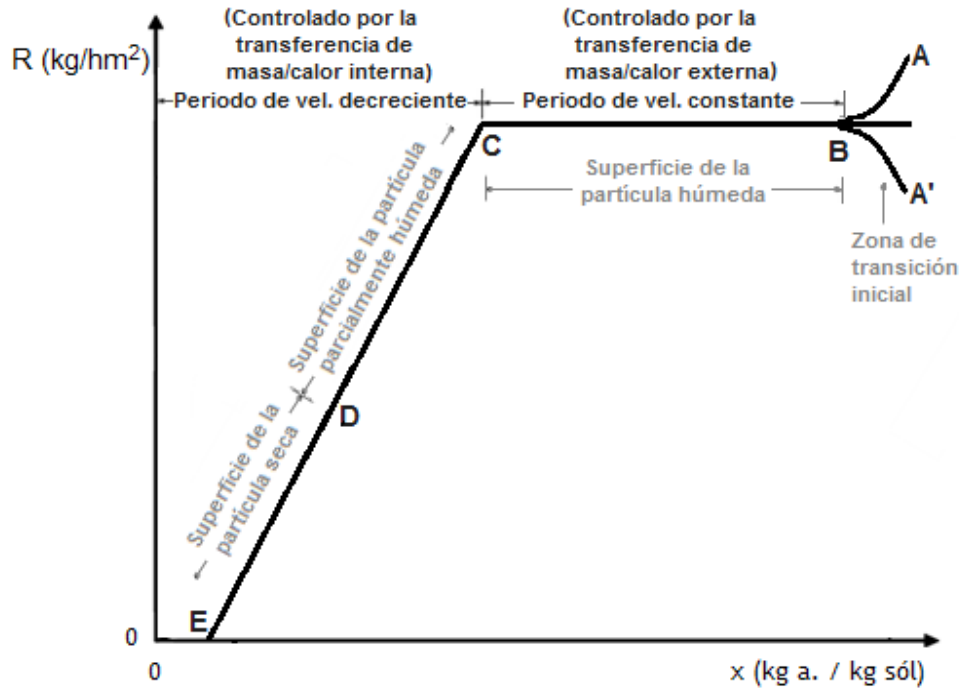


Figura 1.5. Curva típica de secado bajo condiciones de operación constantes^[9].

Etapa BC: Es el llamado primer período de secado o período de velocidad de secado constante, donde se evapora la humedad libre o no ligada y el proceso está controlado por las condiciones externas. En este período el sólido tiene un comportamiento no higroscópico. La velocidad de secado se mantiene constante si no se varían las condiciones de operación, y en general depende exclusivamente de las propiedades y velocidad del mismo. Durante este período la temperatura del sólido se mantiene igual a la de bulbo húmedo del gas, ya que se mantiene el equilibrio alcanzado al final de la etapa de calentamiento.

Etapa CE: Es el segundo período de secado o período de velocidad de secado decreciente, donde se evapora la humedad ligada del material y el proceso está controlado por las condiciones internas o por internas y externas simultáneamente. En estas condiciones el sólido tiene un comportamiento higroscópico. Durante el período, la temperatura del material sobrepasa la de bulbo húmedo debido a que el descenso de la velocidad de secado rompe el equilibrio térmico que mantiene estable la temperatura y una parte considerable del calor se emplea en un calentamiento del sólido. Ahora la humedad deberá ser

INTRODUCCIÓN

extraída del interior del material con el consiguiente incremento de la resistencia a la evaporación.

En ocasiones esta etapa de velocidad decreciente puede dividirse a su vez en dos partes, en las que varía ligeramente la evolución de la velocidad de secado con el tiempo o con el contenido de humedad del sólido. La existencia de estas subetapas (CD y DE, respectivamente) se debe a la variación en el mecanismo predominante en el transporte de la humedad dentro del sólido. Conviene tener en cuenta que, dado que la estructura física del sólido que se desea secar está sujeta a cambios durante el proceso de secado, los mecanismos de transferencia de humedad también pueden cambiar a lo largo del mismo. En la Bibliografía se han descrito los siguientes procesos difusionales, que en general ocurren de forma simultánea^[12]:

- Difusión del líquido debido al gradiente de concentración entre las profundidades del sólido y la superficie^[11].
- Difusión del vapor debido a la vaporización del líquido en el interior del sólido y el consecuente gradiente entre el interior y el exterior de la partícula. Cuando la superficie del sólido se seca parcialmente, el calor se transmite al interior de la partícula y puede llegar hasta la humedad interior antes de que ésta se haya difundido en estado líquido, provocando su vaporización y el consecuente aumento de la presión de vapor.
- Movimiento capilar: La humedad no límite en sólidos granulares y porosos tales como arcillas, pigmentos de pinturas y otros semejantes, se traslada a través de capilares e intersticios de los sólidos mediante un mecanismo que implica tensión superficial. Los capilares se extienden desde pequeños receptáculos de humedad dentro del sólido hasta la superficie de secado. Al inicio del proceso de secado la humedad se desplaza por capilaridad hacia la superficie con suficiente rapidez, siendo constante el régimen de secado.
- Difusión de Knudsen: Cuando el secado se lleva a cabo a muy bajas temperaturas y presiones, por ejemplo, en la liofilización.
- Diferencias de presión hidrostática: Cuando las tasas de evaporación internas exceden la tasa de transporte de vapor a través del sólido al entorno.

La forma de la curva de secado en el segundo período depende de las características del material a secar. Existen curvas típicas de cuerpos capilaroporosos con grandes superficies específicas y de pequeñas superficies específicas así como de cuerpos coloidales^[13]. Keey^[14], así como Mujumdar y Menon^[15] dan información detallada de los tipos de curvas de secado.

Un parámetro que se debe determinar en el secado de sólidos es la humedad a la cual el periodo de secado cambia del primero (velocidad constante) al segundo (velocidad decreciente), y que tal y como se recoge en la Tabla 1.1 se denomina humedad crítica (X_c). En la Tabla 1.2 se recogen valores aproximados de humedad crítica para algunos materiales. Se ha de tener en cuenta que un material puede mostrar más de un contenido de humedad crítica, cambiando bruscamente la forma de la curva de velocidad de secado. Esto generalmente se asocia con cambios en los mecanismos subyacentes de secado debido a los cambios estructurales o químicos. También es importante tener en cuenta que la humedad crítica no es únicamente una propiedad del material, ya que depende de la velocidad de secado en las condiciones dadas, por lo que en última instancia se debe determinar experimentalmente.

Tabla 1.2. Humedad crítica aproximada de diferentes materiales.

Material	Humedad crítica (kg agua/kg sólido seco)
Cristales de sal, sal de roca, arena, lana	0.05-0.10
Ladrillo de arcilla, caolín, arena triturada	0.10-0.20
Pigmentos, papel, tierra, tejidos de lana peinada	0.20-0.40
Algunos alimentos, carbonato de cobre, lodos	0.40-0.80
Cuero al cromo, verduras, frutas, gelatina, geles	> 0.80

En la mayoría de los textos y trabajos sobre secado el proceso se simplifica considerando exclusivamente los periodos de velocidad constante y decreciente^[14,16]. En el periodo constante la velocidad de secado se determina utilizando técnicas empíricas o analíticas para estimar la velocidad de transferencia de calor externa (Ec. 1.1).

$$R_{wc} = \frac{\sum q}{\lambda} \tag{1.1}$$

INTRODUCCIÓN

donde el numerador representa la suma de los flujos de calor debido a la convección, conducción y/o radiación y λ es el calor latente de vaporización a la temperatura del sólido.

En el secado puramente convectivo, la superficie de secado siempre se satura con agua en el período de velocidad constante y por lo tanto la película de líquido alcanza la temperatura de bulbo húmedo.

La velocidad de secado en el periodo de velocidad decreciente depende generalmente de la humedad del sólido (X) y se determina experimentalmente para un material dado secado en un determinado tipo de secador y en unas condiciones de operación definidas. De esa forma, si se conoce la evolución de la velocidad de secado con el contenido de humedad, el tiempo de secado requerido para reducir el contenido de humedad del sólido en la etapa de velocidad decreciente desde X_1 a X_2 se estima mediante:

$$t_s = - \int_{x_{s1}}^{x_{s2}} \frac{M_s dx_s}{R_w} \quad (1.2)$$

Mujumdar^[7] recopiló las expresiones para el cálculo del tiempo de secado a velocidad constante, a velocidad decreciente lineal y a velocidad decreciente controlada por difusión de agua líquida en un bloque fino definido (Tabla 1.3). El tiempo total de secado es la suma de los tiempos de secado de dos períodos sucesivos.

Tabla 1.3. Tiempos de secado para diferentes modelos.

Modelo	Tiempo de secado	Ec.
$R_w = R_w(x_s)$ (General)	$t_s = M_s \int_{x_{s2}}^{x_{s1}} \frac{dx_s}{R_w}$	(1.3)
$R_w = R_{wc}$ (Periodo de velocidad constante)	$t_{v.c.} = -M_s \frac{(x_2 - x_1)}{R_{wc}}$	(1.4)
$R_w = ax_s + b$ (Periodo de velocidad decreciente)	$t_{v.d.} = M_s \frac{(x_{s1} - x_{s2})}{(R_{w1} - R_{w2})} \ln \frac{R_{w1}}{R_{w2}}$	(1.5)
$R_w = ax_s$ $x_s^* \leq x_{s2} \leq x_{s,c}$	$t_{v.d.} = \frac{M_s x_{s,c}}{R_{wc}} \ln \frac{x_{s,c}}{x_{s2}}$	(1.6)
Modelo de difusión del líquido	$t_{v.d.} = \frac{4a^2}{\pi D_{AB}} \ln \frac{8x_{s,f}}{\pi^2 x_{s2}}$	(1.7)

En relación con el modelo de difusión del líquido, que considera la difusividad del fluido en el sólido, conviene aclarar que ésta no es una propiedad intrínseca del sistema y que por tanto se debe tener cuidado en la aplicación de las correlaciones de difusividad efectiva obtenidas con formas geométricas simples (por ejemplo, bloque, cilindro o esfera), ya que los resultados predichos por las mismas no son aplicables con morfologías complejas como las de las partículas reales^[17]. Aun así este procedimiento se emplea habitualmente y con éxito para casos simples.

Okos y cols.^[18] publicaron una amplia recopilación de los valores del coeficiente de difusión y Zogzas y cols.^[19] propusieron y validaron métodos de medición de la difusividad de la humedad y una extensa revisión bibliográfica sobre el tema. Keey^[14] y Geankopolis^[16], entre otros, han propuesto expresiones analíticas para el cálculo de la difusión del líquido y modelos de capilaridad para el secado a velocidad decreciente. En la Tabla 1.4 se han recogido los rangos aproximados de difusividad de la humedad para algunos materiales habituales en procesos de secado. Se observa que la difusividad depende del contenido de humedad así como de la temperatura, y por tanto en la medida de lo posible debe ser determinada experimentalmente. Por lo tanto, el modelo de difusión de líquido debe ser considerado puramente como una representación empírica del secado en el periodo de velocidad decreciente.

Tabla 1.4. Difusividad efectiva de la humedad en algunos materiales^[19,20].

Material	Contenido de humedad (kg/kg, b.s.)	Temp. (°C)	Difusividad (m ² /s)
Alfalfa (tallos)	3.70	26	$2.6 \cdot 10^{-10}$ - $2.6 \cdot 10^{-9}$
Alimentación animal	0.01-0.15	25	$1.8 \cdot 10^{-11}$ - $2.8 \cdot 10^{-9}$
Arena de mar	0.07 - 0.13	60	$2.5 \cdot 10^{-8}$ - $2.5 \cdot 10^{-6}$
Arroz	0.10 - 0.25	30 - 50	$3.8 \cdot 10^{-8}$ - $2.5 \cdot 10^{-7}$
Caolín	< 0.50	45	$1.5 \cdot 10^{-8}$ - $1.5 \cdot 10^{-7}$
Fibrocemento	0.10-0.60	20	$2.0 \cdot 10^{-9}$ - $5.0 \cdot 10^{-9}$
Galleta	0.10 - 0.60	20 - 100	$8.6 \cdot 10^{-10}$ - $9.4 \cdot 10^{-8}$
Gel de sílice	-	25	$3.0 \cdot 10^{-6}$ - $5.6 \cdot 10^{-6}$

Tabla 1.4. Continuación.

Material	Contenido de humedad (kg/kg, b.s.)	Temp. (°C)	Difusividad (m²/s)
Gel del almidón	0.20 - 3.00	30 - 50	$1.0 \cdot 10^{-10}$ - $1.2 \cdot 10^{-9}$
Glucosa	0.08 - 1.50	30 - 70	$4.5 \cdot 10^{-12}$ - $6.5 \cdot 10^{-10}$
Hoja de tabaco	-	30 - 50	$3.2 \cdot 10^{-11}$ - $8.1 \cdot 10^{-11}$
Huevo líquido	-	85 - 105	$1.0 \cdot 10^{-11}$ - $1.5 \cdot 10^{-11}$
Ladrillo de arcilla	0.20	25	$1.3 \cdot 10^{-8}$ - $1.4 \cdot 10^{-8}$
Lana de vidrio	0.10 - 1.80	20	$2.0 \cdot 10^{-9}$ - $1.5 \cdot 10^{-8}$
Madalena	0.10 - 0.95	20 - 100	$8.5 \cdot 10^{-10}$ - $1.6 \cdot 10^{-7}$
Madera blanda	-	40 - 90	$5.0 \cdot 10^{-10}$ - $2.5 \cdot 10^{-9}$
Madera, álamo amarillo	1.00	100 - 150	$1.0 \cdot 10^{-8}$ - $2.5 \cdot 10^{-8}$
Manzana	0.10-1,50	30 - 70	$1.0 \cdot 10^{-11}$ - $3.3 \cdot 10^{-9}$
Músculos de peces	0.05 - 0.30	30	$8.1 \cdot 10^{-11}$ - $3.4 \cdot 10^{-10}$
Papel, dirección del espesor	~ 0.50	20	$5.0 \cdot 10^{-11}$
Papel, dirección del plano	~0.50	20	$1.0 \cdot 10^{-6}$
Pasas	0.15 - 2.40	60	$5.0 \cdot 10^{-11}$ - $2.5 \cdot 10^{-10}$
Peperoni	0.16	12	$4.7 \cdot 10^{-11}$ - $5.7 \cdot 10^{-11}$
Plátano	0.01-3.50	20 - 40	$3.0 \cdot 10^{-13}$ - $2.1 \cdot 10^{-10}$
Soja	0.07	30	$7.5 \cdot 10^{-13}$ - $5.4 \cdot 10^{-12}$
Trigo	0.12 - 0.30	21 - 80	$6.9 \cdot 10^{-12}$ - $2.8 \cdot 10^{-10}$
Zanahoria	0.01 - 5.00	30 - 70	$1.2 \cdot 10^{-9}$ - $5.9 \cdot 10^{-9}$

La difusión de la fase líquida es el mecanismo de transferencia de humedad más comúnmente utilizado en el modelado del secado a temperaturas inferiores al punto de ebullición del líquido. Sin embargo, a temperaturas por encima del punto de ebullición la presión en el poro puede aumentar sustancialmente y provocar un flujo inducido de vapor que, a su vez, puede provocar un flujo del líquido.

Para los sólidos con poros continuos el flujo puede estar inducido por la tensión superficial (flujo capilar), que es el resultado de fuerzas capilares causadas por la tensión interfacial entre el agua y el sólido. En el modelo más simple se puede utilizar una forma modificada del flujo de Poiseuille en conjunción con la ecuación de la fuerza capilar para estimar la velocidad de secado. Geankoplis^[16] ha demostrado que este modelo predice la velocidad de secado en el periodo de velocidad decreciente al ser proporcional al contenido de humedad libre en el sólido. A bajos contenidos de humedad en sólidos, sin embargo, el modelo de difusión puede resultar más apropiado.

Por último conviene señalar que para ciertos materiales y bajo condiciones como las de la liofilización, en lugar del modelo de difusión del líquido o el de capilaridad conviene plantear un modelo que considere el retroceso del frente de secado, lo que implica un límite móvil entre la zona seca y la humedad. En este caso, y debido a las bajas presiones que se emplean en liofilización, la difusión de Knudsen puede ser significativa. Liapis y Marchello^[21] analizaron los modelos de liofilización que involucran la humedad límite y no límite.

Además de los modelos comentados hasta ahora, existen otros más avanzados, aunque su aplicación en el diseño de los secaderos se ve obstaculizada por la necesidad de la amplia información empírica necesaria para resolver las ecuaciones que los rigen. Turner y Mujumdar^[22] proporcionaron una amplia variedad de modelos matemáticos de secado y secaderos, y también discuten la aplicación de diversas técnicas para la solución numérica de las ecuaciones complejas.

1.3 Secado industrial

El secado es esencial en la industria química, agraria, biotecnológica, alimentaria, de polímeros, cerámica, farmacéutica, de pulpa y papel, de procesamiento de minerales y procesamiento de madera. Es probablemente la operación unitaria más antigua, más común y más diversa. Muchos productos granulados requieren el secado para su posterior empaquetado o almacenamiento durante periodos relativamente largos o previamente a la molienda o dosificación, por lo que es muy común que sea la última operación de la cadena de producción antes de la salida del producto final^[10,23].

En la Bibliografía se encuentran referencias de más de cuatrocientos tipos de secaderos. Aunque muchos se han desarrollado exclusivamente a escala de laboratorio o planta piloto y no están disponibles comercialmente, en el mercado existen más de cien tipos de secaderos disponibles.

La operación de secado es junto con la destilación una de las operaciones unitarias de mayor consumo energético, debido fundamentalmente al alto calor latente de vaporización del agua y a las limitaciones inherentes de utilizar aire caliente como fluido de secado. Algunos estudios estiman que el consumo estatal de energía de las operaciones industriales de secado representa el 10-15% del consumo total de energía en Estados Unidos, Canadá, Francia y Reino Unido, y un 20-25% en Dinamarca y Alemania^[9]. En España se encuentra en torno al 12%^[24]. El consumo de energía empleado en el proceso de secado varía en los distintos sectores industriales, desde un valor ligeramente inferior al 5% en las industrias de procesos químicos hasta el 35% en el sector papelerero. Sin embargo el gasto de capital para la instalación de secaderos no suele ser elevado (en EE.UU. se estima cercano a 800 M\$/año), por lo que los costes principales del proceso de secado son de operación y no de inversión inicial.

La operación de secado puede perseguir distintos fines, entre los que cabe mencionar:

- Ahorro de gastos de transporte si el mineral es transportado a grandes distancias.
- Facilitar el manejo de transportadores, vehículos, contenedores, etc.
- Mejorar la eficiencia de procesos como la detección, clasificación por aire y la precipitación electrostática.

- Mejorar la eficiencia o reducir el consumo de combustible en procesos como la calcinación o la torrefacción.
- Minimizar o eliminar los problemas de manejo de sólidos húmedos debido a la congelación en climas fríos.

En la industria minera y metalúrgica el secado se lleva a cabo generalmente en la etapa de manipulación de la materia prima o producto. Por ejemplo después de su obtención o concentración, el mineral puede requerir ser secado a un nivel óptimo para facilitar su manipulación. Aunque el secado es una operación altamente demandante de energía, especialmente cuando se requieren niveles muy bajos de humedad, frecuentemente no se pone atención especial a los aspectos técnicos y económicos del proceso de secado. Por ello no es sorprendente que la mayoría de los secaderos que se encuentran en estas industrias sean de tipo convencional^[8].

En la industria cerámica, por su parte, el secado es fundamental en multitud de procesos, pero es especialmente relevante durante los procesos de preparación, como molienda, clasificación, purificación, mezcla, y granulación. Para este tipo de materiales la tecnología convencional para polvos o gránulos puede ser útil, aunque hay algunos problemas que aún no se han resuelto. Las otras fases de secado después del moldeado o prensado deben garantizar que se mantiene la configuración moldeada, por lo que algunas de las principales dificultades que surgen son los siguientes: 1) La velocidad de secado está limitada por el propio proceso de secado, ya que si bien se puede acortar el tiempo del primer periodo (velocidad de secado constante), una vez alcanzado la humedad crítica la velocidad de secado se reduce notablemente en el período de velocidad decreciente; 2) Un secado muy repentino puede generar grietas y deformaciones debido a la contracción por secado y la tensión interna inducida; 3) El moldeado debe ser diseñado previendo la deformación; 4) Es difícil realizar el secado uniforme porque la temperatura y la humedad, así como los coeficientes de calor y transferencia de masa locales, son a menudo altamente dependientes de la ubicación en los secaderos industriales. La calidad de la cerámica producida se ve seriamente afectada por todos estos problemas^[25].

La gran variedad de procesos de secado y de productos susceptibles de ser tratados mediante esta operación hacen de ésta una operación fascinante y llena de retos para la investigación, el desarrollo y la innovación. A continuación se citan algunas de estas características:

- El tamaño del producto puede variar desde micras hasta decenas de centímetros (en espesor o profundidad).

INTRODUCCIÓN

- La porosidad del producto puede variar de cero a 0.999.
- Los tiempos de secado varían desde < 1 s (secado de papel de tejido) hasta cinco meses o más (para ciertas especies de maderas duras).
- Las capacidades de producción pueden variar de 0.10 kg/h hasta 100 t/h.
- Las velocidades del producto varían desde cero (estacionario) a 2000 m/s (papel de seda).
- Las temperaturas de secado van desde por debajo del punto triple hasta por encima del punto crítico del líquido.
- La presión de trabajo puede variar desde una fracción de milibares a 25 atm.
- El calor puede ser transferido de forma continua o intermitente por convección, conducción, radiación o mediante campos electromagnéticos.

Debido a esta gran diversidad no hay un procedimiento único de diseño que pueda aplicarse a todo tipo de secaderos, y por tanto resulta esencial basarse en los fundamentos de transferencia de calor, masa y cantidad de movimiento, junto con un conocimiento exhaustivo de las propiedades de los sólidos a tratar. Por otro lado todos los procesos implicados en la operación de secado, hasta los que ocurren en el secadero más simple, son altamente no lineales y por tanto, en general, el escalado de los secaderos es complicado. La experimentación a escala de laboratorio y planta piloto junto con la experiencia y los conocimientos previos son esenciales para el desarrollo de una nueva aplicación de secado. Los fabricantes de secaderos están necesariamente especializados y, normalmente ofrecen sólo una estrecha gama de equipos de secado. Por tanto, el comprador debe estar razonablemente familiarizado con los conocimientos básicos de la amplia gama de secaderos disponible en el mercado y ser capaz de llegar a una selección preliminar informal antes de acudir al fabricante. En general, varios secaderos diferentes pueden ser adecuados para una misma aplicación^[9].

Por otro lado, durante el proceso de secado no sólo es importante el secadero sino que también tienen una gran importancia los periféricos, esto es, los sistemas de alimentación, control de emisiones, aporte energético y recuperación de calor, control y prevención de riesgos, etc... Todos ellos deben de ajustarse a las condiciones de operación, material a tratar y, por supuesto, al secadero elegido para el proceso.

Dado que uno de los aspectos técnicos más laboriosos de este Trabajo ha sido la selección, montaje y puesta a punto de un alimentador adecuado al material, a la geometría y a las condiciones de operación del secadero desarrollado, a continuación se detallan los aspectos más importantes a tener en cuenta en los sistemas de alimentación.

Los alimentadores se emplean con una amplia variedad de materiales y se adaptan a las necesidades y requerimientos operacionales de todas las tecnologías de secado. Por lo general en una planta de procesamiento de sólidos la alimentación al secadero es una etapa intermedia, a la que pueden preceder otras previas de manipulación de materiales (almacenamiento, clasificación granulométrica, molienda...) o incluso procesos diferenciados, ya que frecuentemente se requieren etapas de secado a la salida de reactores, cristalizadores, filtros, hidrociclones, centrífugas, etc.

En general los sistemas de alimentación se utilizan para el almacenamiento, transporte, dosificación y control de la alimentación al secador. Cabe señalar que el tanque de almacenamiento y el alimentador deben ser considerados como una unidad integral del sistema de secado, y seleccionados y diseñados conjuntamente. Sin un contenedor bien diseñado para manejar el sólido húmedo, el alimentador es inútil. Por el contrario, sin un diseño adecuado del alimentador el mejor contenedor puede no proveer el flujo deseado.

La alimentación habitual al secador suele consistir en sólidos húmedos de morfología diversa o incluso líquidos con un contenido variable de sólidos (soluciones, suspensiones, emulsiones, lodos, pastas tixotrópicas, etc.). La mayoría de los secaderos tienen restricciones en relación al tipo de alimentación que pueden procesar, pero en general en todos ellos es necesario que la alimentación fluya libremente. Así, por ejemplo para la alimentación de líquidos se requieren valores de viscosidad, tensión superficial y granulometría de partículas dentro de unos rangos que permitan su bombeo, y si es necesario incluso el pulverizado. Un sólido húmedo normalmente necesita el rango correcto de consistencia, sequedad y tamaño y forma de partícula que permita que fluya adecuadamente, ya que de lo contrario requiere el mezclado con sólido suficientemente seco para garantizar la fluidez.

Los dispositivos de alimentación de los sistemas de secado para materias primas granulares son idénticos a los utilizados para el transporte de productos a granel, pero se debe de hacer una selección cuidadosa, porque no todos los equipos de transporte son adecuados para manejar sólidos húmedos, ya que

INTRODUCCIÓN

como se ha comentado la humedad puede reducir notablemente la fluidez. En este sentido es prioritario realizar pruebas del alimentador con la alimentación real, ya que pequeños cambios en la consistencia o en cualquiera de las propiedades del sólido o del líquido pueden provocar cambios significativos en las propiedades de la alimentación.

En términos generales los alimentadores se clasifican en dos grandes grupos: volumétricos y gravimétricos. Los primeros se basan en una unidad de volumen conocido para dosificar los materiales, mientras que los segundos se basan en el pesaje. En ambos casos, y especialmente en los últimos años con el auge y popularización de los variadores electrónicos de frecuencia, ambos tipos de alimentadores incorporan habitualmente dispositivos de detección y regulación de la velocidad del motor para controlar el flujo de alimentación.

Para la mayoría de los casos un alimentador volumétrico es la opción más eficaz y económica, siempre y cuando en el proceso se pueda garantizar el cumplimiento de estos tres requisitos:

1. Mantener una densidad aparente de la alimentación uniforme, proporcionando a la vez un nivel adecuado de partículas por encima de la entrada de alimentación y un adecuado tiempo de residencia en el contenedor de suministro.
2. Cargar el elemento de alimentación uniformemente y consistentemente para que la tolva de prealimentación proporcione un flujo de masa en la entrada del alimentador
3. Mantener de manera precisa la velocidad del elemento del alimentador (es decir, velocidad de la cinta, tornillo, etc.).

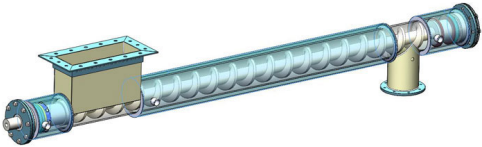

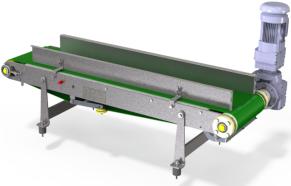

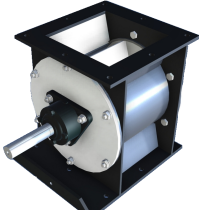
En Tabla 1.5 se han recogido los intervalos de operación para algunos de los alimentadores volumétricos más utilizados.

Tomando como referencia el lecho fluidizado, que es una tecnología razonablemente próxima a la de lecho en surtidor empleada en esta Tesis y ampliamente implantada a escala industrial, los alimentadores preferidos para este tipo de secaderos son el de tornillo, cinta y válvula rotativa.

Los alimentadores de tornillo están formados por una hélice de paso largo montado en un eje y cubierto por cojinetes dentro de un canal en forma de U^[26]. A medida que el elemento gira, los materiales que se introducen en el mismo se mueven hacia delante por el empuje de la parte inferior de la hélice y se

descargan a través de aberturas en el fondo del canal o en el extremo del equipo.

Tabla 1.5. Recopilación de características de los alimentadores comunes^[27].

Tipo de alimentador	Características
Tornillo	 <p>0.0001-300 m³/h 2 - 40 rpm.</p>
Vibratorio	 <p>0.015-1200 m³/h 12 - 60 cps</p>
Cinta	 <p>0.03-700 m³/h 0.2-2 m (Long. cinta) 0.3-40 m/min</p>
Mesa giratoria	 <p>0.000013-0.034 m³/h 2 - 10 rpm</p>
Rotatorios	 <p>0.015 - 600 m³/h 150 kPA (ΔP)</p>

Los alimentadores de cinta, por su parte, tienen como componentes principales la banda, los rodillos, las poleas, el accionamiento y la estructura que soporta y mantiene la alineación de los rodillos y poleas y soporta la maquinaria motriz^[28]. Los materiales se suministran a la banda desde una tolva de

INTRODUCCIÓN

almacenamiento situada encima a través de una compuerta o boquilla ajustable y el material avanza hasta el final de la banda donde cae por gravedad.

Finalmente, las válvulas rotativas son dispositivos que utilizan un rotor accionado por motor, encerrado en una carcasa de hierro fundido o de acero forjado, que gira para hacer pasar el material verticalmente. Las palas del rotor tienen una sección transversal en forma de estrella y pueden mecanizarse con espacios entre el rotor y la carcasa, asegurando que los materiales de la tolva de alimentación permanezcan aislados de la corriente de descarga. Estos dispositivos son bastante versátiles ya que pueden diseñarse con una abertura circular, rectangular o ranura^[29].

1.3.1 Tecnologías para el secado industrial

El endurecimiento de las especificaciones que deben cumplir ciertos materiales así como la mayor sensibilidad medioambiental y la consecuente necesidad de reducir o al menos optimizar los consumos energéticos de todos los procesos industriales conlleva la propuesta y desarrollo continuado de nuevos sistemas de secado. Se estima que en EE.UU. se publican más de 250 patentes al año relacionadas con equipos y procesos de secado, y en la Unión Europea 80^[30]. Hay que tener en cuenta que algunas de las nuevas tecnologías (como el uso de vapor sobrecalentado) podrían llegar a reemplazar a los secaderos convencionales en las próximas décadas, aunque en general las nuevas tecnologías son inherentemente más arriesgadas y más difíciles de expandir, por lo que existe cierta reticencia natural a su adopción a escala industrial. En la Tabla 1.6 se recopilan técnicas de secado convencionales y algunas propuestas innovadoras.

La elección del secadero suele basarse más en la experiencia previa y en las recomendaciones de los fabricantes que en criterios científicos rigurosos. Esto se debe en parte a que las tecnologías de secado han evolucionado mucho y como ya se ha comentado son muy diversas y complejas, con multitud de equipos y las ventajas y desventajas específicas de cada uno de ellos, lo que hace de la selección una tarea exigente y dificultosa para alguien no experto. El proceso de selección se complica por el hecho de que cada categoría o familia tiene una amplia variedad de subclases, y además cada uno debe operar en condiciones óptimas para beneficiarse de una selección apropiada. Además, el proceso está regulado por la necesidad de cumplir con las especificaciones más estrictas de calidad, lograr las tasas de producción más altas, menores costes de energía y cumplir con las regulaciones ambientales estrictas. Por lo tanto es conveniente que la persona responsable de la selección de un secadero, o más

apropiadamente de un sistema de secado, tenga formación técnica y esté al tanto de las distintas alternativas que pueden encontrarse en el mercado.

Tabla 1.6. Técnicas de secado convencionales frente a innovadoras^[31].

Tipo de alimentación	Secaderos convencionales	Nuevas técnicas
Suspensión líquida	Tambor Spray	Lecho fluidizado/spouted bed con partículas inertes Combinación spray/lecho fluidizado Secador de cinta a vacío Secaderos de combustión pulsada
Pasta/lodos	Spray Tambor Paletas	Spouted bed con inertes Lecho fluidizado con recirculación de sólidos Secaderos de vapor sobrecalentado
Partículas	Rotatorio Flash Lecho fluidizado	Secador LF con vapor sobrecalentado Lecho vibratorio Secador de anillo Lecho fluidizado pulsado Secador con zona eyectada Secador rotatorio Yamato®
Hojas en continuo (papel recubierto, papel, textiles)	Contacto multicilindro Colisión de aire	Secaderos de colisión / radiación combinada Secaderos de colisión / microondas o impacto/radiofrecuencia combinada

En su “Guía Práctica para el secado Industrial”^[30] Mujumdar asegura que más del 80% de las principales empresas químicas de Europa, cada una con más de 1000 secaderos en sus instalaciones, cometió errores en la selección de los mismos. Lo que es una opción óptima en un lugar, en un momento en el tiempo, puede ser una mala elección para otra ubicación geográfica unos años más tarde. La experiencia previa puede ser un buen punto de partida, pero no debe ser el único criterio para la selección de los sistemas de secado. Por ejemplo, el mineral de níquel concentrado se seca en grandes producciones (20-75 t/h) utilizando en distintas partes del mundo secaderos flash, secaderos de lecho fluidizado, secaderos rotativos, e incluso secaderos por pulverización.

También debe tenerse en cuenta que las etapas previas y posteriores al secado tienen una influencia importante en la selección del secadero. En efecto,

INTRODUCCIÓN

para una selección óptima se debe examinar el diagrama de flujo general de proceso así como el sistema de secado completo. Además se debe considerar que frecuentemente no hay una única solución, es decir, que para una determinada aplicación pueden ser igualmente adecuados en términos técnicos y/o económicos varios sistemas de secado.

Para una nueva aplicación (un nuevo producto o un nuevo proceso) es importante seguir un procedimiento cuidadoso para establecer no solo el equipo, sino también las condiciones de funcionamiento adecuadas para asegurar una calidad óptima y un coste mínimo de la deshidratación térmica. Una evaluación previa y detallada de los factores que influyen en la selección ayudará a reducir el número de opciones, y aunque este trabajo previo requiere tiempo y esfuerzo, supondrá una garantía para asegurar una buena elección. Mujumdar^[30] presenta un "enfoque estructural" iterativo para la selección de secadero, que incluye los siguientes pasos:

- Enumerar todas las especificaciones clave del proceso.
- Llevar a cabo una selección previa.
- Llevar a cabo pruebas a escala de laboratorio, incluyendo pruebas de calidad.
- Realizar la evaluación económica de las alternativas.
- Realizar ensayos a escala piloto.
- Seleccionar los tipos de secadero más adecuados.

Dada la extensísima oferta de sistemas de secado y la diversificación de cada una de las familias por la incorporación de mejoras tecnológicas aplicables a todas ellas, queda fuera de los objetivos de este Trabajo ofrecer una recopilación exhaustiva de todas las tecnologías disponibles, y en su lugar se realizará una breve explicación de los secaderos más utilizados en el secado de partículas y granulados, por tratarse del material con el que se ha trabajado en este estudio.

Secadero de bandeja

Es la tecnología más habitual para tratar pequeños tonelajes. Funciona en discontinuo y básicamente consiste en una o varias pilas de bandejas colocadas en una cámara asilada térmicamente en la cual se hace circular aire caliente mediante ventiladores y paletas de guía (Figura 1.6).

Es habitual que una parte del aire de escape se recircule con un ventilador situado dentro o fuera de la cámara de secado. Estos secaderos requieren mucha mano de obra para cargar y descargar el sólido. Los tiempos de secado son largos (10-60 horas), y la clave de una operación exitosa es la distribución del flujo de aire sobre las bandejas para secarlas uniformemente, ya que si alguna tarda más en secar aumenta el tiempo de residencia en la cámara del conjunto y por tanto disminuye la capacidad del secadero. La deformación de las bandejas también puede provocar una mala distribución del aire de secado y, por tanto rendimientos pobres en el secadero.

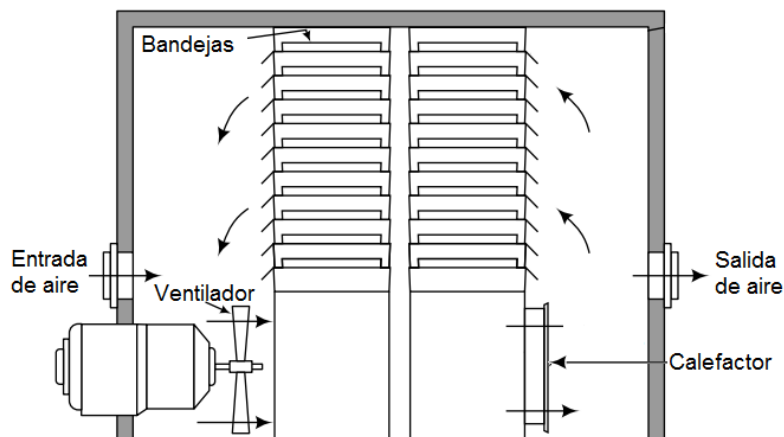


Figura 1.6. Secadero de bandejas. Modificado a partir de Seader y cols^[32].

Secador rotatorio

El secadero rotatorio, horizontal o en cascada, es un secadero de contacto directo de funcionamiento continuo que consta de una carcasa cilíndrica que gira lentamente. En la disposición en cascada (Figura 1.7) el equipo está ligeramente inclinado respecto a la horizontal para facilitar el transporte de la materia prima húmeda que se introduce por el extremo superior y la extracción del producto seco, que se retira por el extremo inferior. El medio de secado (habitualmente aire caliente o gases de combustión) fluye axialmente a través del tambor en paralelo o en contracorriente. El primero se emplea para materiales sensibles al calor, mientras el segundo se prefiere cuando el material no es sensible al calor y se requieren secados exhaustivos.

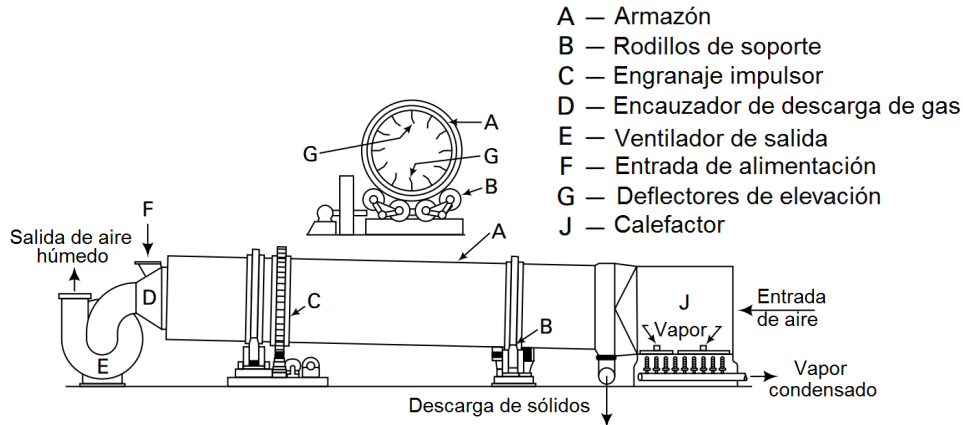


Figura 1.7. Secadero rotatorio en cascada. Modificado a partir de Seader y cols^[32].

Secadero de cinta

Los componentes principales de este secadero son parecidos a los del alimentador de cinta. La banda del secadero, sin embargo, consiste en una malla de alambre finamente tejida, soportada sobre rodillos para formar un canal de cinta. Además, consta de uno o varios ventiladores que suministran aire caliente. La disposición de estos componentes se muestra en la Figura 1.8. El canal de la cinta está inclinado lateralmente en un ángulo de 15-20° para facilitar la descarga por gravedad del producto seco. La velocidad de flujo de aire es la suficiente para atravesar el lecho de sólido pero no tan alto como para fluidizarlo. Los materiales blandos se pueden secar sin macerar o redondear sus bordes cortados.

Dado que el producto está parcialmente soportado por el aire caliente, requiere un material húmedo de tamaño relativamente uniforme. Si el material no es de tamaño uniforme, las partículas grandes pueden no estar bien soportadas y las partículas pequeñas pueden soplarse fuera de la cubeta. El aire de secado pasa a través del material a una velocidad de 0.6-1.4 m/s. Alrededor del 60 al 90% del aire se recircula en cada sección y las temperaturas suelen estar limitadas por la sensibilidad térmica del material, pero rara vez superan los 300 °C. Una temperatura más alta puede dañar la lubricación de las partes móviles del transportador. El problema principal en estos secadores es que los materiales pegajosos se alojan y pegan las cadenas y a los acoplamientos de la banda por lo que ésta debe lavarse con frecuencia para evitar el bloqueo del aire.

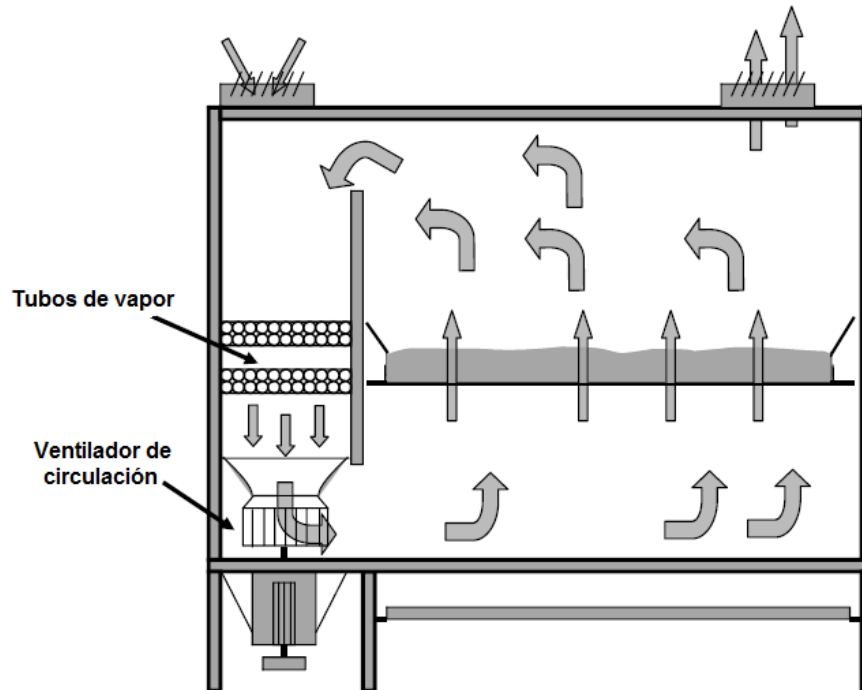


Figura 1.8. Sección transversal de un secadero de cinta de simple paso y con aporte de calor mediante vapor. Modificado a partir de Poirier^[33].

Una variante de estos secaderos son los de cinta por succión en los que el aire circula en sentido contrario. El efecto vacío provoca un mayor secado pero las aglomeraciones y taponamientos habituales hacen que este secadero tenga un coste de mantenimiento bastante elevado.

Secadero de spray

Los secaderos de spray se usan mayormente para deshidratar fluidos o slurries. En estos dispositivos el fluido se introduce en la corriente de aire caliente en forma de spray y el producto es secado y transportado por la corriente de aire hasta que es separado y recogido para su posterior procesamiento. El diseño de los secaderos de spray varía de muy simple a muy complejo, dependiendo del fluido. Los componentes principales del secadero son la cámara de secado, el dispositivo de atomización y dispersión para introducir el fluido en pequeñas gotas dentro de la cámara de secado, el sistema de calentamiento y soplado de aire y un dispositivo para separar del aire y recoger el producto seco (Figura 1.9). Las principales diferencias en los diseños se

INTRODUCCIÓN

encuentran el uso de diferentes dispositivos de atomización ya que éstos pueden ser cabezales de pulverización a presión, boquillas de dos fluidos o atomizadores centrífugos para la dispersión de las partículas de fluido.

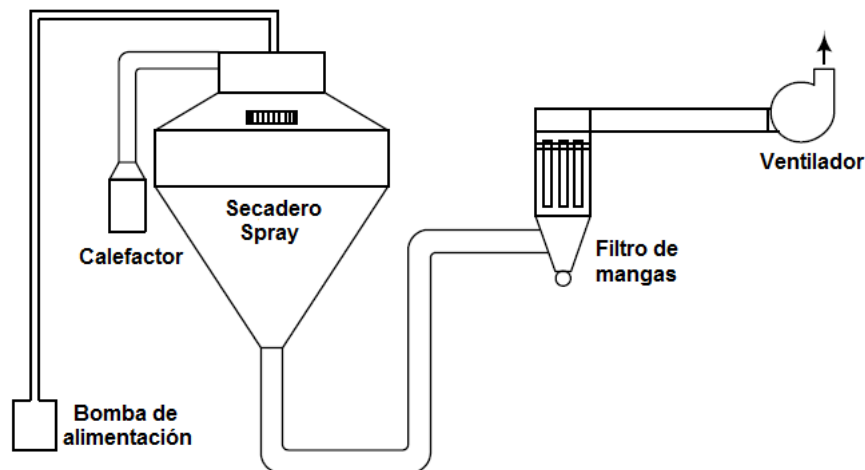


Figura 1.9. Secadero de spray. Modificado a partir de Seader y cols.^[32].

Secadero de lecho fluidizado

Las partículas húmedas que fluyen libremente se pueden secar continuamente con un tiempo de residencia de unos pocos minutos por contacto con gases calientes en un secador de lecho fluidizado (Figura 1.10).

Este secadero consiste en una cámara de fluidización cilíndrica o rectangular a la que se alimentan las partículas húmedas desde un recipiente a través de un alimentador y se fluidizan mediante gases calientes soplados a través de un calentador. Las partículas pasan a la cámara de fluidización a través de una placa distribuidora de modo que los gases calientes pasan a través del lecho, transfiriendo calor para la evaporación de la humedad, y salen hacia fuera por la parte superior de la cámara de fluidización, pasando a través de desnebulizadores y ciclones para la eliminación del polvo. Los sólidos circulan por la acción de los gases calientes en el lecho y salen de la cámara a través de un conducto de desbordamiento, que sirve también para establecer la altura del lecho fluidizado. Habitualmente se suelen instalar deflectores y/o mezcladores para dirigir y mejorar el flujo de las partículas.

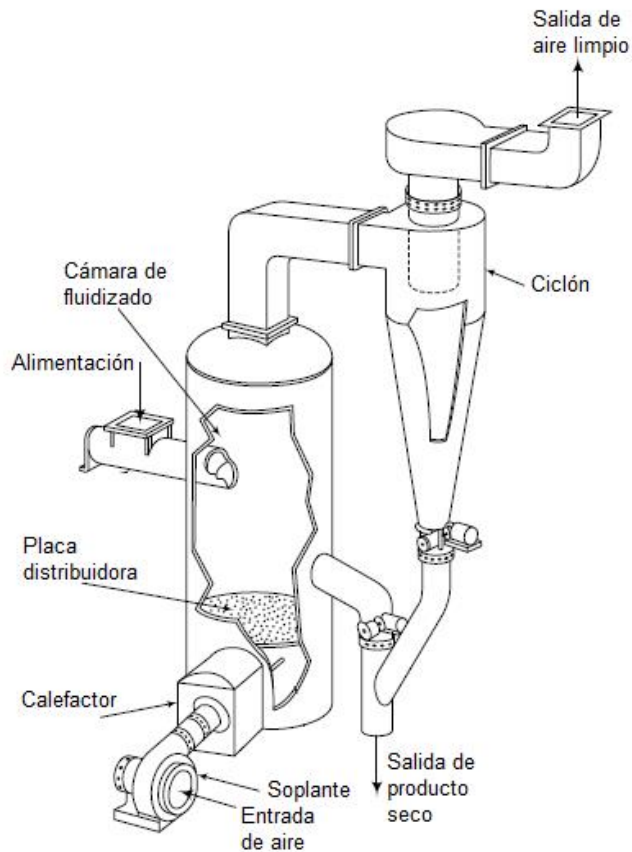


Figura 1.10. Secadero de lecho fluidizado. Modificado a partir de Seader y cols.
[32].

Los secaderos de lecho fluidizado se han vuelto muy populares en los últimos años porque: (1) No tienen partes móviles; (2) proporcionan una rápida transferencia de calor y masa entre el gas y las partículas; (3) proporcionan una mezcla intensiva de las partículas, dando lugar a condiciones uniformes en todo el lecho; (4) proporcionan facilidad de control; (5) se pueden diseñar para sólidos peligrosos y una amplia gama de temperaturas (hasta 1200 °C), presiones (hasta casi 7 bares), tiempos de residencia y atmósferas; (6) pueden funcionar con electricidad, gas natural, fuel oil, fluidos térmicos, vapor, aire caliente o agua caliente; (7) pueden procesar partículas muy finas y/o de baja densidad; y (8) proporcionan un control de emisiones muy eficiente^[32].

A velocidades de gas bajas, los sólidos no se fluidizan sino que forman un lecho fijo a través del cual el gas fluye hacia arriba con una disminución de presión debida a la fricción y al arrastre de las partículas. A medida que aumenta

INTRODUCCIÓN

la velocidad del gas, la caída de presión del gas en el lecho aumenta hasta que se alcanza la velocidad mínima de fluidización, donde la caída de presión es igual al peso de los sólidos por unidad de área de sección transversal del lecho normal al flujo de gas. En este punto, la caída de presión es suficiente para soportar el peso del lecho. La hidrodinámica de levitación de partículas es similar a la de un avión, que permanece suspendido porque la presión por debajo de las alas es mayor que la de las alas. Aumentos adicionales en la velocidad del gas hacen que el lecho se expanda con poco o ningún aumento en la caída de presión del gas.

Típicamente los secadores de lecho fluidizado están diseñados para velocidades de gas no superiores al doble del mínimo requerido para la fluidización. Ese valor depende del tamaño y densidad de las partículas y de la densidad y viscosidad del gas. Las velocidades superficiales de gas en los secadores de lecho fluidizado suelen estar comprendidas entre 0.15 a 1.5 m/s, lo que proporciona una fluidización estable y burbujeante. Velocidades más elevadas pueden conducir a un desplazamiento indeseable de grandes burbujas de gas a través del lecho^[32].

El capital y el coste de funcionamiento de una soplante para proporcionar la suficiente presión para hacer circular el gas a través de la placa distribuidora y el lecho es bastante elevado. Por lo tanto, el tiempo de residencia requerido para el secado completo se consigue mediante un lecho de altura pequeña y área grande. La altura del lecho suele estar comprendida entre 0.15 y 1.5 m con diámetros de cámara de 1 a 3 m. Sin embargo, la altura de la cámara suele ser mucho mayor que la altura del lecho porque es deseable proporcionar al menos 2 m libres por encima de la superficie superior del lecho fluidizado para minimizar el arrastre de partículas, a menos que se instalen depuradores. De ese modo se consigue que las partículas de polvo más grandes puedan depositarse de nuevo en el lecho en lugar de ser arrastradas por el gas.

Uno de los mayores problemas de estos dispositivos es la amplia distribución del tiempo de residencia para las partículas en el lecho. Es habitual que una fracción de las partículas pueda acceder al conducto de descarga desde la entrada de alimentación en un breve espacio de tiempo y, por lo tanto, con un secado incompleto; mientras que otra fracción de las partículas se mantenga en el interior del equipo mucho más del tiempo necesario para el secado completo. Así, el contenido de humedad no uniforme de los sólidos del producto puede no cumplir con las especificaciones. Este problema puede ser mitigado usando deflectores, agitadores mecánicos o, cuando el contenido de humedad final es crítico, dividiendo el secadero en varias etapas. Los materiales que se secan con éxito en secadores de lecho fluidizado son carbón, arena, piedra caliza, mineral

de hierro, gránulos de arcilla, fertilizante granular, desecante granular, perborato sódico, cloruro de polivinilo (PVC), almidón, azúcar, café, semillas de girasol y sal. Los grandes secaderos de lecho fluidizado para carbón y mineral de hierro producen más de 230000 kg/h de material seco.

Los lechos fluidizados han ido incluyendo modificaciones para ampliar su ámbito de uso. Hoy en día es posible secar partículas grandes que no pueden ser fluidizadas por sí mismas sumergiéndolas en un lecho de partículas inertes fluidizables más pequeñas y secas. Otro gran avance son los llamados lechos fluidizados pulsados^[34], donde es posible efectuar un ahorro importante en los costes de energía con la fluidización de solo unas partes del lecho intermitentemente. En este trabajo se ha desarrollado una tecnología que en su origen surgió de una de las primeras modificación del lecho fluidizado con el objetivo de fluidizar especialmente partículas grandes (mayores a 1 mm) pertenecientes al grupo D de Geldart^[35] como por ejemplo cereales, o legumbres. Estos equipos, llamados lechos en surtidor o más comúnmente “spouted beds” por su movimiento característico, son dispositivos muy simples que no han sido explotados completamente todavía y serán explicados en detalle en el Apartado siguiente.

1.4 El lecho en surtidor (spouted bed)

En la actualidad existe una demanda creciente de productos secos granulados: arenas para la fabricación de morteros, carbones para inyección en hornos, polvos de acería para su posterior reciclaje, arenas para moldes de fundición, etc. Tradicionalmente esta actividad se llevaba a cabo en secaderos rotatorios y en bandas transportadoras continuas, pero a partir de la segunda mitad del siglo XX aumentó notablemente el uso de secaderos de lecho fluidizado y actualmente esta es una de las tecnologías más extendida. Se emplea con éxito para el secado de una gran variedad de materiales de uso industrial: Minerales molidos, arena, carbón, polímeros, fertilizantes, fármacos, materiales cristalinos...

A pesar de las ventajas de esta tecnología de lecho móvil, presenta limitaciones importantes en el tamaño y distribución granulométrica de los sólidos a tratar, y si bien el contacto gas-sólido es bueno requiere caudales muy elevados de gas para alcanzar la fluidización estable del lecho, por lo que el rendimiento energético es mejorable.

Para superar en parte estas limitaciones en este Trabajo se propone una tecnología que en su origen surgió como alternativa al lecho fluidizado para partículas grandes pertenecientes al grupo D de la clasificación de Geldart^[35] (cereales, legumbres). Estos equipos, llamados lechos en surtidor o más comúnmente “spouted beds”, por su movimiento característico (Figura 1.11), son dispositivos muy simples que han sido modestamente explotados a nivel comercial.

Presentados en 1954 por Mathur y Gishler ante el NRC (National Research Council) de Canadá^[36], desde entonces se define como spouted bed el régimen de fluidización de sólidos en el que el gas se introduce en el lecho por un orificio de diámetro inferior al diámetro de la base y abre una cavidad cilíndrica llamada spout (lo que ha dado nombre a esta tecnología de contacto) que penetra hacia la superficie del lecho. Además, parte del gas asciende por la zona anular que rodea al spout, por la que desciende el sólido. Las partículas de sólido son recogidas por el gas que asciende en el spout en todas las posiciones longitudinales de la pared del mismo. Estas partículas abandonan el gas en la región superior del lecho, creando una fuente y generando un movimiento en surtidor que reparte las partículas en la superficie del lecho, pasando finalmente a formar parte del lecho anular descendente.

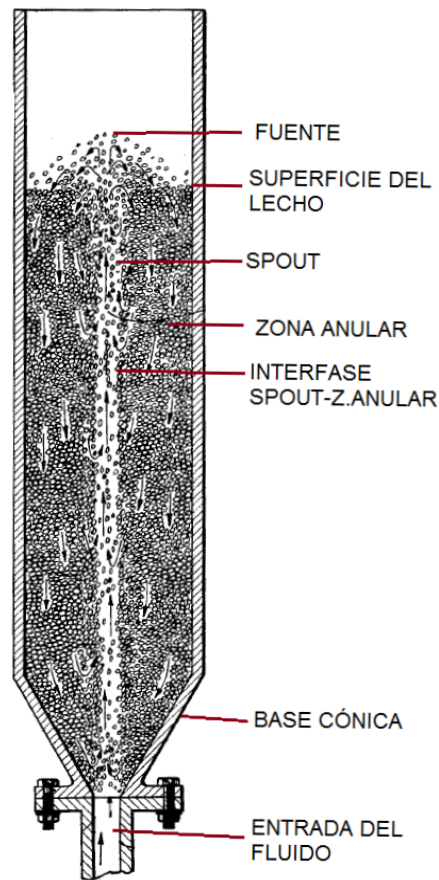


Figura 1.11. Esquema original del spouted bed presentado por Mathur y Gishler en 1954^[36], publicado en 1955^[37] y patentado en 1957^[38].

Desde los primeros estudios el spouted bed demostró una gran flexibilidad y versatilidad, debido fundamentalmente a: a) Una notable capacidad de tratamiento de partículas grandes manteniendo muchas de las ventajas de la fluidización, b) posibilidad de trabajar con una amplia distribución de tamaños de partícula (mezcla de partículas de micras hasta centímetros), c) capacidad de operar con partículas de textura muy irregular (virutas de madera, residuos sólidos urbanos) y de naturaleza adherente (productos pastosos), sin necesidad de modificar prácticamente el diseño básico del spouted, al contrario de lo que ocurre con el lecho fluidizado.

Estas buenas características han estimulado el estudio y conocimiento de la tecnología. Cuando en 1974 Mathur y Epstein publicaron el primer libro sobre la tecnología de spouted bed^[39], existían unas 250 publicaciones (entre artículos

INTRODUCCIÓN

científicos y patentes), procedentes de países tan diversos como Australia, Canadá, Francia, Hungría, India, Italia, Japón, Polonia, Rumania, Reino Unido, Estados Unidos, URSS (uno de los países más prolíficos) y Yugoslavia. La mayoría de los trabajos se centraban en el uso del spouted bed como secadero o como intercambiador de calor. Actualmente el número de publicaciones sobre la caracterización y aplicación de esta tecnología excede las 1300, incluyéndose en la lista publicaciones de Brasil, Chile, China, México, Países Bajos, Nueva Zelanda, Irán, España, y otros^[40].

A escala comercial el uso de la tecnología se ha centrado principalmente en operaciones físicas, como el secado de cereales^[41-43], granulación de fertilizantes^[44-49] (debido a la recirculación de sólido en el contactor se consigue una gran uniformidad de tamaños y una elevada esfericidad del producto) y recubrimiento de sólidos^[50-59]. Con todo el grupo de investigación en Procesos Catalíticos y Valorización de Residuos de la UPV/EHU también ha empleado con éxito esta tecnología a escala de planta piloto en varios procesos químicos, como la polimerización del alcohol bencílico^[60-62], la pirólisis y pirólisis catalítica de plásticos, neumáticos y biomasa^[63-81], y la gasificación de biomasa y plásticos^[82-84]. Otros trabajos también han demostrado su potencial para el craqueo de biomasa^[85], la producción de cemento^[86] y el craqueo térmico de corrientes pesadas de refinería^[87-90].

1.4.1 Secado en spouted bed

Inicialmente el spouted bed se utilizó en el secado de granos de cereales con un elevado contenido de humedad, para los que la tecnología de lecho fluidizado no era operativa^[38-40]. Las primeras unidades comerciales fueron instaladas en Canadá en 1962, y se emplearon para el secado de guisantes, lentejas y lino. Desde entonces su aplicación más habitual ha sido el secado de materiales granulados, especialmente materiales sensibles a la temperatura, tales como productos agrícolas, virutas de madera, materiales poliméricos y granos de nitrato de amonio o cloruro de manganeso^[41]. Probado el potencial de esta tecnología para el secado, a lo largo de los años se han construido equipos en diversos países para otras aplicaciones de secado, como la evaporación de soluciones, suspensiones y pastas sobre un lecho de partículas inertes. En Brasil, por ejemplo, son especialmente numerosos los avances en este campo^[91-109].

Si bien el intervalo de humedad y condiciones de operación de los secaderos de spouted bed tanto a nivel de laboratorio como a nivel comercial es muy amplio, en todos los casos se observa un salto térmico entre la temperatura de entrada del aire y la temperatura del lecho. Esta característica, atribuible al

contacto en contracorriente del aire en el spout con el sólido descendiendo por la zona anular, es una de sus grandes ventajas para su utilización en el secado de materiales termosensibles, ya que en los secaderos convencionales es obligatorio utilizar temperaturas de entrada inferiores para evitar el deterioro térmico.

Entre las ventajas del spouted bed para el secado se pueden destacar:

- **Movimiento intenso de las partículas:** La buena mezcla de partículas evita el sobrecalentamiento localizado y asegura el contenido de humedad uniforme del producto.
- **El movimiento de recirculación de partículas asegura que durante el tiempo de residencia las partículas de secado contacten con el aire caliente de entrada a intervalos regulares.** La velocidad de este movimiento de partícula recirculante puede ajustarse según se requiera variando los parámetros operativos, tales como la velocidad del gas y la altura del lecho; variando parámetros geométricos, tales como el tamaño de la boquilla de entrada de gas; o con el uso de un tornillo de transporte interno y elementos internos como el draft-plate o draft-tube.
- **El tiempo de permanencia de las partículas puede cambiarse y regularse dentro de límites muy amplios, por ejemplo, cambiando la altura del lecho o utilizando elementos como los draft-plates o draft-tubes.**
- **Para secar materiales con humedad ligada (por ejemplo, plásticos), se recomienda altamente la entrada de aire tangencial y un tornillo de transporte interno, ya que de esta manera la velocidad volumétrica del gas puede ajustarse según se requiera por el proceso de secado independientemente de la velocidad del gas requerida para el movimiento de partículas.**

Sobre la base de los extensos resultados obtenidos por el Instituto de Investigación de Ingeniería Química y de Procesos de la Universidad de Kaposvár sobre técnicas de spouted bed, se establece que con un diseño optimizado y una adecuada selección de parámetros operativos esta tecnología se presta a una amplia gama de aplicaciones en diversas industrias, tales como el secado de materiales granulares, pastosos o pulposos con una amplia gama de posibles tamaños de partícula^[110]. Además, los spouted bed son especialmente adecuados para el secado de materiales sensibles al calor, tales como semillas, productos

INTRODUCCIÓN

alimenticios, productos farmacéuticos y productos sintéticos, en una o dos etapas.

Como se ha comentado, uno de los campos en los que el spouted bed puede aportar un avance significativo en el estado de la tecnología es en el secado de materiales pastosos y suspensiones. Este tipo de corrientes se emplean en muchos procesos de la industria química y alimentaria. Están implicados por ejemplo en la fabricación de productos alimenticios, productos orgánicos intermedios, pigmentos, productos farmacéuticos, sales inorgánicas y similares. El secado de estas corrientes es un proceso complejo para el que tan solo se han propuesto soluciones parciales. En muchos casos el sobrecalentamiento local o la formación de costras hacen imposible proporcionar un producto de buena calidad, por lo que para obtener un tamaño de partícula uniforme, a menudo es necesaria cierta desintegración o trituración tras el proceso de secado, lo que encarece el producto. En algunas aplicaciones el secado en spray es aplicable, pero esta tecnología es intensiva en costes de energía e inversión inicial. Debido a la gran variedad de aplicaciones el secado de pastas y suspensiones representa un reto para la tecnología spouted bed, donde numerosos trabajos han demostrado la capacidad del lecho en surtidor para procesar este tipo de alimentaciones^[96-98,105,111-121]. Efectivamente el alto contenido de humedad de las pastas y suspensiones obliga a que la tecnología de secado óptima sea aquella que garantice una excelente transferencia de calor y masa. Los secaderos de spouted bed con lecho inerte proporcionan buenas condiciones para este fin, ya que el proceso de secado se lleva a cabo sobre una superficie amplia y continuamente renovada, en una capa delgada formada sobre la superficie de partículas inertes y con contacto intensivo entre el material húmedo y el agente de secado. Las partículas inertes forman el lecho fluidizado^[117] o spouted bed^[113] que actúa como fase auxiliar, y la suspensión se alimenta al lecho móvil o circulante, que proporciona una gran superficie para el contacto. El sólido húmedo distribuido sobre la amplia superficie de las partículas inertes forma una capa delgada en la que se produce un proceso de secado muy corto. Debido a la fricción de las partículas inertes, la capa fina seca se desgasta de la superficie, y entonces el producto fino es arrastrado por la corriente de aire y se recoge en ciclones y/o filtros de mangas.

Se han encontrado en la Bibliografía procesos de secado en spouted bed con material inerte de productos tan diversos como sangre animal, extractos vegetales líquidos^[95], permanganato de potasio y sales hidratadas^[122], pigmentos inorgánicos y tintes orgánicos^[123], carbonato de cobalto^[124] y lodos de hidróxido metálico procedentes del tratamiento de aguas residuales^[125].

Para prevenir la reducción del movimiento en el lecho debido a la posible aglomeración de partículas inertes se utilizan los secaderos spouted bed con transportador vertical de tornillo, en los que el movimiento de circulación característico del material está asegurado por la acción del transportador. Este tipo de secadero han sido utilizados con éxito para el secado continuo de materiales de alto contenido de humedad^[110,112]. En este caso se introducen pastas, pulpas o suspensiones diluidas sobre el lecho de partículas inertes que circulan por el tornillo transportador interior. De esta manera se forma un recubrimiento casi uniforme en forma de película sobre la superficie de las partículas inertes, cuyo espesor en caso óptimo es de 2 a 4 veces superior al del tamaño de partícula primario del material a secar. Dado que las partículas inertes proporcionan una gran superficie de contacto, los procesos de secado por transferencia de calor y masa son cortos incluso con una temperatura de bulbo húmedo relativamente baja^[126].

El tamaño de partícula del producto, uno de los requisitos de calidad más importantes, se controla con el tiempo de residencia de las partículas inertes en el tornillo transportador, variando para ello su velocidad de rotación y longitud. Este último parámetro solo puede ser aumentado si se incrementa la altura del lecho, lo que requiriendo el uso de un caudal de gas superior. Para evitar esta desventaja se llevó a cabo una modificación consistente en construir un tubo de longitud variable que asciende hasta la superficie del lecho y que mejora el efecto de molienda^[127]. Los resultados obtenidos usando pasta de patata demostraron que de esta manera el tamaño de partícula se puede controlar en un rango más amplio, independientemente de la altura del lecho.

En base a la información disponible en la Bibliografía, los procesos de tratamiento térmico de pastas y suspensiones pueden ser mejorados combinando la aportación de calor por microondas y por convección^[110,128]. Por esta razón se desarrolló un secadero combinado a gran escala consistente en un spouted bed con tornillo transportador al que se le añadió un equipo para suministro de energía de microondas^[129]. El secadero combinado se utilizó con éxito para el secado en batch y en continuo de productos agrícolas y alimenticios, así como pastas y suspensiones termosensibles.

En el secado de materiales granulares, que representan otro de los campos de aplicación donde el spouted bed presenta un gran potencial, los parámetros óptimos se determinan en base a su composición química, a las propiedades físicas y al uso potencial. Por ejemplo en el secado de maíz y avena que se emplearán para elaborar alimentos para el ganado se puede trabajar a temperaturas superiores a las que se emplearán cuando estos granos se dediquen

INTRODUCCIÓN

a siembra, ya que un calentamiento excesivo puede dañar la capacidad de germinación. Algunas semillas requieren trabajar a temperaturas por debajo de 30-35 °C. Adicionalmente la calidad del producto seco se determina por la velocidad de secado (que como se ha dicho puede provocar alteraciones en la forma y textura de la partícula), la temperatura y el caudal del agente de secado, principalmente en el período inicial.

Estos condicionantes hacen que el spouted bed sea una tecnología ampliamente utilizada en el secado de este tipo de materiales, ya que como se ha comentado anteriormente este régimen de contacto gas-sólido garantiza una diferencia notable de temperatura entre el aire de entrada y el lecho. Se pueden encontrar en la Bibliografía numerosos ejemplos del secado de biomasa y productos agrícolas^[42,43,54,56,57,130-143], lo que ha dado lugar al desarrollo de una amplia gama de diferentes secaderos basados en la tecnología spouted bed.

El secado de materiales granulares en spouted bed se ha conseguido con geometrías diversas del contactor, pero sin duda la de mayor aplicación industrial, y en consecuencia la mejor caracterizada en términos fluidodinámicos, ha sido la geometría cilíndrica con base cónica de ángulo próximo a 60°. En estos estudios, iniciados con los libros clásicos de Leva^[144] y Zabrodsky^[145], se profundiza en el movimiento del sistema sólido-gas y se han llegado a desarrollar correlaciones empíricas fiables para el cálculo de propiedades como la velocidad mínima de spouting, la pérdida de carga máxima o la expansión del lecho.

Con todo esta configuración convencional del spouted bed tiene un uso limitado debido a dos inconvenientes graves que restringen su aplicación a gran escala:

- La capacidad está limitada por un valor máximo de altura de lecho y de diámetro de la columna, por encima de los cuales el chorro central característico deja de ser estable. El diámetro suele limitarse a 1 m para evitar zonas muertas en el interior del lecho de partículas.
- El caudal de gas está condicionado por los requisitos del régimen de spout en lugar de por las necesidades de transferencia de calor y masa, por lo que la eficacia del proceso está condicionada por la hidrodinámica.

Para superar estas limitaciones se han propuesto numerosas alternativas en la Bibliografía. Las configuraciones más atractivas e interesantes para el secado de sólidos articulados se resumen en la Tabla 1.7.

Tabla 1.7. Configuraciones de lecho en surtidor empleadas para el secado de sólidos particulados^[146].

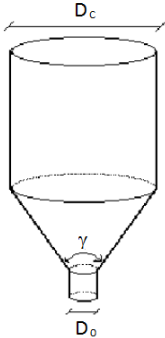
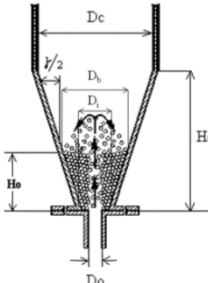
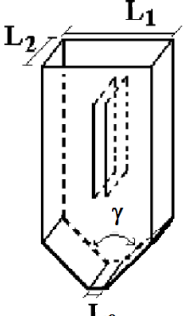
Tipo	Características más importantes	Sólidos secados (casos típicos)
<p>SPOUTED BED CONVENCIONAL (CSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Adecuado para procesar partículas gruesas. • Temperatura alta del gas de entrada sin daño para el producto. • Bajo coste de inversión • Limitación de la altura de lecho y del diámetro de columna (sin draft-tube). • Caudal de gas establecido por los requerimientos fluidodinámicos. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[37,39,110,128,130,134,147-157]. • Productos alimentarios prensados^[110,158,159] • Tapones de corcho^[160]. • PVC^[110].
<p>SPOUTED BED CÓNICO (CcSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Sin limitación de altura de lecho. • Manipulación fácil de partículas de igual densidad con amplia distribución de tamaños. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[147-149]. • Microesferas de carbón^[150]. • Arena fina^[151-153].
<p>SPOUTED BED BIDIMENSIONAL (2DSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Incremento de la capacidad añadiendo unidades extendidas. • Altos caudales de aire y bajas pérdidas de carga en velocidad mínima de spouting • Draft-plates (placas internas): sin limitación de altura de lecho, movimiento de sólidos controlada y caudal de operación menor. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[149,154,155] • Capsulas de especias^[156]. • Palomitas^[157]

Tabla 1.7. Continuación.

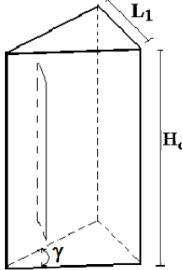
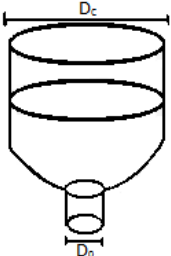
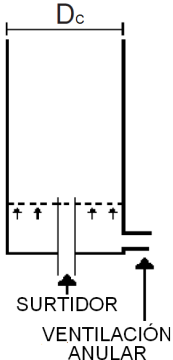
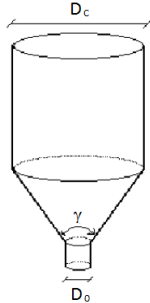
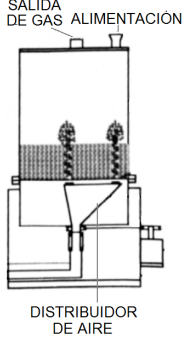
Tipo	Características más importantes	Sólidos secados (casos típicos)
<p>SPOUTED BED TRIANGULAR (TSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Aumento de la capacidad añadiendo unidades en configuración hexagonal con un inyector de gas en el centro del hexágono. • Se requiere la inserción de un draft-plate para un chorro estable. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[170-172]
<p>SPOUTED BED PARABÓLICO (PBSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Régimen de chorro más estable. • Falta de datos e información. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[173].
<p>SPOUT-FLUID BED (SFB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor flexibilidad de operación. • Caudal alto en la zona anular. • El caudal mínimo para garantizar el régimen de spout depende del caudal de gas en la zona anular. • Mayor complejidad en el diseño de la rejilla. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[158,159]. • Productos alimentarios prensados^[160].

Tabla 1.7. Continuación.

Tipo	Características más importantes	Sólidos secados (casos típicos)
<p>JET SPOUTED BED (JSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Similar al SB o CSB pero con velocidades de gas muy superiores. 	<ul style="list-style-type: none"> • Productos alimentarios^[31,175-177] • Serrín^[178].
<p>JET SPOUTED BED ROTATORIO (RJSB)</p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor flexibilidad de operación. • Diferente intermitencia de surtidor para atender diferentes necesidades de secado. • Menor daño térmico y mecánico. • Coste alto por la construcción y mantenimiento del inyector. 	<ul style="list-style-type: none"> • Semillas y granos^[179-181]. • Materiales sensibles al calor^[180].

Tras la primera recopilación de Mathur y Epstein^[39] en los 70, en la que se resumía el conocimiento de la época en relación con flujo de fluido y el movimiento de sólidos en las regiones de la entrada de gas, anillo y la fuente, así como los problemas básicos asociados con la estabilidad en la geometría, en 2011 Epstein y Grace^[40] publicaron una nueva recopilación en la que se incluía información sobre secado de partículas sólidas^[146], mezclado y segregación de partículas^[158], uso de dispositivos internos^[159] y en la que se dedicaba un capítulo específico a la geometría exclusivamente cónica del contactor^[160], CSB, por lo que esta obra representa una de las referencias básicas de esta Tesis. Kmiec y Szafran^[150] publicaron una revisión de aplicaciones del spouted bed cónico, haciendo hincapié en las ventajas y posibilidades del uso de un tubo interno denominado draft-tube para estabilizar el régimen de spouted bed con partículas

INTRODUCCIÓN

pequeñas ($d_p < 1$ mm). Debido a la baja segregación en el spouted bed cónico, Altzibar y cols.^[151] propusieron la utilización de un draft-tube poroso o abierto, lo que permite trabajar con lechos con una amplia distribución de tamaños de partícula.

Son numerosos los trabajos que demuestran o prevén mediante modelado el buen funcionamiento del spouted bed cónico con draft-tube para el tratamiento de sólidos^[99,161-165]. Además esta configuración ha sido la más estudiada por el Grupo de Investigación en Procesos Catalíticos y Valorización de Residuos de la UPV/EHU^[64,66-72,74,75,87-89,151-153,160,166-184], por lo que será el punto de partida para el diseño del secadero que se persigue en esta Tesis.

Las spouted bed bidimensionales (2DSB) así como los spouted bed triangulares (TSB) funcionan mejor con draft-plates o deflectores para asegurar un surtidor estable. Debido a la severa limitación de la altura de lecho en la geometría 2DSB^[154], Kalwar y cols.^[185] propusieron y desarrollaron un equipo 2DSB a escala de planta piloto con draft-plates ajustables para el secado de granos, tales como maíz sin cáscara, soja o trigo. Sus resultados confirmaron la alta calidad de los granos secos. Por otro lado, Dias y cols.^[186] demostraron que era posible secar alubias negras en un 2DSB a 50 °C, obteniendo un producto de alta calidad sin dañar sus propiedades físicas y de cocción. Wiriyampaiwong y cols.^[155,187] demostraron la eficiencia energética de un 2DSB con draft-plates para el secado de la soja en la industria alimentaria. Trabajos anteriores^[188,189] ya habían confirmado la viabilidad técnica y económica del 2DSB para el secado del arroz a 150 °C, con un reciclado del 70% del aire de salida. En su estudio a escala piloto, la capacidad volumétrica del secadero 2DSB se mejoró conectando varias unidades en paralelo simplificando así el aumento de escala. Existen equipos 2DSB a escala de planta de demostración industrial en Tailandia, donde la capacidad de estos secaderos se ha incrementado hasta 3500 kg/h para procesado de soja, maíz y arroz con un consumo de energía comparable al de otros secadores comerciales^[188].

El spouted bed triangular (TSB) con draft-plates, por su parte, se aplicó por primera vez en Australia para el secado de arroz. Con los resultados favorables obtenidos en la escala de laboratorio^[190], se construyó una planta piloto para secar en batch hasta 85 kg de arroz^[191]. La característica principal de esta geometría, como se indica en la Tabla 1.7, es la posibilidad de aumentar la capacidad de secado volumétrico insertando unidades similares en un nuevo diseño hexagonal. En el caso anterior, por ejemplo, la inserción de seis unidades para formar un hexágono aumento la capacidad de procesamiento hasta los 510 kg de lecho.

Otra configuración propuesta más recientemente es el spouted bed parabólico (PBSB),^[192] cuya forma imita la trayectoria de partícula en la base de la región anular y estabiliza el chorro, reduciendo la pérdida de carga y caudal de aire necesarios. Esto debería asegurar un aumento en la capacidad del secador, sin embargo, su mejora en el secado de partículas sólidas no es significativo comparándolo con geometrías más simples como el 2DSB y el TSB. Por tanto la complejidad de construir una columna parabólico-cilíndrica no parece estar justificada.

La inserción de agitadores mecánicos en un lecho de partículas cohesivas puede asegurar una buena mezcla aire-partícula y mejorar la estabilidad del surtidor^[110,193]. Las modificaciones para mejorar el rendimiento del secador para partículas de alto contenido en humedad incluyen combinaciones de dos o más técnicas de contacto fluido-sólido, tales como lechos fluidizados^[194-196], combinaciones lecho fijo-fluidizado-spout^[197,198], y jet-spouted beds^[31,199,200]. Passos y cols.^[196] demostraron por simulación por ordenador el potencial de usar un secadero spout-fluid bed (SFB) para controlar la tasa de flujo de aire necesaria para secar diferentes granos. De igual manera, usando un modelo de simulación para el secado de zanahoria en un SFB, Bialobrzewski y cols.^[195] demostraron que estos dispositivos pueden secar con eficacia y manteniendo su calidad productos alimentarios de alto contenido de humedad.

Para el secado de partículas cohesivas de alto contenido de humedad, Kudra y Mujumdar^[31] sugirieron utilizar jet-spouted beds (JSB), debido a que su región anular diluida contribuye a reducir el contacto entre las partículas y, en consecuencia, el potencial de aglomeración de las mismas. Por ejemplo, Wachiraphansakul y Devahastin^[200] utilizaron un JSB para el secado de okara (un subproducto fibroso e insoluble de la leche de soja).

Para preservar la calidad de los alimentos, Feng y cols.^[201] propusieron combinar, en el mismo equipo, técnicas de spouted bed y microondas para secar las manzanas y mostraron que estas técnicas combinadas pueden acelerar el secado. Por otro lado, en una unidad a escala piloto, Berghele^[202] demostró la posibilidad de secar el serrín en un lecho con vapor de agua sobrecalentado para producir combustible granulado.

Paralelamente a estas modificaciones, una innovación importante que mejora efectivamente la eficiencia del secador de spouted bed convencional es la intermitencia del régimen de spouted bed. Jumah y Mujumdar^[203] propusieron y desarrollaron con éxito un jet-spouted bed rotatorio (RJSB), cuya boquilla de entrada de fluido constaba de dos inyectores: uno central, que producía un pico

INTRODUCCIÓN

convencional en la zona central del lecho, y uno rotativo en la región anular del lecho que giraba lentamente. El surtidor intermitente de la región anular reduce el consumo neto de aire y la potencia requerida para el surtidor. Jumah^[204] confirmó la viabilidad técnica y económica de este RJSB para el secado de granos, con un ahorro de energía de hasta el 40% y una mayor calidad de los granos secos (reducción de las fisuras y roturas de los granos inducidas por daños térmico-mecánicos).

Por otro lado, uno de los aspectos menos tratados en la Bibliografía es el escalado industrial de esta tecnología. He, Lim y Grace^[205] realizaron un estudio basado en conceptos como el tamaño máximo de los spouted beds convencionales y la influencia del diámetro de la columna y recientemente Grace y Lim^[206] abordaron el escalado de spouted beds rectangulares y de surtidor múltiple, los cuales optimizaron Rovero y cols.^[207]. Sin embargo es necesario recalcar que son muchas las variables que influyen en cada tipo de spouted bed y sus diferentes dispositivos internos, por lo que es necesario realizar un estudio detallado para cada diseño concreto.

Además de las configuraciones recogidas en la Tabla 1.7, se han publicado varias patentes que aplican alternativas novedosas para el secado o para el tratamiento de sólidos. Entre ellas cabe mencionar una patente para producción de poliolefinas^[208] en la que se propone el uso de un spouted bed con un deflector de fuente (Figura 1.12) y en la que también se contempla la utilización de varios conos conectados verticalmente en serie para trabajar con alimentación continua (Figura 1.13), lográndose un contacto gas-sólido en contracorriente que beneficia la reacción.

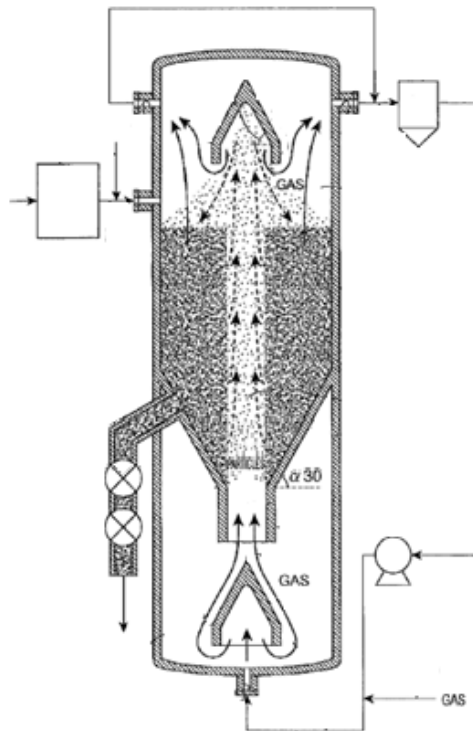


Figura 1.12. Contactor spouted bed con deflector inferior y superior.

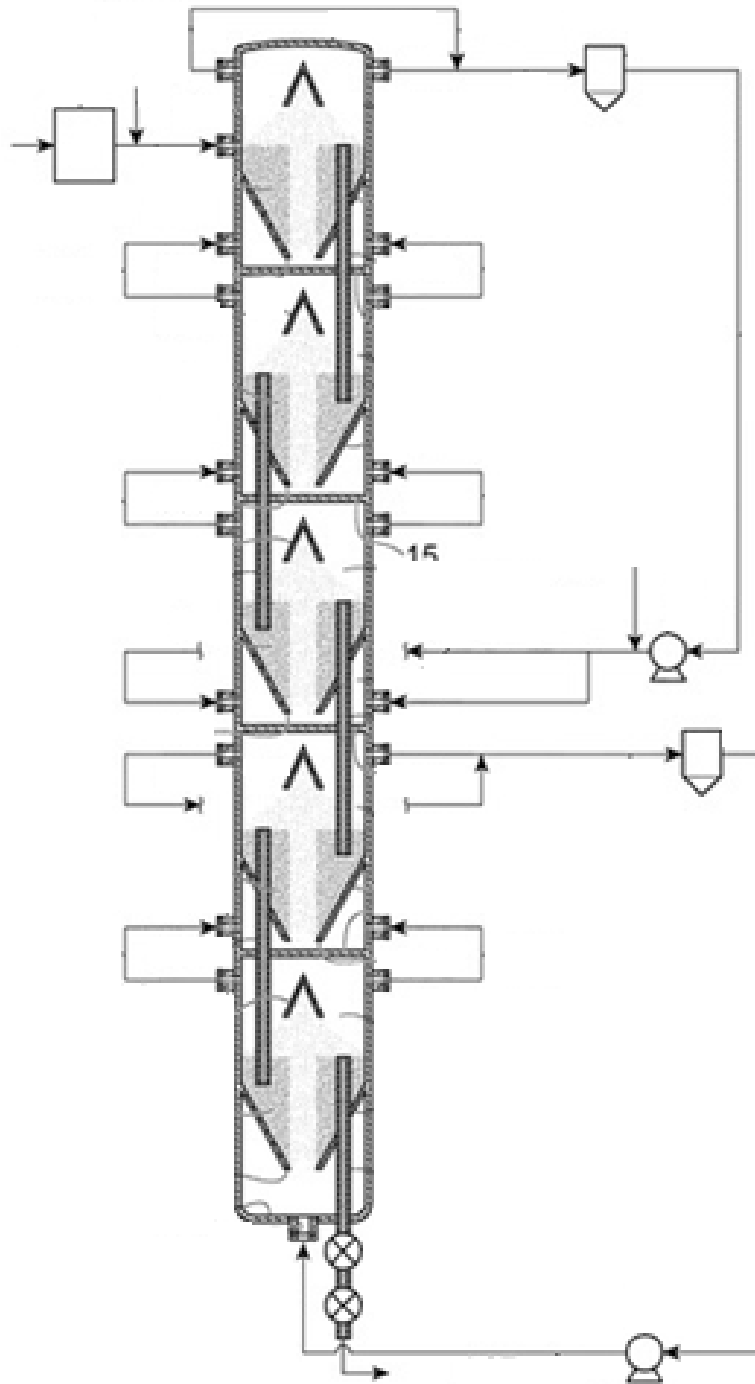


Figura 1.13. Contactor spouted bed para la producción de poliolefinas con varios conos en serie y tubo interno de conexión.

También se han encontrado referencias en Internet a un equipo comercial denominado ProCell® y basado en la tecnología de spouted bed que ha sido desarrollado por la empresa Glatt Technology y que se puede emplear para procesos variados como la granulación por pulverización, revestimiento, aglomeración y transferencia de calor^[209]. Este equipo, que ha sido estudiado en diversos artículos^[210-212], Figura 1.14, tiene como particularidad dos entradas de aire ajustables que han demostrado ofrecer mejoras para el contacto sólido-gas en las aplicaciones antes mencionadas

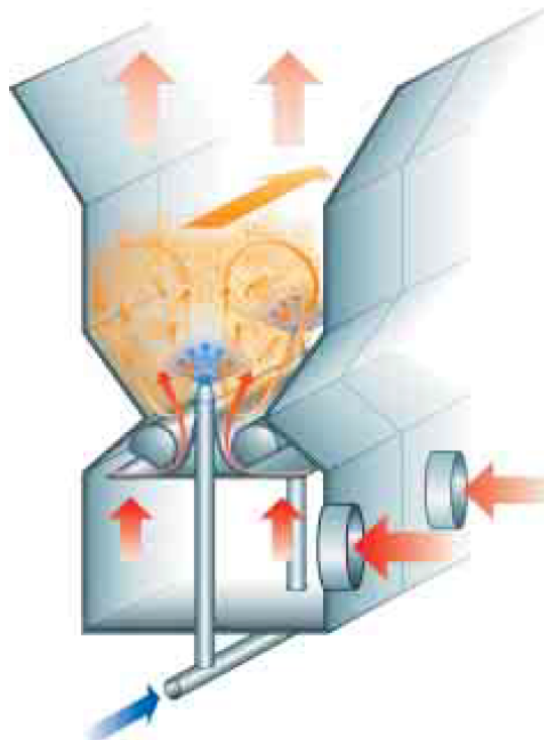


Figura 1.14.Esquema del funcionamiento del ProCell®^[49].

1.4.2 Factores de diseño y condiciones de operación del spouted bed cónico

Como se ha comentado anteriormente, el Grupo de Investigación en Procesos Catalíticos y Valorización de Residuos de la UPV/EHU ha centrado su trabajo fundamentalmente en la geometría cónica del contactor, debido a la gran versatilidad que ofrece en relación al flujo de gas. Efectivamente, al aumentar el flujo de gas muy por encima del valor correspondiente a la velocidad

INTRODUCCIÓN

mínima de spouting, u_{ms} , se observa una progresiva expansión del lecho y la aparición de un nuevo régimen característico denominado jet spouted bed o spouted bed diluido, que aporta características interesantes para el contacto gas sólido.

Para ilustrar la expansión del spouted bed cónico con el aumento en la velocidad del gas, en la Figura 1.15 se muestra la evolución de la pérdida de carga con el caudal de gas alimentado^[213]. Inicialmente y mientras se mantiene el lecho fijo, la pérdida de carga aumenta al aumentar la velocidad del fluido, tal y como predice la ecuación de Ergun, hasta alcanzar un valor máximo. A partir de este punto un aumento de la velocidad supone un descenso brusco de la pérdida de carga debido a una canalización del gas, lo que se conoce como spouted bed incipiente. A velocidades superiores aparece la fuente y comienza el movimiento cíclico de las partículas que conforman el lecho. Un aumento de la velocidad del gas no provoca grandes cambios, ya que la pérdida de carga se mantiene constante y se alcanza el régimen de operación estable del spouted bed (zona b de la Figura 1.15), pudiéndose distinguir claramente la zona anular y el chorro central o spout. Si se sigue aumentando la velocidad del gas, ambas zonas (anular y spout) comienzan a difuminarse, y se aprecia un ligero descenso en la pérdida de carga, que corresponde a un régimen de transición (zona c). Aumentando aún más el caudal de gas se observa la dilución progresiva del lecho, aumentando el número de partículas suspendidas, y cuando finalmente termina esta etapa, la porosidad del lecho alcanza valores muy elevados y se homogeneiza, llegando al momento que se denomina de spouted bed diluido incipiente. En esta nueva fase también se observa una estabilización de la pérdida de carga, y este nuevo régimen es el que se denomina de spouted bed diluido o jet spouted bed (zona d)^[153]. Además en la Figura 1.15 se observa que en la evolución de la pérdida de carga aparece un fenómeno de histéresis en la aparición del spout entre la curva de aceleración y deceleración similar al que se observa en los lechos fluidizados. La determinación de la velocidad donde comienza el régimen del spouted bed (velocidad mínima de spouting) se realiza con mayor precisión y reproducibilidad a partir de los valores de pérdida de carga en la deceleración^[39,213,214], ya que es el punto donde se aprecia claramente la mencionada histéresis.

En trabajos previos del grupo de investigación se ha estudiado la aplicación de los spouted beds cónicos al tratamiento de partículas de diferentes materiales (esferas de vidrio, granos, legumbres, cerámicas, poliestireno, madera) en el intervalo de módulo de Arquímedes comprendido entre $7.8 \cdot 10^4$ y $5.8 \cdot 10^7$, lo que corresponde al intervalo convencional de operación para spouted beds. Como resultado se han establecido los intervalos de los factores geométricos del

contactor y del sistema contactor-partícula de spouted beds y de spouted beds diluidos en contactores cónicos.

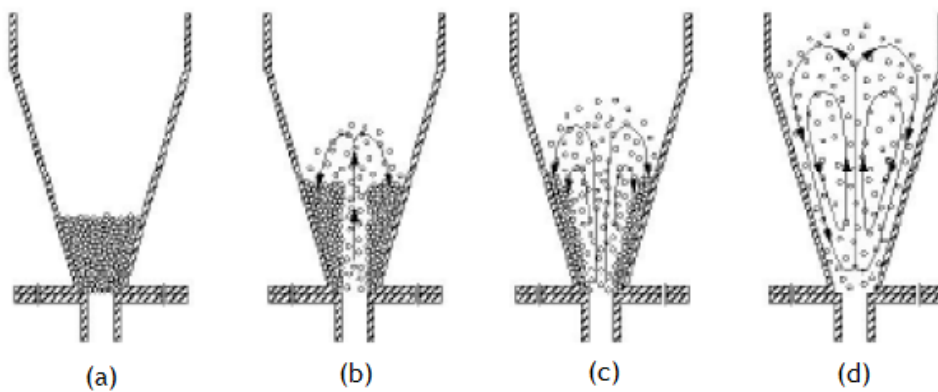
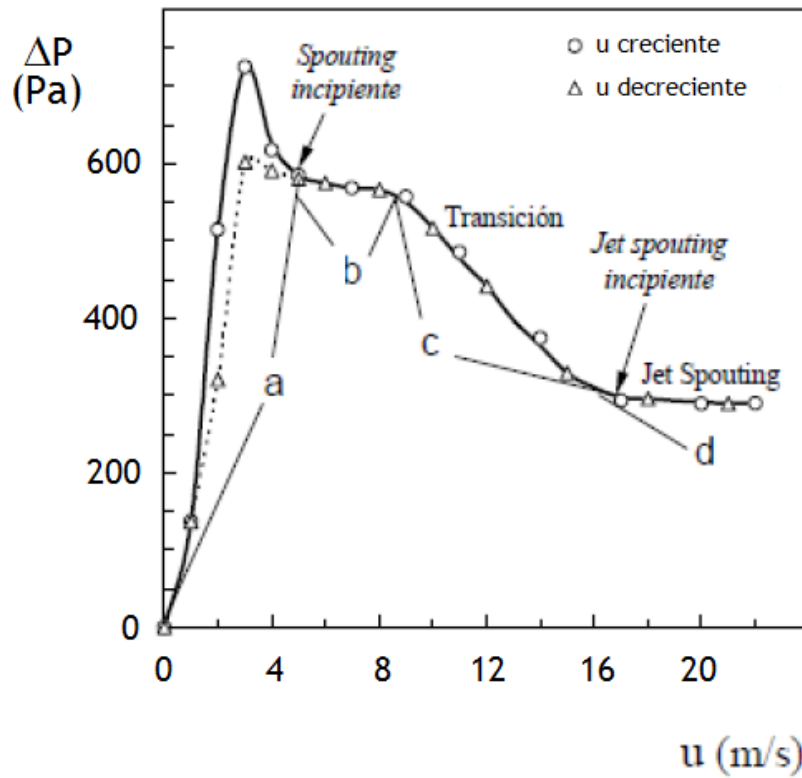


Figura 1.15. Evolución de la pérdida de carga y del movimiento de las partículas al aumentar la velocidad del gas en lechos cónicos^[213].

INTRODUCCIÓN

Para spouted bed y spouted bed diluido, la relación entre el diámetro de entrada y el diámetro de la base del cono, D_0/D_i , debe estar comprendida entre 1/2 y 5/6. El límite inferior está impuesto por la pérdida de carga y por la formación de zonas muertas en la base (un serio problema para la operación del sólido en continuo). El límite superior corresponde a la indefinición del spout que se produce para valores superiores, con un aumento de la inestabilidad debido a movimientos de rotación.

Por otro lado se ha observado que con la geometría cónica no existe límite superior del ángulo del cono, γ , que podría aumentarse hasta la geometría cilíndrica. El límite inferior es de 25° , y para ángulos menores el lecho es inevitablemente inestable debido a que las partículas pequeñas alcanzan un régimen básicamente de mezcla, sin que exista el movimiento cíclico característico del régimen de spouted bed. Además la velocidad del gas está limitada por la velocidad terminal de las partículas. Hay que considerar que la operatividad para el tratamiento de sólidos con distribución del tamaño de partícula decrece al disminuir el ángulo. La relación D_0/D_i debería ser considerablemente inferior a los valores del intervalo estudiado, entrando en las dimensiones óptimas de diseño de los contactores cilíndricos. Ángulos superiores a 45° dan lugar a lecho estancado en la pared excepto a velocidades del aire correspondientes a un estado de transición avanzado. Así mismo se produce una considerable ampliación de la distribución del tiempos de residencia del gas, junto con un fenómeno de rotación en la circulación del gas y la consiguiente inestabilidad del lecho (este fenómeno se aprecia con claridad con pequeños diámetros de partícula).

Por último, mientras que en los contactores cilíndricos la estabilidad del lecho aconseja una relación entre el diámetro de entrada y el diámetro de partícula, D_0/d_p , próxima a $20^{[135,215]}$, los contactores cónicos permiten trabajar en operación estable con un amplio intervalo de valores de D_0/d_p , que puede estar comprendido entre 2 y 60 para el régimen de spouted bed y entre 1 y 80 para el régimen de spouted bed diluido. Estos límites no están impuestos por la estabilidad, que se alcanza siempre, sino por la propia operatividad. El límite inferior corresponde a porosidades del orden de 0.78, para las que se alcanza la homogeneidad del lecho, mientras el límite superior corresponde a porosidades de al menos 0.99.

Los factores de diseño descritos hasta aquí corresponden a la configuración del spouted bed cónico sin draft-tube, pero la inclusión de este tipo de dispositivos internos ha demostrado ser una estrategia muy atractiva en aras de superar estas limitaciones de diseño. De forma resumida, y tomando como

referencia el mapa de operación propuesto por Grace^[216] y actualizado por Olazar y cols.^[172] para mostrar los intervalos de aplicación de los métodos convencionales de contacto gas-sólido, en el que se representa el módulo de velocidad, u^* , frente a un módulo relacionado con el tamaño y la densidad de la partícula, d_p^* , en la Figura 1.16 se ha incluido el intervalo de operación correspondiente a los regímenes de contacto de spouted y jet spouted bed en contactor cónico sin dispositivo interno y el efecto positivo de la utilización del draft-tube (Altzibar y cols.^[152]). Además en el eje de abscisas se han señalado las zonas correspondientes a cada una de las categorías propuestas en la clasificación de Geldart^[35] y se han trazado mediante líneas discontinuas las curvas correspondientes a la velocidad terminal (u_t) y a la velocidad mínima de fluidización (u_{mf}).

Como se aprecia en la Figura 1.16 el régimen de spouted bed en contactor cónico tiene una notable versatilidad en las dos dimensiones del mapa (de forma resumida velocidad del gas y tamaño de partícula) y permite la operación en condiciones inalcanzables para otros regímenes de contacto. Frente al spouted bed clásico (con contactor de geometría cilíndrica), la geometría cónica permite trabajar con sólidos más grandes y de mayor densidad a velocidades del gas características de la fluidización rápida. Es además destacable que la inclusión en el interior del contactor de dispositivos internos de tipo draft-tube supone un aumento notable de la versatilidad de los contactores de spouted bed de geometría cónica, posibilitando la operación con partículas más pequeñas, incluso del tipo B de la clasificación de Geldart.

Con respecto a los parámetros hidrodinámicos de los spouted beds, el conocimiento sobre la pérdida de carga de operación, la pérdida de carga máxima y la velocidad mínima de spouting es esencial para el diseño, operación y escalado de estos equipos. El conocimiento de la velocidad mínima de spouting (u_{ms}) permite establecer la velocidad de operación y determina otros parámetros hidrodinámicos, como la caída de presión, el tiempo de residencia y el caudal de circulación del sólido. Además, mientras que la velocidad de fluidización mínima es sólo una función de las propiedades de las partículas y el fluido, la velocidad mínima de spouting es también función de la geometría y de la presencia de elementos internos del contactor^[74,217].

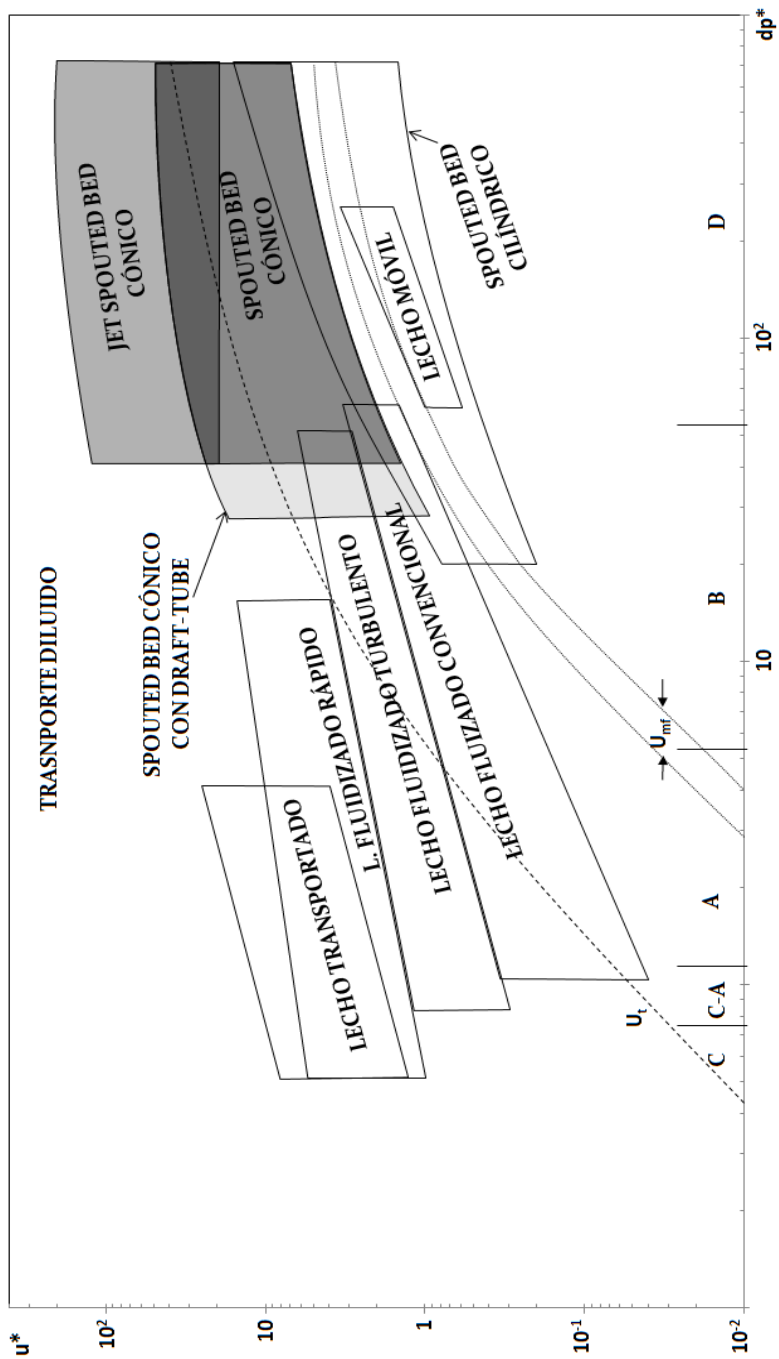


Figura 1.16. Mapa de operación para diferentes regímenes de contacto gas-sólido. Modificado y actualizado a partir de Olazar y cols. [153]

Esta característica ha sido ampliamente estudiada por el grupo de investigación para el spouted bed cónico. Olazar y cols.^[177] obtuvieron correlaciones para predecir esta velocidad utilizando lechos compuestos por madera de pino en forma de serrín, virutas, astillas o mezclas binarias o terciarias de cada uno, en el rango de tamaños de partícula de aproximadamente 1-25 mm. Por otra parte, Alzibar y cols.^[166,174,218] estudiaron el efecto de los tubos porosos, no porosos y con abertura lateral en la hidrodinámica de los caudales cónicos utilizando lechos compuestos por arena para construcción, perlas de vidrio y guisantes negros y Saldarriaga y cols.^[182] estudiaron la influencia de las propiedades y morfología del material utilizando lechos compuestos por diversas biomásas vegetales agroforestales e industriales. En la Tabla 1.8 se ha realizado una recopilación de éstas y otras correlaciones propuestas en la Bibliografía.

La pérdida de carga de operación y la pérdida de cara máxima, por su parte, son parámetros de interés práctico para determinar el consumo de energía de los spouted bed. La presión máxima se refiere a la pérdida de carga necesaria para romper el lecho y así iniciar el régimen de spouted bed, mientras que pérdida de carga de operación se refiere a la pérdida de carga en el régimen de spout estable. Estos parámetros, como la velocidad mínima de spouting, dependen también de las propiedades de las partículas y del fluido, y de la geometría del contactor y del draft-tube.

Olazar y cols.^[172] observaron que, como aproximación, la pérdida de carga máxima es 1.5-2.5 veces mayor que la pérdida de carga de operación en los spouted bed cónicos sin draft-tube. La diferencia entre las dos se atribuye a la compactación de partículas por encima del spout interno, también conocida como fuerza de "desintegración"^[219].

Las pérdidas de carga de operación en los spouted beds son considerablemente más bajas que en los lechos fluidizados, lo que permite el uso de soplantes ordinarios para el suministro de aire. Además, las pérdidas de carga de operación son mucho menores en los spouted bed con draft-tube que en los convencionales, mientras que la altura de lecho puede ser mucho mayor^[108,220,221]. En la Tabla 1.9 se enumeran las pocas correlaciones para la predicción de la pérdida de carga de operación en los spouted beds cónicos. Como se puede observar, la mayoría de estas correlaciones incluyen únicamente factores relacionados con la geometría del contactor y las propiedades de las partículas y el gas. Alzibar y cols.^[174,222] estudiaron la influencia de los draft-tubes, concluyendo que existen factores relacionados con ellos que tienen una influencia significativa en los parámetros hidrodinámicos de los spouted bed. De

INTRODUCCIÓN

esa forma, las ecuaciones 2.27, 2.28 y 2.29 incluyen factores como el diámetro del draft-tube (D_T), la longitud de la zona de entrada de sólidos (L_H) o el factor de abertura de los draft-tubes (A_0/A_T).

Tabla 1.8. Correlaciones fluidodinámicas propuestas en la Bibliografía para el cálculo de la velocidad mínima de spouting.

Ref.	Correlación	Ec.
SPOUTED BED CÓNICO CONVENCIONAL		
Gorshtein y Mukhlenov ^[223]	$(Re_0)_{ms} = 0.174 Ar^{0.50} \left(\frac{D_b}{D_0} \right)^{0.85} \left(\tan \left(\frac{\gamma}{2} \right) \right)^{-1.25}$	(1.8)
Nikolaev y Golubev ^[224]	$(Re_0)_{ms} = 0.051 Ar^{0.59} \left(\frac{D_0}{D_c} \right)^{0.1} \left(\frac{H_0}{D_c} \right)^{0.25}$	(1.9)
Goltsiker ^[225]	$(Re_0)_{ms} = 0.073 Ar^{0.14} \left(\frac{H_0}{D_0} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_0}{\rho} \right)^{0.47}$	(1.10)
Markowski y Kaminski ^[226]	$(Re_0)_{ms} = 0.028 Ar^{0.57} \left(\frac{D_c}{D_0} \right)^{1.27} \left(\frac{H_0}{D_0} \right)^{0.48}$	(1.11)
Choi y Meisen ^[227]	$(Re_0)_{ms} = 0.147 (2gH_0)^{0.51} d_p^{0.61} D_o^{0.24} D_o^{-1.36} \left(\frac{\rho_0 - \rho}{\rho} \right)^{0.48} \frac{d_p \rho}{\mu}$	(1.12)
Tsvik y cols. ^[228]	$(Re_0)_{ms} = 0.4 Ar^{0.52} \left(\frac{H_0}{D_0} \right)^{1.24} \left(\tan \left(\frac{\gamma}{2} \right) \right)^{0.42}$	(1.13)
Olazar y cols. ^[173]	$(Re_0)_{ms} = 0.126 Ar^{0.5} \left(\frac{D_b}{D_0} \right)^{1.68} \left(\tan \left(\frac{\gamma}{2} \right) \right)^{-0.57}$	(1.14)
Saldarriaga y cols. ^[182]	$(Re_0)_{ms} = 0.126 Ar^{0.52} \left(\frac{D_b}{D_0} \right)^{1.837} \left(\tan \left(\frac{\gamma}{2} \right) \right)^{-0.57}$	(1.15)
SPOUTED BED CÓNICO CON DRAFT-TUBE SÓLIDO		
Altzibar y cols. ^[174]	$(Re_0)_{ms} = 0.204 Ar^{0.475} \left(\frac{H_0}{D_0} \right)^{1.24} \left(\frac{L_H}{D_T} \right)^{0.168} \left(\tan \left(\frac{\gamma}{2} \right) \right)^{-0.135}$	(1.16)
Altzibar y cols. ^[166]	$(Re_0)_{ms} = 0.25 Ar^{0.5} \left(\frac{H_0}{D_0} \right)^{1.2} \left(\frac{L_H}{D_0} \right)^{0.3}$	(1.17)
San José y cols. ^[175]	$(Re_0)_{ms} = 0.126 Ar^{0.5} \left(\frac{D_b}{D_0} \right)^{1.68} \left(\tan \left(\frac{\gamma}{2} \right) \right)^{-0.57} \left(\frac{L_H}{H_0} \right)^{0.168} \left(\frac{D_i}{D_i - D_T} \right)^{0.17}$	(1.18)
Kmiec y cols. ^[229]	$(Re_0)_{ms} = 0.137 Ar^{0.714} \left(\frac{V_r \phi}{V_0} \right)^{0.411} \left(\frac{D_b}{D_0} \right)^{0.554} \left(\frac{D_b}{D_0} \right)^{0.8}$ donde $\phi = \frac{L_T - H_0}{L_T - L_H}$	(1.19)
Saldarriaga y cols. ^[182]	$(Re_0)_{ms} = 0.50 Ar^{0.5} \left(\frac{H_0}{D_0} \right)^{1.7} \left(\frac{L_H}{D_0} \right)^{0.10} \Phi^{0.54}$	(1.20)

Tabla 1.8. Continuación.

Ref.	Correlación	Ec.
SPOUTED BED CÓNICO CON DRAFT-TUBE con abertura lateral		
Altzibar y cols. ^[166]	$(Re_0)_{ms} = 0.126 Ar^{0.5} \left(\frac{D_b}{D_0}\right)^{1.68} \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.57} \left(\frac{A_0}{A_T}\right)^{0.30}$	(1.21)
Saldarriaga y cols. ^[182]	$(Re_0)_{ms} = 0.272 Ar^{0.5} \left(\frac{D_b}{D_0}\right)^{1.25} \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.57} \left(\frac{A_0}{A_T}\right)^{0.30} \Phi^{0.274}$	(1.22)

Tabla 1.9. Correlaciones fluidodinámicas propuestas en la Bibliografía para la para la perdida de carga.

Ref.	Correlación	Ec.
Gorshtein y Mukhlenov ^[223]	$\frac{-\Delta P_s}{H_0 \rho_0 (1-\varepsilon_0) g} = 7.68 \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.2} (Re_0)_{ms}^{-0.2} \left(\frac{H_0}{D_i}\right)^{-0.33}$	(1.23)
Markowski y Kaminski ^[226]	$\frac{-\Delta P_s}{\rho u_{msi}^2} = 0.19 \left(\frac{D_c}{H_0}\right)^{0.56} \left(\frac{D_i}{H_0}\right)^{-0.33} \left(\frac{H_0}{d_p}\right)^{2.35}$	(1.24)
Olazar y cols. ^[176]	$\frac{-\Delta P_s}{H_0 \rho_0 (1-\varepsilon_0) g} = 1.20 \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.11} (Re_0)_{ms}^{-0.06} \left(\frac{H_0}{D_i}\right)^{-0.08}$	(1.25)
Olazar y cols. ^[177]	$\frac{-\Delta P_s}{H_0 \rho_b g} = 0.04 \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.11} (Re_0)_{ms}^{0.2} \left(\frac{H_0}{D_i}\right)^{1.1}$	(1.26)
Altzibar y cols. ^[174]	$\frac{-\Delta P_s}{H_0 \rho_b g} = 0.212 \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.316} \left(\frac{H_0}{D_0}\right)^{-0.424} \left(1 + \left \frac{\Delta D_i}{D_0}\right \right)^{-0.0083} \left(\frac{L_H}{D_T}\right)^{0.393} (Re_0)_{ms}^{0.174}$	(1.27)
Altzibar y cols. ^[222]	$\frac{-\Delta P_s}{H_0 \rho_b g} = 0.50 \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.28} (Re_0)_{ms}^{0.014} \left(\frac{H_0}{D_0}\right)^{-0.47} \left(\frac{L_H}{D_0}\right)^{0.36}$	(1.28)
Altzibar y cols. ^[222]	$\frac{-\Delta P_s}{H_0 \rho_b g} = 0.74 \left(\tan\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right)^{-0.68} (Re_0)_{ms}^{0.02} \left(\frac{H_0}{D_0}\right)^{-0.46} \left(\frac{A_0}{A_T}\right)^{0.60}$	(1.29)

1.4.3 Modelado del secado en spouted bed

Aunque en la Bibliografía son numerosos los estudios de secado en spouted bed, son escasos los trabajos que han intentado modelar el proceso, lo que es debido a la complejidad de describir mediante ecuaciones todos los fenómenos que ocurren en la cámara de secado: termodinámica, hidrodinámica, transferencia de materia y de calor. Es por ello que lo más habitual es realizar aproximaciones, que dependiendo de la rigurosidad del modelo, pueden simplificar el comportamiento en cualquiera de los aspectos mencionados.

INTRODUCCIÓN

La mayoría de los trabajos publicados se basan en desarrollar un modelo macroscópico del lecho que considera los balances de materia y energía y la dinámica del proceso de secado. El mecanismo de secado para las regiones de spout y anular se considera como un todo-uno. Becker y Sallans^[134] realizaron el primer análisis minucioso del proceso de secado en continuo del trigo en un spouted bed convencional, partiendo de la suposición de que el lecho es lo suficientemente profundo para que el gas de salida esté en equilibrio térmico con el lecho. De esa forma, el proceso limitante para el secado es la difusión del agua desde dentro del sólido hacia la superficie. Posteriormente Becker e Isaacson^[230] y Viswanathan y cols.^[231] aplicaron este mismo modelo adaptado con estudio al secado en discontinuo. En estos trabajos la mayor simplificación reside en el uso de un contenido de humedad superficial efectivo que se calcula a partir del contenido de humedad de equilibrio dinámico, el cual se obtiene experimentalmente y para el que no existen datos publicados en la Bibliografía. Chu y Hustrulid^[232] pusieron en duda la limitación establecida por el contenido de humedad de equilibrio dinámico, y demostraron que aunque en la práctica es conveniente suponer que el contenido de humedad de la superficie toma un valor constante para facilitar el cálculo, se generan problemas de computación^[230].

Para la operación en discontinuo, Zuritz y Singh^[233] resolvieron el problema relacionando el contenido de humedad de la superficie con la variación de la temperatura del aire de salida y la humedad relativa mediante una ecuación empírica que describe las isotermas de desorción de la humedad de equilibrio. Más tarde Zahed y Epstein^[234] profundizaron en esta línea de trabajo pero empleando una ecuación empírica que relaciona el coeficiente de difusión con la temperatura y el contenido de humedad del sólido. Además estos autores proponen que para la operación en continuo se puede aplicar la función de distribución de tiempo de residencia apropiada a los sólidos que conforman el lecho. Con estas dos aportaciones, el modelo de equilibrio térmico con control de difusión interna ha demostrado su capacidad para proporcionar una buena representación del proceso de secado de cereales tanto para la operación en discontinuo como en continuo.

Más tarde, Jumah y cols.^[203] desarrollaron un modelo para el secado de maíz en discontinuo empleando un novedoso jet spouted bed bajo condiciones de secado constantes e intermitentes. A diferencia de trabajos anteriores, en su modelo no asumen equilibrio térmico al final del lecho y además tienen en cuenta el gradiente de temperatura dentro de los granos de maíz. Por otro lado, Kalwar y Raghavan^[235] trabajaron en el secado de maíz sin cáscara bajo condiciones de velocidad mínima de spouting y encontraron que no había un periodo de secado a velocidad constante. Sin embargo, Wetchacama y cols.^[236] y

Nguyen^[191,237] encontraron resultados diferentes en sus estudios mostrando que la reducción del contenido de humedad con el tiempo era casi constante.

Madhiyanon y cols.^[238] presentaron un modelo el secado en batch de granos vegetales que asume un proceso que no transcurre ni en equilibrio térmico ni en régimen isoterma, y que fue validado con los resultados experimentales del secado en discontinuo de maíz en un secadero 2DSB. A diferencia de los estudios previos, el modelado de las regiones de la zona del spout y anular se consideran por separado para una mejor descripción de la termodinámica de secado. El modelo encaja con el modelo de la velocidad de circulación de los granos, que fue formulado empíricamente por Kalwar y Raghavan^[239].

Recientemente, Markowski y cols.^[240] han publicado un trabajo encaminado a estudiar la dinámica de secado de la cebada en un spouted bed y a determinar la influencia de la forma de grano, que se considera en el modelo mediante el valor de la difusividad efectiva de la humedad. Se observaron diferencias significativas cuando se parte de una geometría elipsoidal o esférica, por lo que estos resultados demuestran que la definición adecuada de la geometría del sólido resulta fundamental para la determinación de su difusividad de humedad. También se demostró que la suposición de geometría esférica para el modelado de procesos de secado del grano es defectuoso si se espera una alta precisión de los resultados.

Para el secado de pastas, Freire y cols.^[241] presentaron una visión general de los principales modelos propuestos, en los que destacan tres enfoques principales: los puramente empíricos, los que aplican balances completos y los que consideran las fuerzas interparticulares. Intentando combinar las ventajas de cada uno de los enfoques este grupo de investigación propuso un nuevo tipo de modelos, que denominan híbridos/neuronales^[242]. Se combinan las ventajas de los modelos puramente mecanicistas con la versatilidad de las redes neuronales artificiales (ANN), que son básicamente modelos empíricos. En general, en los modelos híbridos/neuronales se aplican las ecuaciones de balance de energía, materia y momento para describir el proceso, y las ecuaciones empíricas se combinan para predecir los parámetros del proceso, tales como coeficientes de transferencia de masa y constantes cinéticas, entre otros. Las ANN son esencialmente modelos computacionales que simulan una función biológica de redes compuestas por neuronas. Mediante el aprendizaje (también llamado formación de la red), las ANN pueden correlacionar las bases de datos entre sí, permitiendo revelar información que no es evidente^[243]. De esa forma, Freire y cols.^[242] diseñaron una red capaz de predecir el comportamiento en el secado de numerosos tipos de pastas diferentes. Posteriormente, Nascimento y cols.^[94]

INTRODUCCIÓN

utilizaron un banco de datos experimentales para construir, entrenar y verificar una sola red neuronal en la que se consideran las características físicas de cinco tipos de pastas. La red fue acoplada con el modelo teórico (CST), dando como resultado un modelo híbrido CST/neuronal para describir los fenómenos de transferencia de materia y calor que se producen durante el proceso.

Madhiyanon y cols.^[189] presentaron un modelo para el secado en continuo que se comparó con los resultados experimentales de secado de arroz en un secadero a escala industrial con una capacidad de 2500-3500 kg/h puesto en marcha anteriormente^[188]. Para desarrollar el modelo, los spouted beds (tanto el spout como la zona anular) se dividen en capas elementales y se desarrollan y resuelven numéricamente cuatro ecuaciones diferenciales: balance de materia, balance de energía, transferencia de calor y secado por difusión. El modelo incorpora una limitación, debido a que las bajas relaciones aire/sólido en la zona anular provocan una transferencia de humedad superior a la que el aire es capaz de absorber. Este modelo se desarrolló sobre la base de un patrón de flujo pistón para los granos. Sin embargo, para situaciones reales se encontró que el comportamiento de flujo de los granos se desvía del flujo pistón. Así, el modelo explica la desviación del sistema real incorporando una función de distribución de tiempo de residencia apropiada.

Comparada con la relativa gran cantidad de estudios publicados sobre el secado en spouted bed, son muy pocos los que se refieren al spouted bed cónico^[93,109,151,244]. Olazar y cols.^[153] presentaron un modelo para predecir la evolución del secado de arena en spouted bed cónico con draft-tube no poroso. En este modelo se consideraron tres regiones (spout, zona anular y fuente) y se describieron balances de materia en estado no estacionario para el agua en las fases sólida y gaseosa. El modelo fue validado comparando sus resultados con los experimentales obtenidos en un estudio previo y permite predecir la evolución del contenido de humedad tanto del aire como de la arena durante el proceso de secado.

Además de los modelos resumidos hasta ahora, en la Bibliografía se ha realizado un esfuerzo considerable por aprovechar el potencial de las herramientas CFD (computational fluid dynamics) y ensamblar los modelos hidrodinámicos con los balances de materia y energía.

El primer intento fue publicado por Thorley y cols.^[245], quienes proponen ecuaciones basadas en el equilibrio de fuerzas de Newton sobre partículas sólidas (DEM)^[246]. Posteriormente, Lim y Mathur^[247], Epstein y Grace^[248], Lefroy^[249] y

Lefroy y Davidson^[250] modelaron el flujo en los spouted bed adoptando el flujo unidireccional y despreciando las variaciones radiales y el análisis de escala.

Debido a la complejidad del flujo y de los mecanismos de transferencia de calor y materia en los spouted bed, es necesario investigar la variación radial de las cantidades escalares y vectoriales para aumentar la comprensión del flujo y mejorar las capacidades de diseño. Uno de los primeros intentos fue publicado por Szafran y Kmiec^[251]. En su estudio desarrollan un modelo transitorio bidimensional Euleriano-Euleriano de los mecanismos de transferencia de calor y materia. Se implementan dos periodos de secado: el periodo constante y el de velocidad decreciente. Para distinguir entre estos períodos, se calcula el mínimo entre las velocidades de secado conveccional (gradiente de concentración entre la superficie de la partícula y el medio de secado) y difusional (gradiente de concentración en los poros de partículas) y se proporciona este valor como el mecanismo de secado limitante, eliminando así la necesidad del valor del contenido crítico de humedad. Debido a la naturaleza simétrica de la geometría, se utilizaron la mitad de los dominios computacionales (un modelo 2D axisimétrico) para reducir el esfuerzo computacional. Tanto las simulaciones 2D como las 3D predijeron un buen acuerdo cualitativo según lo informado previamente por Lettieri y cols.^[252] y por lo tanto puede darse como válida la suposición del modelo 2D. Sus cálculos basados en simulaciones CFD subestimaron la tasa de transferencia de calor, pero coincidieron con los datos de transferencia de materia previamente publicados en una investigación experimental por Kmiec y Szafran^[150].

Posteriormente Szafran y Kmiec^[253] adaptaron lo que denominan un procedimiento de solución "punto por punto" para mejorar su modelo anterior^[251] en un intento de verificar que este modelo es capaz de predecir la dinámica de procesos largos de secado en batch y de acortar el tiempo de cálculo. Los resultados obtenidos en las simulaciones de CFD fueron más cercanos a los datos experimentales que los valores obtenidos a partir de correlaciones, lo que demostró que el CFD, combinado con los modelos clásicos de secado, proporciona resultados útiles que pueden ser utilizados en todas las fases de investigación y desarrollo. Sin embargo, el procedimiento de solución punto por punto no pudo predecir las condiciones de secado inicial y final adecuadamente.

En un estudio similar, Zhonghua y Mujumdar^[164] adaptaron la misma estrategia para la simulación numérica de un secadero spouted bed pero usando diferentes correlaciones y coeficientes para calcular algunos parámetros. El modelo hidrodinámico fue validado inicialmente con los datos experimentales de He y cols.^[254,255] y después se incorporó el modelo de secado. Aunque no se utilizó

INTRODUCCIÓN

una validación experimental para las predicciones de secado, se encontró que basándose en el modelo hidrodinámicamente validado, estas predicciones proporcionaron una estimación cualitativa de la cinética de secado de los spouted beds. Sus predicciones proporcionaron información importante para el aumento de escala y el diseño del proceso de los spouted beds.

Por todo ello, se puede concluir que el modelo Euleriano-Euleriano, transitorio, axisimétrico y turbulento de CFD es capaz de predecir razonablemente bien el patrón de flujo y la dinámica de secado para los lechos de spouted bed. Mediante el uso de esta técnica se puede lograr una comprensión más profunda de los patrones de flujo y su efecto sobre la cinética de secado. Sin embargo, se necesitan más simulaciones para que el modelo sea válido con fines de diseño y optimización.

1.4.4 Segregación, atrición y elutriación de partículas

La mayoría de los estudios sobre la mezcla de materiales granulares se han realizado con trazadores de partículas que suelen diferir en alguna de las propiedades del sólido que conforma el lecho, como el tamaño, forma y densidad. En la mayoría de los casos prácticos, sin embargo, el lecho está conformado por partículas con una distribución en los valores de esas propiedades, e incluso en muchas aplicaciones estas propiedades varían con el tiempo, por ejemplo, debido al secado, revestimiento, o reacciones químicas gas-sólido. En esos casos se debe tener en cuenta la posible aparición de fenómenos como la segregación, atrición y elutriación que pueden llegar a alterar el proceso y la calidad del producto. Comprender y controlar estos fenómenos conduce a mejorar el comportamiento del proceso y es crucial para un buen diseño del equipo.

Segregación

Un lecho de partículas en movimiento puede estratificarse debido a la hidrodinámica de la mezcla, la percolación de finos en los intersticios de partículas gruesas y las diferencias de flotabilidad entre componentes ligeros y densos, produciendo diferencias en el tratamiento de cada tamaño de partícula.

Los spouted beds a menudo generan una segregación invertida con respecto a los lechos fluidizados. Debido al arrastre en el spout, el material se eleva hasta la parte superior del lecho donde la fuente separa las partículas de acuerdo con trayectorias estocásticas, mientras que en la zona anular los sólidos circulan siguiendo líneas de corriente bien definidas. Esto hace que la fuente sea

la zona del lecho donde se genera la segregación, mientras que la zona anular y, particularmente, el surtidor sean las zonas donde se promueve el mezclado. Dado el papel principal de la fuente en la segregación, este fenómeno se agudiza en unidades a gran escala donde se producen fuentes de mayor altura y anchura^[158].

Una aplicación particular del spouted bed que motivó un estudio de este fenómeno fue el recubrimiento de dispositivos protésicos con carbón pirolítico^[256]. En este estudio se demostró que existe un equilibrio entre el interior (promediado en todo el lecho) y los sólidos salientes y además se pudo apreciar que un aumento del caudal reducía la segregación debido a que se obtiene una fuente más desarrollada y una mezcla más vigorosa.

Durante el funcionamiento en continuo, la segregación induce modificaciones sustanciales en el lecho que pueden hacer que el sistema cambie su comportamiento, por ejemplo, con la fuente sufriendo una transición a un estado subdesarrollado^[257] incluso llegando al colapso del surtidor. En un trabajo posterior^[258] se estudió el efecto de la altura de la salida de descarga en el lateral, con salidas al límite de la superficie del lecho que actuaban como rebosadero, salidas sumergidas en el propio lecho y pequeñas salidas en la parte inferior. Se concluyó que la segregación de un spouted bed en régimen continuo se puede minimizar usando dos aberturas en diferente posición. También se encuentran estudios en la literatura donde se demuestra que la instalación de deflectores cónicos en la región de la fuente puede resultar beneficiosa para reducir la segregación^[259].

Otra alternativa puede ser introducir modificaciones en la geometría del contactor. Así por ejemplo los spouted bed cónicos tienen un buen funcionamiento trabajando con lechos formados por partículas de diferente tamaño y densidad, obteniéndose una operación estable y con baja segregación. De hecho, los estudios realizados indican que trabajando con perlas de vidrio de distribución de tamaño significativo^[152,260,261] este tipo de contactores muestran menos segregación que los spouted bed convencionales y que los lechos fluidizados.

La Figura 1.17 muestra las fracciones en peso de las partículas de mayor diámetro en posiciones radiales y longitudinales del lecho para un sistema con segregación pronunciada, partiendo de un lecho formado por 50% en peso de esferas de vidrio de 1 y 7 mm^[152]. Las muestras se extraen mediante una sonda conectada a una bomba de succión. Como se observa en la Figura 1.17, la fracción en peso de partículas más grandes, X_B , pasa por un mínimo que

INTRODUCCIÓN

corresponde aproximadamente a la interfase entre el spout y la zona anular. Para las zonas de lecho más altas la fracción de masa de las partículas más grandes pasa por un máximo que corresponde a una posición intermedia en la zona anular.

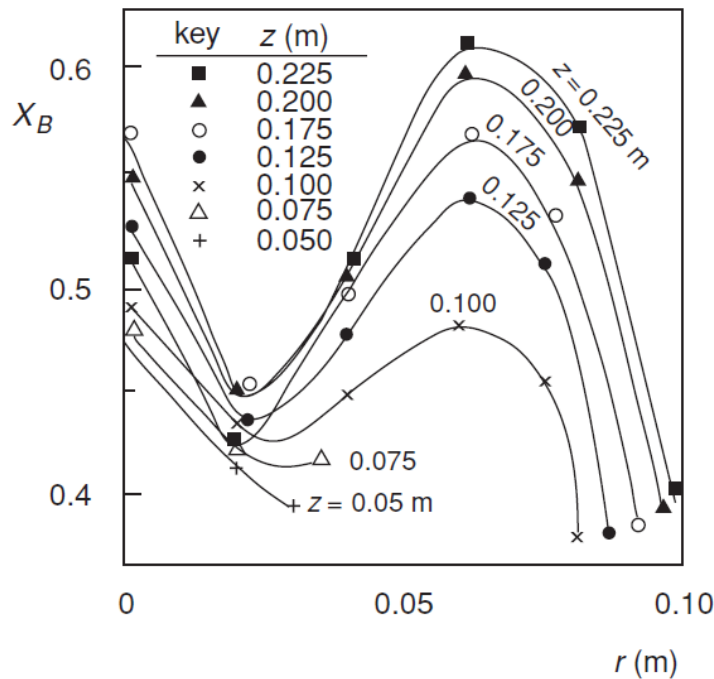


Figura 1.17. Fracción en peso de partículas de mayor diámetro en diferentes posiciones radiales y longitudinales. Mezcla binaria de esferas de vidrio: Partículas de 1 y 7 mm al 50%. ($\gamma = 33^\circ$, $D_i = 0.03$ m, $H_0 = 0.18$ m, $u_i/u_{msi} = 1.05$)
[160]

Además de menos segregación, la segregación invertida es una diferencia importante en comparación con los lechos fluidizados. En los spouted bed cónicos, el componente de mayor tamaño se encuentra en mayor proporción en la parte superior del lecho. Esto puede explicarse por el hecho de que las partículas más grandes, al caer de la fuente a la zona anular, tienden a seguir posiciones radiales cerca de la interfase entre el spout y la zona anular, y así describen trayectorias más cortas que las partículas pequeñas. De ese modo, la segregación que se produce en la fuente sí que puede llegar a ser importante, ya que los componentes más pesados (por tamaño o densidad) describen trayectorias más cortas que los más ligeros. Esto también fue observado por Piccinini y cols.^[256] a través de una pared transparente en un spouted bed cónico-cilíndrico.

San José y cols.^[152] propusieron caracterizar la segregación en mezclas binarias usando un índice de mezcla análogo al propuesto por Rowe y cols.^[188] para lechos fluidizados:

$$M_b = \frac{(\overline{X_B})_u}{\overline{X_B}} \quad (1.28)$$

donde el numerador es la fracción en peso de las partículas de mayor tamaño en la mitad superior del volumen de lecho y el denominador la fracción de las mismas partículas en todo el lecho.

Del mismo modo, el índice de mezcla para mezclas terciarias se calcula usando una función de distribución propuesta por Nienow y cols.^[262]:

$$M_t = \frac{\overline{f(d_{sv})}_u}{\overline{f(d_{sv})}} \quad (1.29)$$

donde el numerador es el valor medio de la función de distribución de tamaño de partícula en la mitad superior del volumen del lecho y el denominador el valor correspondiente a todo el lecho, definidos por:

$$\overline{f(d_{sv})}_u = \frac{\overline{d_{svu}} - d_{pS}}{d_{pB} - d_{pS}} \quad (1.30)$$

y

$$\overline{f(d_{sv})} = \frac{\overline{d_{sv}} - d_{pS}}{d_{pB} - d_{pS}} \quad (1.31)$$

La segregación se atenúa cuando aumentan la velocidad y D_i/D_0 y por el contrario es más pronunciada al aumentar la altura de lecho. En lo referente al efecto de la proporción de los componentes sólidos, la segregación alcanza un máximo para mezclas con la misma fracción en peso de cada componente y es más pronunciado cuando la relación entre los diámetros de las partículas se desvía de 1.

Bacelos y Freire^[100] estudiaron la estabilidad de spouted bed cónico con mezclas de partículas inertes basándose en el análisis estadístico de las fluctuaciones de presión. Estos autores utilizaron esferas de vidrio con tamaños entre 0.79 y 4.38 mm y distribuciones binarias, planas o de Gauss. Aplicaron el mismo análisis que San José y cols.^[152] para cuantificar la segregación, y su conclusión más importante es que los spouted bed cónicos utilizados por ellos

INTRODUCCIÓN

producían más segregación que los de San José y cols. Teniendo en cuenta que el ángulo de cono es la principal diferencia entre los lechos utilizados por ambos equipos de investigación (60° en el estudio de Bachelos y Freire^[100] y 36° en el caso de San José y cols.^[152]) el ángulo más pequeño utilizado por San José y cols. parece ser responsable de la segregación más baja. De hecho, se ha probado que la tasa de circulación de las partículas aumenta con ángulos más pequeños, lo que mejora la mezcla de las partículas y reduce la segregación^[160].

Atrición

Las partículas que conforman el lecho pueden desgastarse o romperse por la fricción entre ellas y contra las paredes del equipo y/o elementos internos. Este fenómeno produce una modificación del producto y puede ser el origen de una mayor elutriación. La comprensión del proceso que controla la reducción del tamaño de partícula y la determinación de su cinética es uno de los grandes desafíos para abordar el escalado del spouted bed. Un mejor conocimiento del fenómeno ayudaría a diseñar un proceso con alta eficiencia y reducción de la emisión de partículas finas, que de lo contrario deben ser eliminadas de la corriente de salida aumentando el coste de procesamiento^[263].

Este fenómeno ha sido ampliamente abordado en lechos fluidizados pero son pocos trabajos los que proporcionan información en spouted bed. Mathur y Epstein^[39] dedicaron un breve capítulo en su libro al tema, y más recientemente se ha abordado el estudio de la atrición para el procesamiento de materiales carbonosos^[264,265], calcita^[266], polímeros^[267] y arena^[168]. En éste último caso, Fernandez-Akarregui y cols. determinaron que el uso de un draft-tube sólido reduce la atrición, ya que evita la incorporación de partículas al spout a diferentes alturas y en consecuencia evita impactos violentos en esta región. Estos autores además demostraron que varias correlaciones utilizadas para el lecho fluidizado describen adecuadamente la cinética de desgaste en un spouted bed cónico.

En el proceso de atrición se describen dos mecanismos diferentes que causan la rotura de la partícula: La abrasión de la superficie y la desintegración o fragmentación de la matriz^[268-270]. Los factores que afectan a la dinámica de atrición son: (1) Las propiedades del material del lecho, es decir, la porosidad, el tamaño, la dureza, la densidad, la superficie, las grietas, la forma y la resistencia de las partículas^[271] y (2) el ambiente del contactor, es decir, el tiempo de exposición, el tamaño y velocidad de partícula^[269,272,273], el sistema de presión, el material de construcción del contactor y de los elementos internos, el cizallamiento, la temperatura^[269,272,274], la viscosidad y la turbulencia^[275]. En los

lechos fluidizados la región cercana a la placa distribuidora, donde se alcanzan las mayores velocidades, es la que más contribuye a la rotura de las partículas^[268,276], por lo que es probable que en los spouted beds la región del spout sea la que tenga un papel preponderante.

Elutriación

La elutriación se define como la pérdida de material del lecho por el arrastre de partículas finas. En un lecho con una amplia distribución de diámetros de partícula, el caudal mínimo para crear y mantener el surtidor puede superar la velocidad terminal de las partículas más finas, que en ese caso son arrastradas por la corriente de aire. Este fenómeno produce una separación del producto en dos fracciones con tiempos de residencia muy diferenciados, donde las partículas arrastradas pueden no alcanzar el tiempo de residencia necesario para ser correctamente tratadas.

El arrastre se produce cuando la velocidad del gas tras atravesar el lecho supera la velocidad terminal de las partículas. Esta velocidad terminal varía por el efecto de la temperatura y presión del aire y del tamaño de partícula (Figura 1.18).

Debido a la particular geometría de los spouted bed cónicos, tras la entrada el gas se ve sometido a una rápida deceleración hasta que llega a la zona cilíndrica. Cuando en esta zona el gas excede la velocidad terminal de las partículas más pequeñas éstas serán elutriadas.

Al igual que ocurre con la atrición, este fenómeno ha sido ampliamente estudiado para lechos fluidizados, pero no para los spouted beds. Sin embargo, dadas las analogías entre las dos tecnologías, las conclusiones obtenidas pueden ser válidas para ambos casos.

Chan y Knowlton^[277] estudiaron la elutriación de un lecho de arena con una amplia distribución de tamaño de partícula a presiones de hasta 31 bar. Encontraron que la velocidad de arrastre de sólidos aumentaba significativamente con el aumento de la presión y la velocidad del gas (Figura 1.19). Además estos autores comprobaron que la velocidad de elutriación es linealmente proporcional a la densidad de gas hasta una presión de 20.7 bar pero que aumenta rápidamente y de forma no lineal a presiones más altas. Chan y Knowlton también observaron que las partículas son arrastradas a velocidades de gas inferiores a su velocidad terminal, atribuyendo este comportamiento a la transferencia de cantidad de movimiento desde las partículas más pequeñas a

(a)

INTRODUCCIÓN

otras más grandes. Unos años antes Geldart y cols.^[278] también observaron un comportamiento similar a presión ambiente.

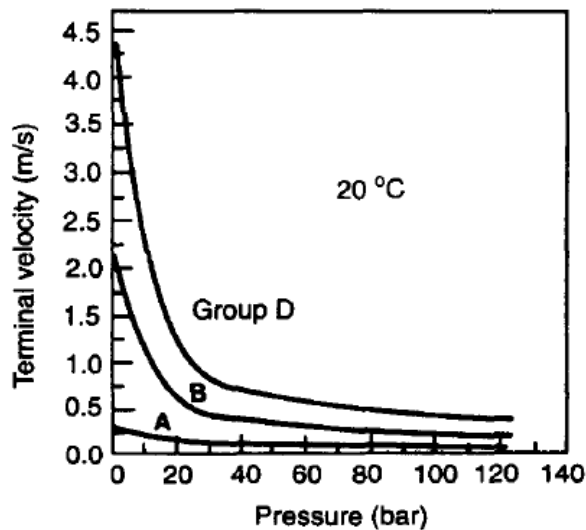
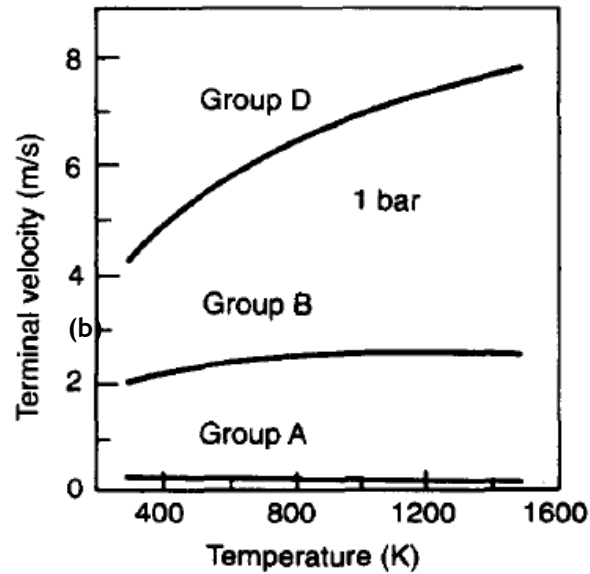


Figura 1.18. Efecto en la velocidad terminal en el aire de (a) la temperatura y (b) la presión, para partículas de los grupos A, B and D de la clasificación de Geldart^[279].

El efecto sobre el arrastre del aumento de la temperatura también fue objeto de estudio por Findlay y Knowlton^[281]. Aumentando la temperatura del gas

(a)

pero manteniendo la presión constante para forzar un aumento en la viscosidad del gas, estos autores observaron la elutriación aumentaba con el incremento de temperatura.

(b)

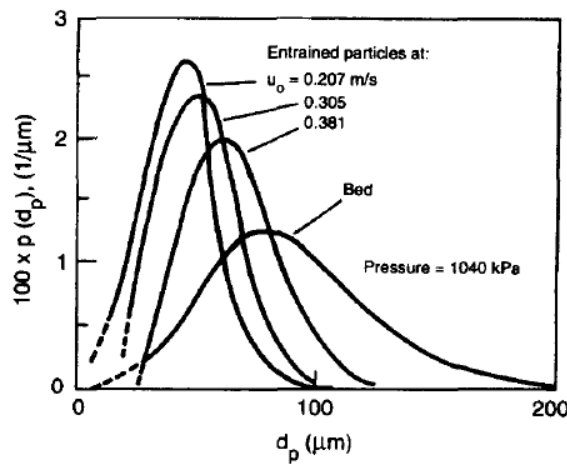
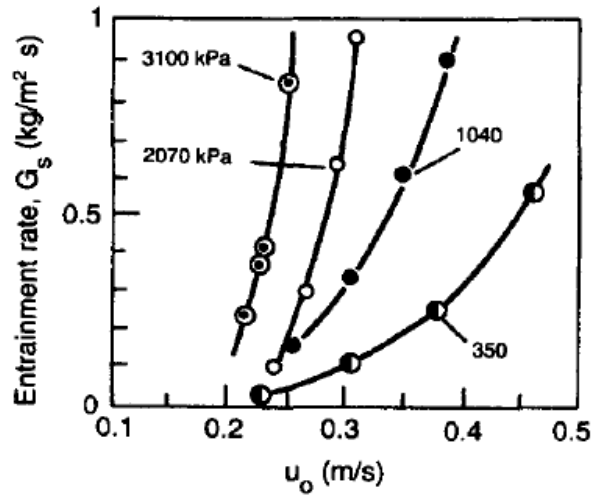
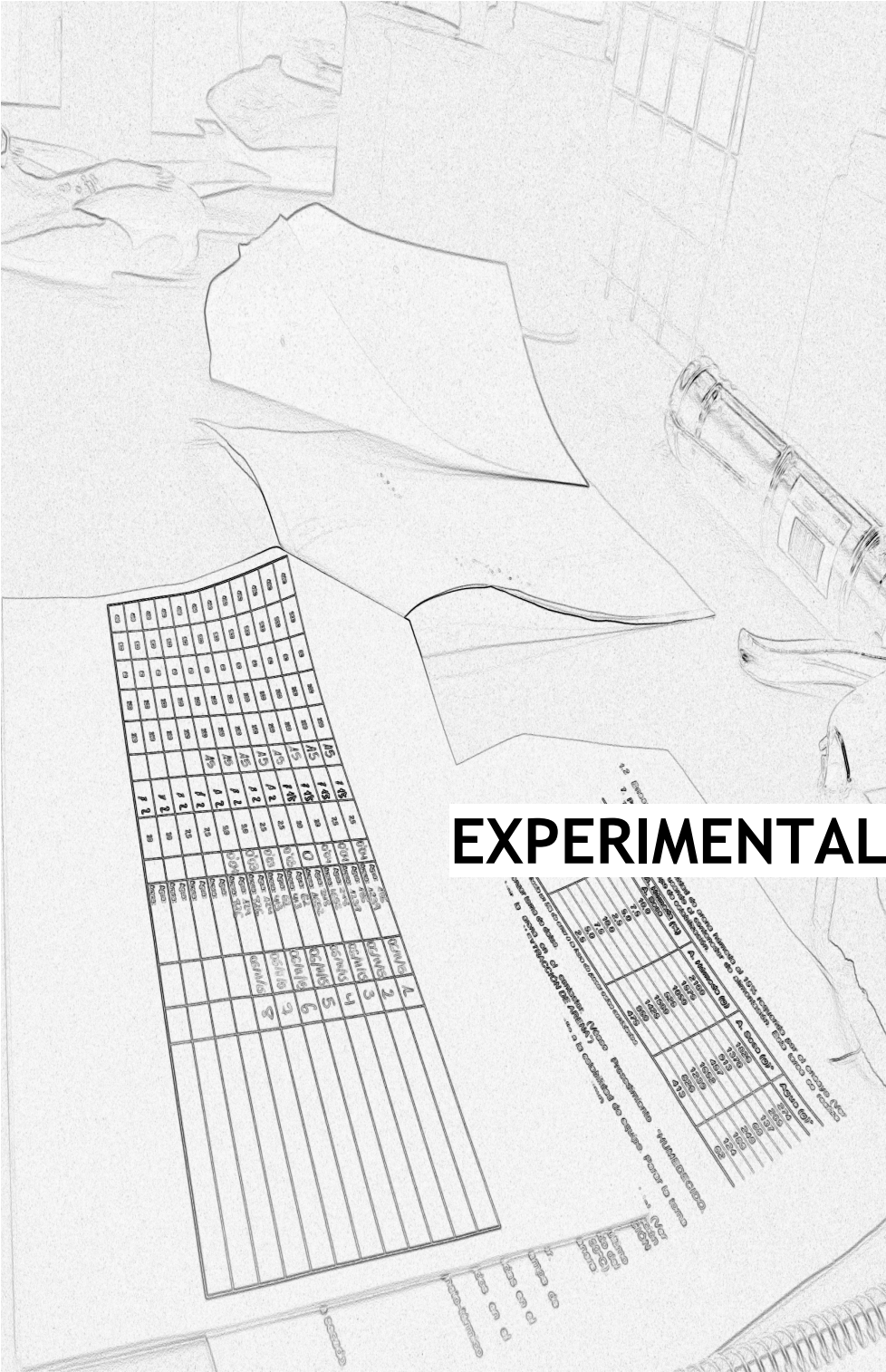


Figura 1.19. Efecto sobre el arrastre de sólidos de (a) la presión y (b) la velocidad del gas. Basado en los datos de Chan y Knowlton^[277] (1984) y de Kunii y Levenspiel^[280].



EXPERIMENTAL

Time	Temp	Pressure	Volume	Mass	Notes
0:00	25.0	1.00	100	1.00	Start
0:05	25.0	1.00	100	1.00	
0:10	25.0	1.00	100	1.00	
0:15	25.0	1.00	100	1.00	
0:20	25.0	1.00	100	1.00	
0:25	25.0	1.00	100	1.00	
0:30	25.0	1.00	100	1.00	
0:35	25.0	1.00	100	1.00	
0:40	25.0	1.00	100	1.00	
0:45	25.0	1.00	100	1.00	
0:50	25.0	1.00	100	1.00	
0:55	25.0	1.00	100	1.00	
1:00	25.0	1.00	100	1.00	End

Series	Temp	Pressure	Volume	Mass	Notes
SERIES 1	25.0	1.00	100	1.00	
SERIES 2	25.0	1.00	100	1.00	
SERIES 3	25.0	1.00	100	1.00	
SERIES 4	25.0	1.00	100	1.00	
SERIES 5	25.0	1.00	100	1.00	
SERIES 6	25.0	1.00	100	1.00	

Handwritten notes and diagrams at the bottom of the page, including a small table with columns for 'Time', 'Temp', 'Pressure', 'Volume', and 'Mass'.

2 EXPERIMENTAL

2.1 Propiedades físico-químicas de los materiales

Los materiales usados para este trabajo han sido dos arenas obtenidas como subproducto en la industria de producción de caolín. Por motivos de confidencialidad no es posible usar el nombre asignado por la empresa para referirse a estos materiales, por lo que para diferenciarlas se utilizará una denominación basada en su principal diferencia: la distribución granulométrica. Por tanto, en adelante se identificarán como arena fina y ultrafina.

Conviene aclarar que estos materiales se han seleccionado por el interés en el secado de los mismos de la empresa colaboradora Novattia Desarrollos S.L. La elección de estos materiales, con unas propiedades físicoquímicas bastante estándares, no limita el campo de aplicación del secadero a este tipo de materiales, sino que se han seleccionado estos dos como representativos de materiales finos típicos del ámbito de la industria minera.

La arena fina es una sílice clasificada y escurrida mecánicamente cuyo destino fundamental es el mercado de la fabricación de vidrio hueco (botellas), aunque tiene otros mercados potenciales como son el vidrio blanco, los moldes de fundición, la fabricación de mortero seco, el micronizado para cerámica, etc. La arena ultrafina es lo que en algunos sectores se denomina "borra", y se trata de la fracción intermedia que se obtiene cuando se retiran arcillas y caolines de las arenas silíceas o cuando se retira sílice de arcillas y caolines. Es un subproducto que se suele colocar a bajo precio en cementeras y que se emplea en pequeñas dosificaciones en la producción cerámica.

Uno de los mayores inconvenientes de estas dos fracciones de áridos es su contenido de humedad, por lo que un secado eficiente en términos energéticos y económicos aumentaría su valor añadido por el ahorro en los costes de proceso. Además la arena ultrafina podría introducirse en algunos mercados (cerámico, morteros especiales, detergentes, etc.) como sustitutivo de la sílice micronizada.

Tras la llegada de los materiales al laboratorio, tanto en el primer lote enviado por la empresa proveedora como en otros lotes posteriores, ambos materiales se someten a un exhaustivo proceso de caracterización de las principales propiedades físicoquímicas, en concreto las que más condicionan el comportamiento hidrodinámico y el secado.

Humedad

Para determinar el contenido de humedad se ha seguido el procedimiento establecido por la norma ISO-589, que consiste en introducir en una estufa de secado un reloj de vidrio previamente pesado con una cantidad de material cercana a 10 g, manteniéndolo a 105 °C durante 24 horas. Transcurrido ese tiempo se vuelve a pesar para determinar la cantidad de masa perdida .

Tal y como se observa en la Tabla 2.1, el contenido de humedad es notablemente superior en la arena ultrafina, lo que es atribuible a su procesado en planta, donde se somete a un lavado más exhaustivo y a procesos de secado menos severos. Dado que ambas arenas tienen una superficie específica muy baja, como corresponde a materiales con una estructura porosa muy poco desarrollada (corroborado mediante adsorción de N₂ en un equipo ASAP 2000 de Micromeritics), el contenido de humedad no afecta a la densidad del material, pero si a la densidad de lecho y a la capacidad de fluidizar, ya que las fuerzas cohesivas interparticulares debidas a la tensión superficial del agua provocan una mayor adherencia entre partículas. De hecho en un trabajo previo^[281] ya fue observado que para valores de humedad superiores al 2% p/p b.s. estas arenas pierden su capacidad de fluir como un material particulado debido a la formación de grandes aglomerados de partículas que se adhieren entre sí. Este efecto se debe tener en cuenta en los ensayos hidrodinámicos, y especialmente en aquellos destinados a determinar la velocidad mínima de spouting o la pérdida de carga de operación estable, por lo que antes de realizar los ensayos, la arena se somete a un proceso de secado a temperatura ambiente hasta alcanzar la humedad de equilibrio.

Además del procedimiento establecido por la normativa anteriormente citada, se ha confirmado la precisión y reproducibilidad de las medidas tomadas con un equipo halógeno HR43 de Mettler Toledo, que se ha empleado para las medidas tomadas en ensayos de secado, donde se requiere una determinación rápida del contenido de humedad.

Densidad de partícula y de lecho

La densidad de partícula, también llamada densidad real, ρ_s , es un parámetro fundamental para abordar la caracterización hidrodinámica de un material particulado. La medida resulta relativamente sencilla en materiales de forma regular y tamaño de partícula homogéneo, en cuyo caso los métodos habituales incluyen la determinación de la masa y el volumen de una partícula. Sin embargo cuando se trata de partículas morfológicamente heterogéneas, de

forma y tamaño irregular o con una acusada rugosidad superficial, la determinación del volumen está sujeta a ciertas incertidumbres. Por esta razón en este trabajo se ha optado por desarrollar una metodología para la medida de la densidad de partícula basada en la porosimetría de mercurio (Autopore II 9220 de Micromeritics) que se ha validado previamente con materiales de densidad conocida y que ha sido objeto de una publicación.

Para la realización del análisis se selecciona una muestra representativa de arena, teniendo en cuenta que para los materiales más porosos se debe emplear una mayor cantidad de muestra, de manera que se respeten los límites de medida del capilar del penetrómetro, establecidos entre el 25 y el 90% del volumen del capilar. La muestra se seca antes del análisis en estufa a 105 °C durante al menos 12 h.

El proceso que sigue la muestra durante el análisis se resume en la Figura 2.1. El penetrómetro se pesa y se coloca en posición horizontal en el equipo, minimizando de esta manera los efectos de la presión de cabeza, la cual podría limitar el rango a baja presión (diámetro de poro grande). Inicialmente se realiza un vacío para liberar el interior del penetrómetro de gases atmosféricos y vapores (generalmente agua), luego se introduce el mercurio hasta rebosar y el exceso es retirado de la base del penetrómetro. A la presión mínima, al comienzo del análisis, el mercurio solo puede penetrar en los poros grandes de la muestra ($> 360 \mu\text{m}$). Tras esta primera etapa el penetrómetro es retirado del puerto de baja presión, se pesa y se coloca verticalmente (con el capilar hacia arriba) en el puerto de alta presión, de manera que la presión ejercida sobre la muestra es la atmosférica más la creada por la cabeza de mercurio en el capilar por encima de la muestra. El análisis a alta presión se realiza entre la presión atmosférica y 2000 atm. Para alcanzar estas altas presiones el penetrómetro se sumerge en una cámara de aceite hidráulico que transmite la presión generada en las bombas. A medida que el mercurio entra en la red porosa del material, el espacio ocupado por la muestra en el capilar disminuye. Como el mercurio penetra en los poros, su nivel en el capilar cae y la cantidad (relacionada con el volumen de los poros) es registrada. La inversión de la bomba hidráulica disminuye la presión, lo que permite la generación de datos de extrusión. Al final del análisis, los datos de volumen de mercurio, tanto en baja como en alta presión, se representan en una gráfica correlacionando el diámetro del poro con la intrusión acumulada. Los resultados obtenidos para las dos arenas empleadas en este Trabajo se muestran en la Tabla 2.1.

La densidad de lecho, ρ_b , se define como el cociente entre la masa y el volumen ocupado en un empaquetamiento no forzado. Su medida se ha realizado

siguiendo las directrices de Brown y Richards^[282], utilizando un recipiente cuyo diámetro es la menos 10 veces superior al diámetro de la partícula y cargando el lecho hasta una altura al menos 10 veces superior al diámetro del recipiente. Los valores calculados se encuentran en la Tabla 2.1.

Granulometría

La distribución de tamaños de partícula (d_p^{10} , d_p^{50} y d_p^{90} , donde d_p^x significa que el porcentaje en peso X de partículas tiene un diámetro igual o inferior a ese valor), así como el diámetro medio en masa (d_p^w) se han determinado mediante una tamizadora Cisa RP 200N utilizando los tamices de 50, 100, 200 300, 400, 500, 630 y 800 μm . Los ensayos se han repetido al menos tres veces para cada material y lote.

En este método de análisis granulométrico se emplea arena secada en estufa a 105 °C durante 24 h. Se cargan unos 100 g de muestra previamente mantener la vibración durante 5 minutos con una amplitud de 1.7 (escala propia del equipo de tamizado). El cálculo de la fracción en peso de cada intervalo de tamaños de partícula se lleva a cabo por pesada en una balanza de precisión. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 2.1, y han sido verificados por otra técnica granulométrica más sofisticada, consistente en medidas láser en un equipo Mastersizer 2000, que además permite determinar el diámetro medio en volumen (d_p^v).

En la Tabla 2.1 se observa que la arena fina tiene una distribución de tamaños de partícula bastante amplia, ya que el d_p^{90} , 533.3 μm , es muy superior al d_p^{10} , 124.5 μm . Mediante tamizado y granulometría láser se ha comprobado que 93 % p/p de las partículas pertenecen al grupo B de Geldart y 7 % p/p pertenecen al grupo A. La arena ultrafina tiene una distribución de tamaño de partícula algo más estrecha, con valores de d_p^{10} y d_p^{90} más próximos (28.2 y 124.1 μm respectivamente) y los valores de d_p^w y d_p^v son aproximadamente cuatro veces más pequeños que los obtenidos para la arena fina (43.0/70.8 y 168.1/303.1 μm , respectivamente). En la caracterización granulométrica se ha determinado que 7 % p/p de las partículas corresponden al grupo B de Geldart, 90 % p/p al grupo A y 3 % p/p al grupo C. Estos resultados se reflejan también en las Figuras 2.1a para la arena fina y 2.1b para la arena ultrafina, donde se aprecia que la primera tiene una distribución de tamaños de partícula notablemente más amplia que la segunda.

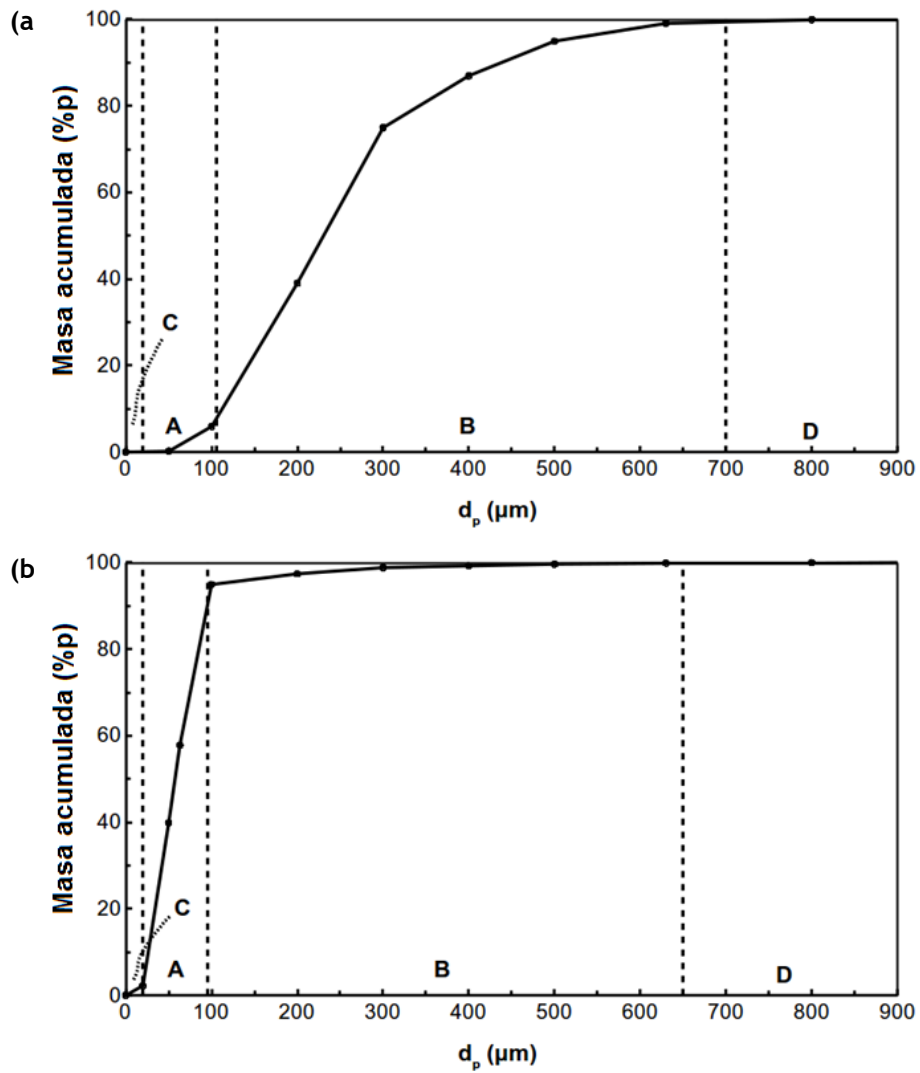


Figura 2.1. Distribución de tamaño de partícula para (a) arena fina y (b) arena ultrafina.

Tabla 2.1. Parámetros físicos de las arenas empleadas en el estudio.

Parámetro	Arena fina	Arena ultrafina
Humedad (%p/p, b.s.)	2.44	13.03
d_p^{10} (μm)	124.5	28.2
d_p^{50} (μm)	273.3	64.5

Tabla 2 1. Continuación.

Parámetro	Arena fina	Arena ultrafina
d_p^{90} (μm)	533.3	124.1
d_p^w (μm)	168.1	43.0
d_p^v (μm)	303.1	70.8
ρ_b (kg/m)	1756	1124
ρ_s (kg/m)	2156	2374
Clasif. Geldart	B	A

Análisis morfológico

Para estudiar y entender el comportamiento de las arenas en fenómenos como la atrición es importante conocer la estructura superficial de las partículas en su estado original, tal y como se encuentran antes de ser introducidas en el contactor y por tanto de sufrir la erosión debida a los múltiples contactos interparticulares. Para ello se ha realizado un análisis morfológico en microscopio óptico con lentes de varios aumentos. A modo de ejemplo en la Figura 2.3 se observa que ambos materiales están compuestos por partículas con vértices y formas angulosas, especialmente la arena fina, por lo que es esperable que este material se vea notablemente afectado por la atrición a la que se ven sometidas las partículas tanto en la zona anular (velocidad del sólido baja) como sobre todo en la incorporación de las partículas de la zona anular al spout y en la fuente.

Análisis químico y mineralógico

Aunque las arenas no se van a emplear en procesos químicos ni a temperaturas en las que se pueda prever una modificación de su composición, se ha decidido completar la caracterización de las arenas mediante un análisis químico, mineralógico y de agregados orientados (AOs). Estos análisis se han llevado a cabo en los Servicios Generales de la UPV/EHU (SGIker).

El análisis químico se ha llevado a cabo por espectrometría de fluorescencia de rayos X. Ésta es una técnica analítica con la que se pueden identificar y determinar la composición de los elementos presentes en una muestra sólida o líquida, incluyendo las impurezas en cantidades traza. Para ello

se emplea un espectrómetro secuencial de fluorescencia de rayos X por dispersión de longitud de onda (WDXRF), de la marca PANalytical, modelo AXIOS, dotado con tubo de Rh y tres detectores (flujo gaseoso, centelleo y sellado de Xe). Para la confección de las rectas de calibrado se han utilizado patrones internacionales bien caracterizados de rocas y minerales. Cada perla se ha preparado por fusión en un microhorno de inducción mezclando con el fundente Spectromelt A12 de la casa Merck, compuesto por un 66% de tetraborato de litio y un 34% de metaborato de litio; la muestra se seca y se muele antes de mezclarla en proporciones aproximadas de 20:1.

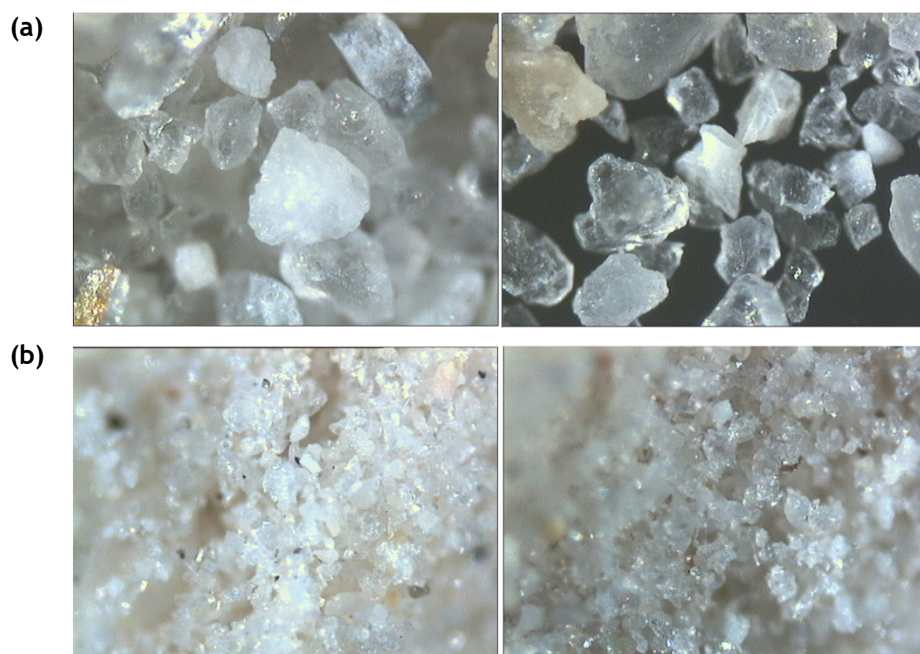


Figura 2.2. Fotografías obtenidas con el microscopio óptico (40 x) para (a) arena fina y (b) arena ultrafina.

El análisis mineralógico se ha realizado mediante difracción de rayos X. Esta técnica permite estudiar la estructura interna de los sólidos cristalinos, identificar cualitativamente las fases o compuestos presentes en una muestra pulverizada, determinar el tamaño de cristal, realizar estudios de polimorfismo, transición de fase, etc. En este trabajo se ha empleado la DRX únicamente para identificar las fases presentes en los materiales analizados. Los experimentos se han llevado a cabo en un difractómetro PANalytical X'pert PRO, equipado con anticátodo de cobre $\text{CuK}\alpha$ radiación ($\lambda = 1.5418 \text{ \AA}$), goniómetro vertical theta-theta (geometría Bragg-Brentano), intercambiador automático de muestras, monocromador secundario de grafito y detector rápido PixCel. Las condiciones

instrumentales de medida de los difractogramas han sido las siguientes: corriente del generador de entre 40 kV y 40 mA, tubo de cobre con una $\lambda_{\text{Cu-K}\alpha\text{media}}$ de 1,541874 Å ($\lambda_{\text{Cu-K}\alpha 1}$ = 1,540598 Å y $\lambda_{\text{Cu-K}\alpha 2}$ = 1,544426 Å) y un barrido angular de 5 a 80° con paso de 0.026° en 2θ y tiempo de medida por paso de 300 s. Previamente a este análisis, las muestras se secaron en estufa a 110 °C durante 24 h. Para el tratamiento informático del difractograma obtenido e identificación de las fases presentes se ha empleado el software específico PANalytical X'pert HighScore, en combinación con la base de datos PDF2 del ICDD.

Finalmente, se ha realizado un análisis mineralógico de agregados orientados (AOs) para la caracterización de la mineralogía de arcillas presente en la fracción menor de 2 μm . Para ello se realiza una dispersión de la muestra en agua por aplicación de ultrasonidos. A continuación se procede a la separación y concentración de la fracción menor de 2 μm por centrifugación en las condiciones adecuadas. Obtenida así la suspensión con la mencionada fracción fina, se preparan los agregados orientados mediante decantación sobre portamuestras de vidrio plano. Se han analizado mediante DRX los agregados sometidos a los siguientes tratamientos: agregado orientado sin tratamiento (AOst), agregado orientado solvatado con etilen-glicol (AOeg) durante 48 horas a temperatura ambiente y agregado orientado sometido a un tratamiento térmico (AOtt) a 550 °C en un horno-mufla durante 90 minutos. Este análisis se ha realizado con el mismo equipo que en el análisis mineralógico y en las mismas condiciones.

Gracias a estos análisis se ha determinado que la arena fina está compuesta por cuarzo y feldespato potásico y que la arena ultrafina está compuesta también por cuarzo y feldespato potásico, pero éste último en mayor proporción. Además, la arena ultrafina contiene indicios de filosilicatos y minerales de arcilla (caolinita 80% e illita 20%). En cuanto al análisis químico muestra como las arenas están compuestas en su mayoría por sílice y en menor medida de aluminio y potasio. Además, muestran porcentajes pequeños de hierro, calcio y titanio y en la arena ultrafina se han detectado cantidades pequeñas de sodio y fósforo.

2.2 Planta piloto

Para realizar los ensayos recogidos en este Trabajo se ha utilizado una planta piloto de secado diseñada por el grupo de investigación y empleada en estudios anteriores^[137,151,283], y que ha sido modificada y puesta a punto para este Trabajo con la colaboración de Novattia Desarrollos S. L. (Figura 2.3). En esta planta se ha llevado a cabo el estudio hidrodinámico de las arenas (Capítulo 4), el estudio de segregación, atrición y elutriación (Capítulo 5) y todo el estudio de secado de las arenas, tanto el realizado con operación discontinua (Capítulo 6) como el desarrollado con alimentación y extracción continua del sólido (Capítulo 7).

Los cambios introducidos en esta instalación se deben fundamentalmente a la necesidad de adecuar la geometría, diseño y funcionalidad del contactor al tipo de ensayos que se llevan a cabo, aunque también se ha aprovechado la experiencia adquirida en los trabajos anteriores para realizar algunas modificaciones menores encaminadas a asegurar el funcionamiento óptimo de todo el sistema.

La planta piloto consta de seis secciones o subsistemas: (1) Aporte de aire y calor, (2) cámara de secado, (3), alimentación, (4) limpieza de aire, (5) Instrumentación y control.

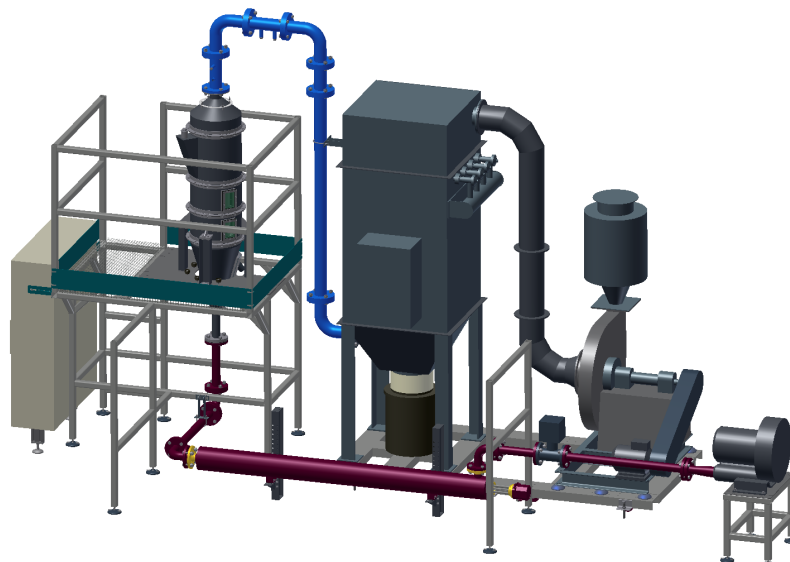


Figura 2.3. Esquema 3D de la planta piloto con el contactor de acero para los ensayos secado en batch.

Aporte de aire y calor

El sistema de aporte de aire (Figura 2.4) está comprendido por una soplante, un calefactor eléctrico y los conductos que conducen el aire hasta la base del contactor.



Figura 2.4. Esquema 3D de la planta piloto con el conjunto de aporte de aire y calor resaltado.

La soplante es de la casa RODE, modelo 500, y tiene una potencia nominal de 4kW. Su función es aportar la presión necesaria para vencer la pérdida de carga generada a lo largo del proceso, que en condiciones normales corresponde a una sobrepresión de 100 mbar, suministrando en esas condiciones un caudal de hasta 300 Nm³/h. La regulación del caudal se lleva a cabo mediante un variador de frecuencia.

El calentamiento del aire procedente de la soplante y que va a ser introducido en el contactor para el secado se lleva a cabo mediante un calefactor de un solo paso RXP E32348 de 7.5 kW de Industrias Eléctricas Soler S.A. El equipo está diseñado para una presión, caudal y temperatura nominales de 1.15 bar, 125 m³N/h y 250 °C. Consiste en tres resistencias eléctricas en forma de U alojadas a lo largo de un tubo de DN80 de acero al carbono de 2200 mm de longitud, recubierto por una camisa para el control de temperatura y calorifugado.

Cámara de secado

Está soportada sobre una estructura de aluminio para permitir su conexión aguas arriba y abajo (Figura 2.5).



Figura 2.5. Esquema 3D de la planta piloto con el equipo de contacto resaltado. En la imagen se muestra el contacto para secado en batch.

Ésta es la parte más característica de la instalación, porque su diseño cónico con prolongación cilíndrica permite alcanzar el régimen de spouted bed, y además es el corazón de la planta, ya que es donde tiene lugar la transferencia de humedad y de energía entre el sólido al gas. Además es el subsistema en el que se han incorporado más modificaciones. En su utilización para la caracterización de la fluidodinámica y de la atrición, la elutriación y la segregación de la arena es importante tener una comprobación visual del comportamiento del lecho, por lo que para estos ensayos se ha empleado un contactor transparente de polimetilmetacrilato (PMMA) similar a los empleados en las plantas de estudios fluidodinámicos descritas en el apartado anterior (Figura 2.6). Sus dimensiones son las siguientes: Altura total, $H_T=1.16$ m, diámetro de la sección cilíndrica, $D_c=0.36$ m, diámetro de la base, $D_i=0.068$ m, diámetro de entrada del gas, D_0 , 0.04 y 0.05 m, ángulo de la base, $\gamma=36^\circ$. Dada la versatilidad que aportan los dispositivos internos, la planta se ha diseñado para trabajar sin y con draft-tube, y cuenta con un sistema para facilitar el montaje y desmontaje así como la fijación a la base del contactor. Se han utilizado cinco draft-tube sólidos (también llamados no porosos) y nueve draft-tube con abertura lateral. En los primeros se ha variado el diámetro, D_T , la altura

de la ventana de entrada de sólido, L_H , y la altura total del draft-tube, L_T . En los draft-tubes con abertura lateral se ha variado el diámetro, D_T , y la abertura, A_0/A_T . Los detalles relativos a la geometría de los draft-tubes empleados se muestran en la Tabla 2.1.

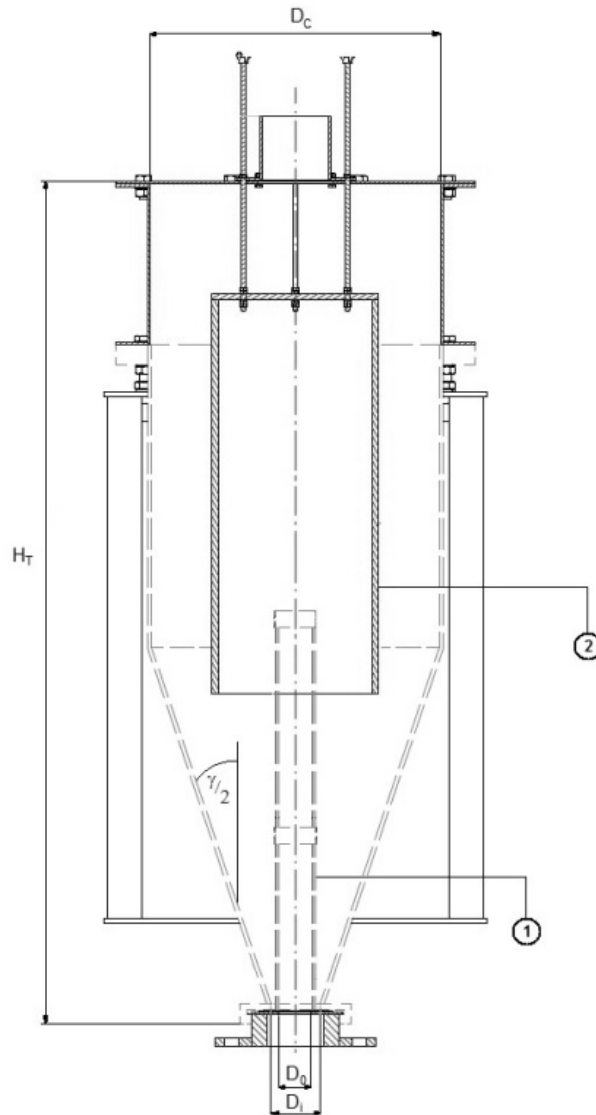
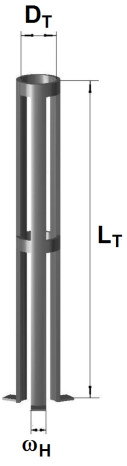
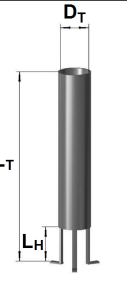


Figura 2.6. Esquema del contactor utilizado en los ensayos en frío con (1) draft-tube y (2) confinador de fuente.

Además el contactor incorpora un novedoso confinador de fuente para minimizar el arrastre de partículas finas que consiste en un tubo de PMMA de 0.2

m de diámetro y 0.6 m de largo cuya parte superior está cerrada y que está fijado a la parte superior del contactor mediante unas varillas roscadas. En el diseño de este nuevo dispositivo interno se ha tenido en cuenta el interés de variar su localización axial para así modificar la ventana de paso del gas en su camino hacia la conducción de salida. El diseño y las ventajas de este confinador de fuente, que ha demostrado ser beneficioso para la fluidización de materiales finos como los empleados en esta Tesis^[284], continúa en fase de estudio y está actualmente en proceso de patentado.

Tabla 2.2. Dimensiones de los draft-tubes empleados en los ensayos en frío.

Draft-tube	Tipo	D_T (m)	A_o/A_T (%)	L_H (m)	L_T (m)
1		0.044	79	0.00	0.50
2		0.044	57	0.00	0.50
3		0.044	43	0.00	0.50
4		0.048	30	0.00	0.50
5		0.048	20	0.00	0.50
6		0.048	10	0.00	0.50
7		0.054	77	0.00	0.50
8		0.054	60	0.00	0.50
9		0.054	43	0.00	0.50
10		0.042	0	0.07	0.22
11		0.042	0	0.15	0.22
12		0.042	0	0.15	0.27
13		0.053	0	0.15	0.22
14		0.053	0	0.15	0.27

Para el estudio de secado en discontinuo se empleó un contactor de acero inoxidable, Figura 2.7, que permite trabajar a temperaturas por encima de la ambiental y además soporta mejor la corrosión y la abrasión. Además para la operación en continuo el contactor se modificó ligeramente para adaptarlo al sistema de alimentación y toda la cámara de secado se cubrió de aislante térmico para mejorar la eficacia térmica de la planta.

El contactor metálico está compuesto de 6 piezas de acero inoxidable con una altura total de 1.60 m y un diámetro de 0.36 m. La pieza inferior es el tubo de entrada (L= 0.2 m, D= 0.05 m) cuya función es conectar el contactor con los conductos de entrada de aire. La siguiente es una pieza cónico-cilíndrica con una base de 0.07 m, una altura total de 0.55 m (0.50 m de tronco de cono y 0.05 m de cilindro), un ángulo de cono de 32° y tres conductos laterales. Ésta es la pieza más importante del equipo, ya que en ella es donde se sustenta el lecho de arena y, conjuntamente con el confinador de fuente, donde se llevará a cabo la mayor parte de la transferencia de materia y energía. La siguiente pieza, denominada cuerpo central de apoyo, consiste en un cilindro de 0.22 m de altura que cuenta con dos mirillas que permiten visualizar el movimiento de la arena en el interior del contactor. Además incluye cuatro apoyos para fijar los soportes que sostienen el contactor. La pieza superior, el cuerpo central, es idéntica aunque no tiene soportes para los apoyos. La quinta pieza es el cuerpo de alimentación, que consiste en un cilindro de 0.335 m de altura provisto de una entrada lateral rectangular de 0.05 x 0.10 m, que se abre y se cierra con una compuerta y cierres de palanca para facilitar la alimentación de arena húmeda al equipo, tal y como puede verse en la Figura 2.8. Por último, la pieza superior del contactor es el encauzador de salida de gases. Tiene una altura de 0.28 m y cuenta con cuatro agujeros a través de los cuales se introducen las varillas roscadas que sujetan el confinador de fuente.

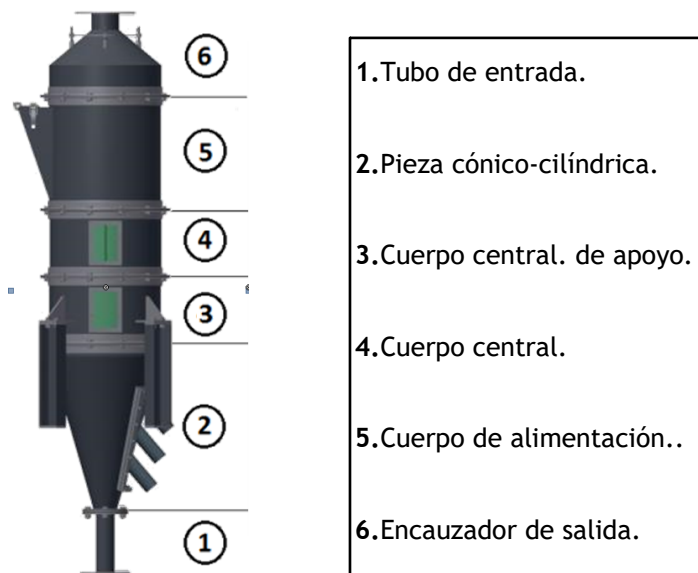


Figura 2.7. Esquema 3D del contactor formado por 6 piezas.

Como se ha comentado anteriormente el contactor ha estado sujeto a constantes modificaciones durante el desarrollo de la Tesis, adaptando y mejorando diversos elementos a los requerimientos de la operación. Así por ejemplo en el equipo de PMMA el diafragma y la rejilla son diferentes piezas que se montan una encima de otra. Para el secadero se realizó un diseño de ambas piezas en un mismo bloque de acero inoxidable formando una sola brida. A su vez, esta pieza tiene unas hendiduras con la forma de las patas de los draft-tubes, de forma que al instalarlos la superficie de la brida queda completamente lisa.

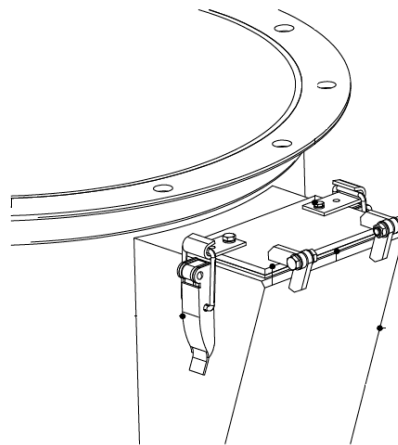


Figura 2.8. Plano detalle de la compuerta de alimentación.

Además como ya se ha comentado anteriormente en el interior del contactor se colocan dos dispositivos internos para estabilizar el lecho, mejorar el contacto gas-sólido y reducir el arrastre de finos: Draft-tube y confinador de fuente. A partir de los resultados obtenidos en los ensayos de fluidodinámica se diseñaron y fabricaron 3 draft-tubes de acero inoxidable, uno sólido y dos con abertura lateral de 40 y 60%, respectivamente, con una altura de la entrada de sólidos, L_H , de 0.1 m, una altura total, L_T , de 0.5 m y un diámetro, D_T , de 0.054 m. El confinador de fuente tiene un diámetro, D_{CF} , de 0.20 m y se compone de una tapa en forma de plato convexo de acero inoxidable y tres cuerpos cilíndricos de aluminio de longitud 0.2, 0.3 y 0.5 m respectivamente. Su combinación permite realizar ensayos con confinadores de diferentes longitudes, L_{CF} , de forma que es posible estudiar la influencia de ésta variable en el secado. El confinador cuenta con un sistema de elevación que permite variar su distancia respecto al lecho y que consiste en cuatro varillas unidas por una brida. Además el confinador de fuente cuenta con una pieza en forma de cono que se coloca en la parte superior cuando el confinador se sitúa por debajo de la entrada de

sólidos, y sirve para evitar que la arena quede retenida en la parte superior del confinador.

Como ya se ha mencionado anteriormente, en los ensayos en continuo la cámara de secado se aisló térmicamente y se aprovechó la ocasión para incluir mejoras en el diseño y optimizar el rendimiento de la planta piloto de secado. Así, en la segunda pieza de la cámara (de geometría cónico-cilíndrica) se añadieron tres picajes para sendas sondas de temperatura, y se modificaron los tres conductos laterales para la extracción lateral de la arena. El más alto se colocó a 0.45 m desde la brida inferior para permitir trabajar con alturas de lecho superiores e igualar los valores empleados en los ensayos en discontinuo. El conducto lateral inferior se ha dispuesto en la ubicación más baja posible para facilitar la descarga del sólido al terminar los ensayos, y los conductos se han soldado al cono directamente para evitar los problemas de fugas derivados de la brida del cono anterior. También se realizaron algunos cambios en el cuerpo de alimentación, encaminados a sellar la boca de alimentación y evitar la entrada o salida de aire que pudiera distorsionar los resultados. Por último el confinador de fuente, antes dividido en tres partes aluminio, se ha fabricado totalmente en acero inoxidable dando lugar a una única pieza de 0.9 m de altura y 0.2 m de diámetro.

Sistema de alimentación

Para realizar los ensayos en caliente es necesario alimentar arena húmeda, bien mediante un pulso (ensayos en discontinuo) o bien en un flujo constante (ensayos en continuo). Cada modo de operación tiene una casuística diferente, por lo que el sistema de alimentación se ha optimizado específicamente para cada uno.

Para la alimentación en discontinuo es necesario introducir hasta 2 kg de arena húmeda en el secadero. En las pruebas iniciales se intentó realizar la alimentación de forma sencilla, volcando un vaso de precipitados con la muestra a secar, pero se vio que a alta temperatura los tiempos de secado eran tan cortos que una alimentación lenta distorsionaba la curva de secado, apareciendo varios picos de humedad y aumentando el tiempo de secado. Por ellos se concluyó que era necesario conseguir una alimentación instantánea, de modo que se lograra en el proceso una perturbación en forma de pulso con la menor amplitud posible. Por ello, tras una fase de desarrollo y pruebas, se diseñó y fabricó un sistema de alimentación denominado contenedor de alimentación.

El contenedor de alimentación consta de un recipiente rectangular (contenedor), una placa soporte y un pistón, fabricados en acero inoxidable (Figura 2.9). El contenedor consiste en un tubo rectangular de 0.100 x 0.055 x 0.450 m (1) con dos asas y dos ranuras que permiten la introducción de la placa soporte (2). La placa tiene unas medidas de 0.15 x 0.054 m y termina en forma de U para facilitar la extracción de la misma con la mano. El pistón (3), consiste en un tubo de 1" con una placa soldada en un extremo. Su funcionamiento es sencillo: La muestra de arena húmeda se vierte en el contenedor de alimentación con la placa soporte introducida y se coloca el alineado con la boca de entrada del cuerpo de alimentación del contactor con el pistón encima de la muestra. A continuación se retira la placa que actúa de soporte de la arena, de manera que ésta cae al equipo empujada por la gravedad y el pistón, que además empuja la arena que pudiera quedar retenida en las paredes.

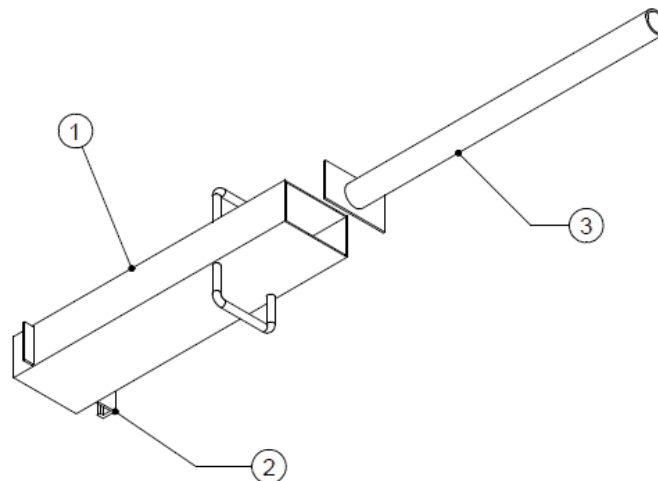


Figura 2.9. Esquema del contenedor de alimentación compuesto por: (1) contenedor, (2) placa soporte y (3) pistón.

La alimentación en continuo de arena húmeda con un flujo conocido y constante ha resultado ser un reto tecnológico complejo que ha requerido de mucho trabajo experimental. Tras una búsqueda exhaustiva de opciones y tras contactar con varios proveedores e incluso enviar muestra a la sede central de alguno de ellos, se optó por un alimentador de vibración de Netter Vibration compuesto por una tolva de 80 litros de capacidad (0.50 m de diámetro y 0.77 m de alto) y una bandeja de forma rectangular de 0.60 m de largo, 0.08 m de ancho y 0.05 m de alto. Todo el equipo está fabricado en acero inoxidable y está equipado con dos vibradores neumáticos, uno en la tolva y otro en la bandeja. El primer vibrador golpea la tolva para hacer caer toda la arena húmeda hacia la bandeja adecuadamente y el segundo es el encargado de hacer mover la arena a

lo largo de la bandeja. Además, gracias a la válvula proporcional instalada al final de la línea de aire a presión del vibrador de la bandeja es posible regular el caudal de arena. Todo el conjunto del alimentador va apoyado sobre una estructura para dar rigidez al conjunto, minimizar la vibración y elevar su posición hasta la boca de entrada del contactor.

Otro de los aspectos que han sido objeto de reflexión y debate ha sido la elección del punto de alimentación, ya que el spouted bed permite incorporar el sólido húmedo en tres zonas bien diferenciadas: Zona anular, spout y fuente. La elección acertada de la zona donde la arena húmeda alimentada entra en contacto por primera vez con el lecho es de crucial importancia para conseguir una homogeneización de todo el material y evitar así crear zonas de arena húmeda estancas. En la Tabla 2.3 se han resumido algunas ventajas y desventajas consideradas con respecto a cada zona de alimentación.

Tabla 2.3. Alternativas estudiadas para realizar la alimentación de sólidos.

Zona de alimentación	Características
Anular en un punto	<ul style="list-style-type: none">• Sistema utilizado en discontinuo• Alternativa más sencilla.• Permite usar un confinador de fuente largo, maximizando sus beneficios.• Mala distribución del sólido. Posible acumulación de arena húmeda en el lecho.
Anular homogéneo	<ul style="list-style-type: none">• Mejor distribución del sólido por la superficie.• Necesidad de instalar un sistema que distribuya la arena uniformemente.
Fuente	<ul style="list-style-type: none">• La arena se distribuye de manera homogénea al contactar con la fuente.• Mejora de distribución del sólido, evita acumulaciones.• Aumento de la transferencia de materia en la fuente.
Spout	<ul style="list-style-type: none">• Recorrido largo antes de la entrada del material (mayor secado inicial).• Es necesario instalar válvulas para impedir el retorno del aire por la entrada de sólidos.• Es necesario conseguir el arrastre de todo el material húmedo por parte del gas para evitar acumulaciones.

Aunque la alimentación en el spout es la que más beneficios aúna, entraña dificultades técnicas para su implantación y obliga a trabajar con caudales de

aire capaces de arrastrar el material húmedo hasta que éstos atraviesen el lecho. Por otra parte, la alimentación homogénea en la zona anular requiere la implementación de un sistema de reparto, como por ejemplo un plato giratorio, por lo que finalmente se decidió comparar las dos opciones de alimentación más sencillas: Zona anular en un punto (Figura 2.10a) y alimentación en la fuente (Figura 2.10b).

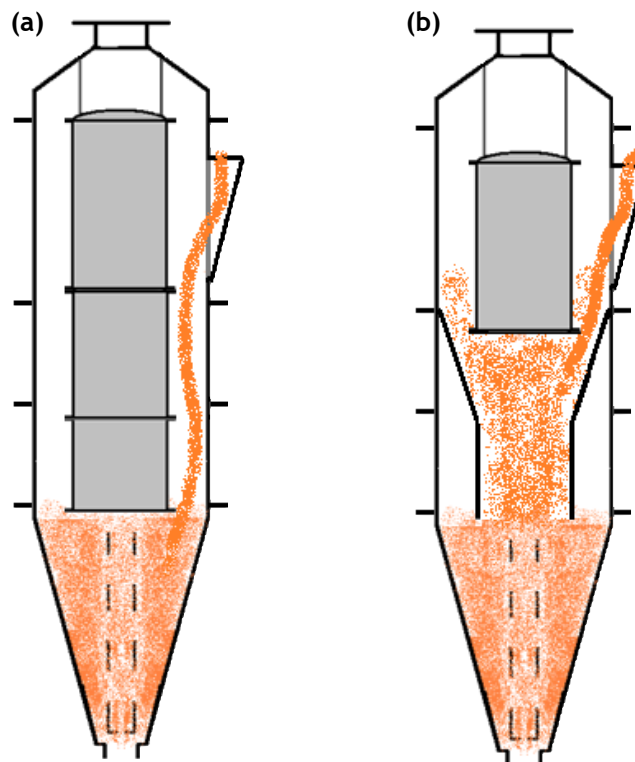


Figura 2.10. Esquemas de las dos alternativas de zona de alimentación estudiadas en el trabajo. (a) Alimentación anular en un punto y (b) Alimentación en la fuente con encauzador interno.

En la primera opción se optó por colocar la entrada del alimentador a la misma altura que se empleó en los ensayos en discontinuo, y no fue necesaria ninguna modificación. Para la alimentación en la fuente sí que fue necesario modificar la configuración interna del equipo para incluir algún elemento que dirigiera la arena hacia la fuente. Por ello se decidió fabricar una pieza denominada “encauzador interno” que consta de una zona troncocónica y una zona cilíndrica, ambas de 0.2 m de altura. La zona troncocónica tiene un diámetro superior igual al diámetro de la sección cilíndrica de la cámara de secado, 0.36 m, y un diámetro inferior igual al del confinador de fuente, 0.2 m.

El encauzador se sitúa entre las bridas del cuerpo de alimentación y el cuerpo central, de manera que su borde inferior quedaría a la altura de la brida de la pieza cónico-cilíndrica (0.55 m de altura desde la base del cono).

En la Figura 2.11 se observa el aspecto final de la cámara de secado después de incorporar todas las modificaciones descritas anteriormente.

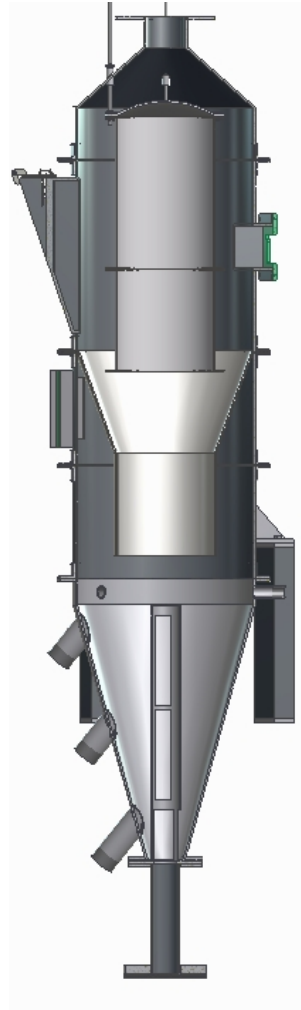


Figura 2.11. Esquema 3D del contactor con la entrada para el alimentador, cono modificado y encauzador interno.

Sistema de limpieza de aire

El sistema de limpieza de aire comprende el filtro de mangas Fabri Pulse-L de AAF, el ventilador de cola de 3kW CB-30/12/H-90° de Baltogar y los conductos

para su conexión intermedia. Todo ello ha sido suministrado por American Air Filter (AAF) en un equipo compacto montado sobre una bancada (Figura 2.12)

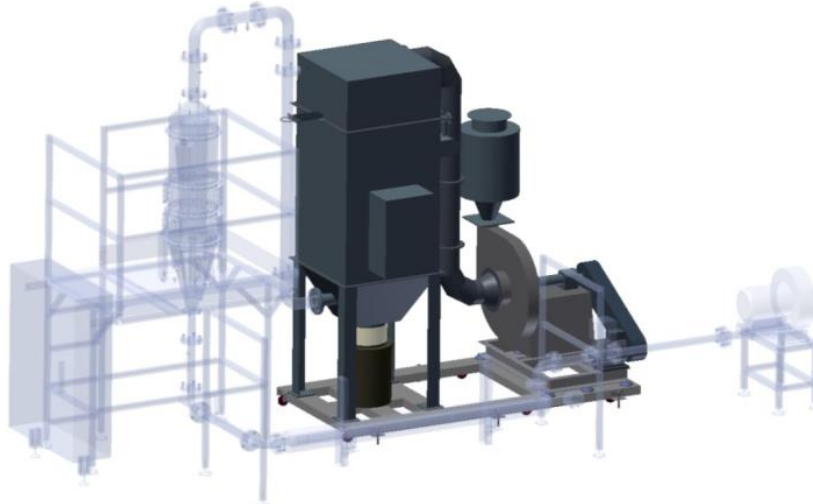


Figura 2.12. Esquema 3D de la planta piloto con el sistema de depuración de aire resaltado.

El filtro es un cuerpo rectangular de 0.63 x 0.63 m con una altura de 1.57 m, en cuyo interior se encuentran las mangas para la retención de partículas y una tolva inferior de forma piramidal, por donde se realiza la alimentación del aire procedente del contactor y que recoge el sólido retenido por la mangas encauzándolo a un deposito colector. Ambas piezas están construidas en acero laminado en caliente. Las mangas del filtro son cilíndricas y tienen 0.06 m de diámetro. Van dispuestas en dos cartuchos de 32 mangas, colocadas en una placa común de acero galvanizado. La altura de las mangas es de 0.9 m y tienen separaciones de 0.08 x 0.06 m. Están fabricadas en una mezcla de celulosa y PTFE y cada una lleva un muelle elástico interior que la mantiene en posición de filtrado, siendo la superficie filtrante de 11 m².

El equipo dispone de un sistema de control (BrainPulse) para llevar a cabo la autolimpieza con aire a presión de forma automática. Este sistema gestiona tanto la frecuencia como la duración de los impulsos de limpieza, y permite visualizar la presión diferencial en el filtro, antes y después de las mangas. Para efectuar la autolimpieza del filtro, un colector exterior de aire comprimido está conectado mediante válvulas de membrana a los tubos de soplado que discurren por encima de cada fila de mangas. La línea de aire a presión se ha de mantener entre los 5.5 y 7 bares de presión, siendo 6 bares la presión de la línea para los ensayos.

Al final de la instalación hay un ventilador encargado de que el filtro trabaje con un ligero vacío, tal y como recomienda el fabricante. El aire libre de partículas sale por la parte superior trasera del filtro de mangas a través de un conducto que lo dirige hacia la zona central del ventilador, que es de tipo centrífugo. Tiene un caudal nominal de 1200 m³/h trabajando a 2172 rpm. El motor tiene una potencia nominal de 3 kW y su velocidad se modifica mediante un variador de frecuencia.

Sistema de instrumentación y control

La operación y el control de una planta piloto de estas características requiere un sistema de instrumentación y control avanzado, que permita medir y actuar sobre varias variables de operación: presión, caudal de gas, temperatura del gas y del lecho en varios puntos y medida de humedad. En la Figura 2.13 se muestra el diagrama de flujo del proceso, y se detalla la ubicación de cada uno de los elementos que configura este sistema.

La medición de la temperatura del aire precalentado se realiza mediante una sonda Pt-100 TRS201 de Wika consistente en un alambre de platino enfundado en una vaina de 0.1 m. La sonda se introduce en el conducto de aire mediante un picaje roscado de ½ ". El medidor está calibrado para un rango de 0 a 400 °C, y la conversión de la señal medida por la sonda a una señal analógica de 4-20 mA se realiza mediante un convertidor T19 de Wika conectado al panel de control.

La medida de la presión se realiza mediante transmisor de presión absoluta modelo S-20 de WIKA localizado a la salida de la soplante. Tiene un rango de 0 a 2.5 bares, y al igual que en el caso anterior se inserta en el fluido mediante un picaje de ½ ".

La medición del caudal volumétrico real de aire procedente de la soplante se efectúa mediante un caudalímetro Prowirl 77 F Vortex de Endress+Hauser en línea con el conducto mediante bridas y colocado entre la soplante y el calefactor. La medida se basa en los vórtices de Karman, y permite conocer el flujo volumétrico para rangos de temperatura del fluido de -4 a 260 °C. El rango de medición del caudal abarca desde 10 hasta 510 m³/h.

La medición de la temperatura del aire en el conducto de entrada al contactor se realiza mediante un termopar tipo K TI-K1A-IF0045-BGDU0 de Termya. Tiene un rango de medición de -200 a 1372 °C y unas dimensiones de 54 mm de longitud y 3 mm de diámetro. La inserción en el conducto se realiza mediante un macho de ½ ". La conversión de la señal a una señal analógica de 4

a 20 mA se realiza mediante un convertidor TXLTC de TC Direct ajustado a un rango de 0-300 °, que es transmitida al panel de control y se emplea como referencia para el controlador PID del calefactor.

La medición de la pérdida de carga del aire en el interior del contactor se realiza mediante el transmisor de presión diferencial EJA110E-JMS4J-712EN de Yokogawa. Cuenta con un sensor resonante de silicio monocristalino y es adecuado para medir el flujo de líquidos, gases o vapores, así como el nivel de líquido, la densidad y la presión. El rango de medición abarca desde -1 hasta 1 bar, pero se ha ajustado de 0 a 1 bar. Para su conexión a proceso se utilizan dos mangueras de ½ " y 1.70 m.

La medición de la temperatura del lecho en el interior del contactor se realiza mediante un termopar tipo T modelo 1-12-T-6.0-118-200-2I-3P11B de TC Direct. El rango de medida abarca desde -200 °C a 350 °C. La inserción del termopar en el equipo se realiza mediante una rosca de ½ ".

La medición de la temperatura y humedad a la salida del contactor se realiza mediante una sonda consistente en un transmisor HygroFlex5 de la serie HF532WB y una sonda industrial HygroClip2 de la serie HC2-IM102, ambos de Rotronic. Además de medir la temperatura y humedad el equipo puede también medir el punto de rocío. Los rangos de medida de 0 a 200 °C y 0-100 % HR (humedad relativa), con una precisión de ±0.8 %HR y ±0.1 K. Puede trabajar hasta a 100 bares y tiene un tiempo de respuesta de 15 segundos.

La medición de la temperatura del interior del filtro de mangas se realiza mediante una sonda Pt-100 TRS201 de WIKA. Esta sonda es idéntica a la de temperatura ambiente, excepto en que su vaina tiene 0.15 m de longitud. Su función es prevenir condensación de humedad en el filtro.

Todas las señales de las sondas son enviadas a un PLC IC693CPU323 de GE-Fanuc compuesto por 1 Rack DE 10 slots + CPU, una fuente de alimentación, una carta de 16 entradas VDC, una carta de 16 salidas relé, dos cartas de 4 entradas analógicas de tensión-intensidad y dos salidas analógicas tensión-intensidad. La comunicación con el PLC se realiza mediante pantalla táctil de 5.7" Pro-Face, donde se decide qué variables se visualizan y se registran y además se introducen los set point para los controladores.

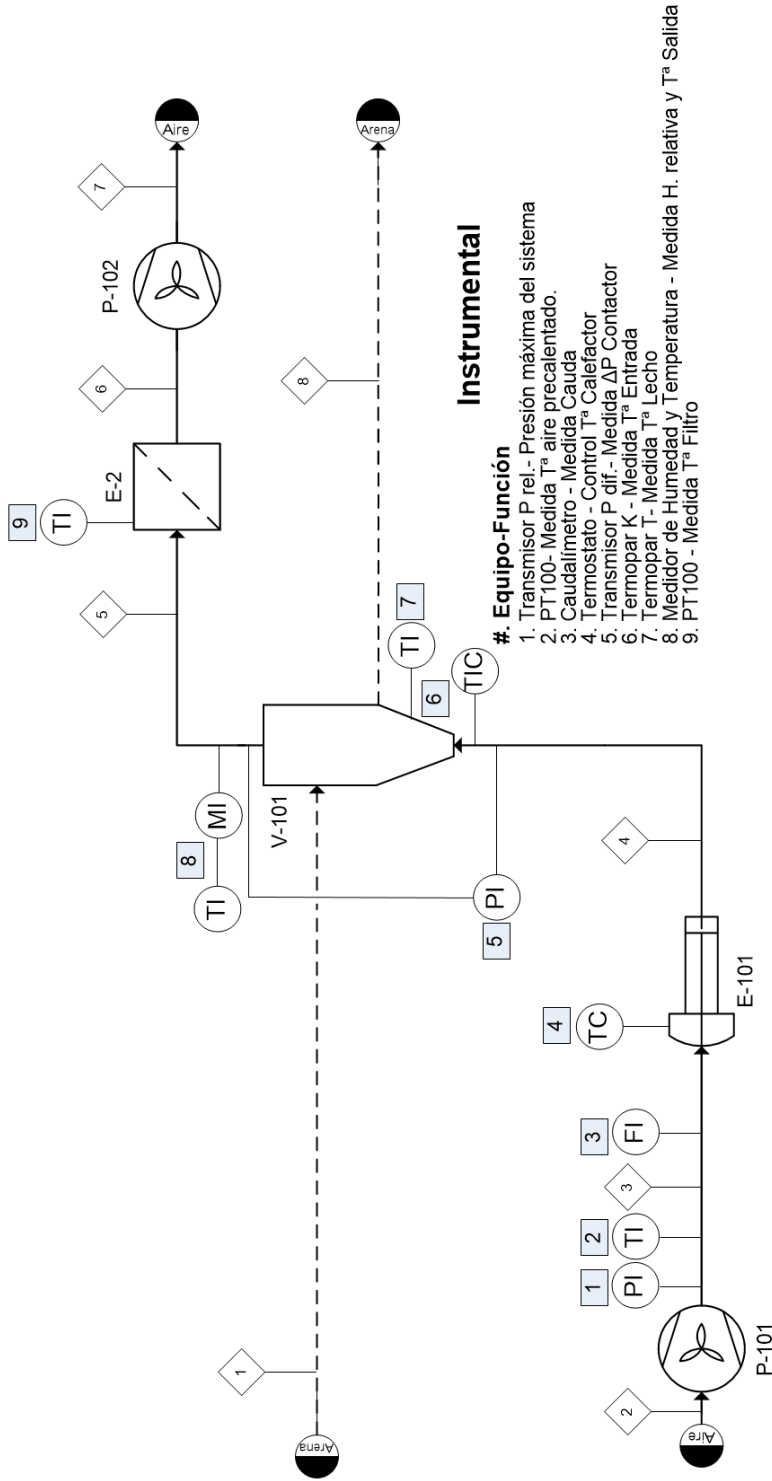


Figura 2.13. Diagrama de flujo de la planta para trabajar en discontinuo y listado del instrumental instalado.

2.3 Metodología de los ensayos

Estudio fluidodinámico

En los experimentos realizados para la caracterización fluidodinámica de lechos de arena se comienza instalando el contactor, el diafragma y el draft-tube correspondiente al ensayo planificado. Además en la base del contactor se coloca una malla con el fin de que las partículas no se caigan al interior del tubo de entrada de aire cuando el lecho está parado. A continuación se carga el lecho de arena hasta la altura deseada y sobre la parte superior del contactor se coloca la tapa, que dirige el aire y los finos arrastrados al filtro para su depuración y que lleva acoplado el confinador de fuente.

En cada ensayo se toman dos tipos de registros: Se verifica la estabilidad del lecho y se registran los parámetros fluidodinámicos más representativos, como la velocidad mínima de spouting (u_{ms}), la pérdida de carga máxima (ΔP_M) y la pérdida de carga de operación estable (ΔP_S). El caudal de aire se aumenta progresivamente hasta abrir el lecho, anotándose el caudal en ese momento. Posteriormente se sigue aumentando hasta alcanzar un régimen de spouting bien desarrollado, y se verifica la estabilidad en base a las fluctuaciones de la pérdida de carga y la observación visual del movimiento del lecho. Posteriormente se reduce el caudal de gas lentamente hasta que el lecho colapsa, anotándose el caudal correspondiente. En el PLC queda registrada la evolución de la pérdida de carga con el caudal de gas. Para la determinación de las pérdidas de carga máxima y de operación estable, a los valores registrados se restan los correspondientes al blanco, realizado con la instalación montada pero sin lecho. La velocidad mínima de spouting se obtiene a partir del valor del caudal correspondiente al punto de colapso del lecho. Cada experimento se repite al menos tres veces para comprobar que los resultados obtenidos son reproducibles. Los parámetros geométricos del contactor y del draft-tube ensayados se muestran en la Tabla 2.4.

Adicionalmente se han realizado algunos ensayos para estudiar la fluidodinámica de la arena húmeda, ya que el comportamiento del material depende notablemente del contenido de humedad. Se han realizado varios ensayos con el mismo procedimiento descrito anteriormente utilizando una única altura de lecho de 0.25 m y ensayando dos estrategias para humedecer el lecho: a) Carga de arena con humedad homogénea, ensayando valores de humedad de 15, 10, 5, 4, 3, 2 y 1% b.s.), y b) pruebas de mezclado en las que se partía de un

lecho seco al que se le añadía arena al 15% p/p b.s. para conseguir unos valores de humedad tras la mezcla de 4.5, 3.9, 3.1, 2.1 y 1.2% p/p b.s.

Tabla 2.4. Condiciones de los diferentes ensayos realizados.

Nº Ens.	D ₀ (m)	H ₀ (m)	Draft-tube	D _T (m)	A ₀ /A _T (%)	L _H (m)	L _T (m)
1	0.04	0.25	3	0.044	43	-	0.50
2	0.04	0.25	9	0.054	43	-	0.50
3	0.04	0.25	8	0.054	60	-	0.50
4	0.05	0.25	8	0.054	60	-	0.50
5	0.04	0.20	8	0.054	60	-	0.50
6	0.05	0.20	8	0.054	60	-	0.50
7	0.04	0.20	10	0.042	0	0.07	0.22
8	0.04	0.20	11	0.042	0	0.15	0.22
9	0.04	0.20	12	0.042	0	0.15	0.27
10	0.04	0.25	12	0.042	0	0.15	0.27
11	0.04	0.20	14	0.053	0	0.15	0.27
12	0.04	0.25	14	0.053	0	0.15	0.27
13	0.05	0.25	14	0.053	0	0.15	0.27

Estudio de la segregación, atrición y elutriación

Para observar el comportamiento de la arena en el lecho y así determinar si existen variaciones significativas de masa en el mismo, ya sea por arrastre de las partículas más pequeñas (elutriación), por el desgaste o ruptura de las partículas al chocar entre ellas o contra los dispositivos internos (atrición) o por la ordenación del lecho según tamaño de partícula (segregación, se ha procedido a colorear la arena con colorantes alimentarios sintéticos derivados del petróleo y pertenecientes todos ellos al grupo de los colorantes azoicos, es decir, que contienen el grupo funcional $RN = N-R'$, donde R y R' pueden ser arilos o alquilos. Para el color rojo se ha empleado el aditivo E122, conocido como carmoisina o azorrubina, para el amarillo se ha empleado el E102, conocido como tartrazina, y para el color azul el aditivo elegido ha sido el E133, conocido como Azul Brillante FCF. A partir de estos colores primarios se han realizado mezclas de colorantes en la proporción y medida adecuada para conseguir una

variedad de colores que permita identificar mediante el color cada una de las fracciones que se obtienen por tamizado.

En el estudio se emplearon 5 kg de arena fina, cantidad que corresponde a una altura de lecho de 0.25 m. Como ya se ha comentado la arena fina tiene una distribución de tamaños de partícula más amplia que la ultrafina, y por tamizado se ha dividido en cinco fracciones: 0-100, 100-200, 200-300, 300-500 y 500-800 μm , coloreando cada una con colores primarios o derivados, Figura 2.14.

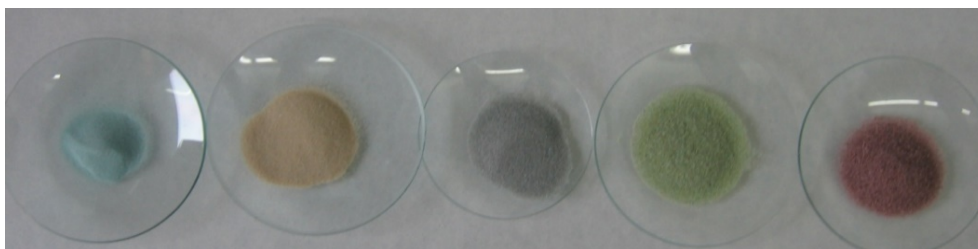


Figura 2.14. Arena coloreada utilizada en el estudio de segregación, atrición y elutriación. Azul, 0-100 μm ; naranja-marrón, 100-200 μm ; gris, 200-300 μm ; verde, 300-500 μm y rojo, 500-800 μm .

Después de colorear cada fracción se espera hasta que la arena se seque para que fije el color y posteriormente se mezcla hasta conseguir una homogeneización adecuada. Posteriormente se introduce en el contactor con confinador de fuente utilizado en los ensayos de fluidodinámica, habiéndose escogido las condiciones más favorables para hacer un ensayo largo de 8 h: $D_0=0.05$ m y draft-tube N° 8 ($D_T=0.054$ m, $A_0/A_T=60\%$, $L_T=0.5$ m). El caudal de aire empleado, 80 m^3/h , correspondiente a un valor de 2 u_{ms} .

Para analizar la atrición, antes y después de la prueba se ha realizado el análisis granulométrico y microscópico a diferentes muestras de arena, usando una tamizadora analítica Cisa RP 200N y un microscopio óptico, respectivamente. Para analizar la segregación, después del ensayo, se han tomado varias muestras en diferentes puntos del lecho y se han contrastado granulométricamente entre ellos y con los resultados para todo el lecho. La elutriación se observó midiendo por pesada las partículas recogidas en el filtro.

Secado en discontinuo

Se han realizado ensayos de secado en discontinuo con las dos arenas estudiadas en esta Tesis. Todos los ensayos se han repetido al menos tres veces para obtener datos estadísticamente representativos. El estudio se ha dividido en

dos fases. En la Fase I se ha estudiado el efecto en el secado de los parámetros de operación principales: Temperatura del gas, caudal de aire (como relación u/u_{ms}) y humedad inicial (como masa añadida de arena húmeda/masa de arena seca en el lecho). Los intervalos y valores correspondientes a cada una de las variables de operación se han recogido en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Intervalos y valores de los parámetros de operación ensayados en la Fase I de secado en discontinuo.

Parámetro	Condiciones estudiadas
T (°C)	30, 50, 100 y 150
u/u_{ms}	Arena fina=1.2, 2 y 3 Arena ultrafina= 1.2, 1.5 y 2
$R = \frac{\text{Arena Húmeda}}{\text{Arena Seca}}$ (%)	2.5, 5.0, 7.5, y 10

En todos los casos se ha mantenido constante el contenido de humedad de la arena alimentada, correspondiente al 15% p/p b.s. Se ha fijado este valor por ser habitual en los procesos de clasificación y lavado a escala industrial de este tipo de arenas. También se ha mantenido constante la altura de lecho seco estanco H_0 , fijada en un valor de 0.45 m (21 kg de arena fina y 19 kg de arena ultrafina). Por tanto, la masa de arena húmeda introducida en cada ensayo depende de la relación de masa de arena húmeda respecto a la masa de arena seca que se desea ensayar. En la Tabla 2.6 pueden verse las cantidades de arena y agua utilizadas para lograr la muestra adecuada de arena húmeda en cada ensayo.

Además, en la Fase I se han mantenido constantes los parámetros geométricos y de ubicación de los dispositivos internos, trabajando con las condiciones más favorables obtenidas en el estudio fluidodinámico. Así se ha optado por una longitud del confinador de fuente de 0.9 m (con el convencimiento de que un confinador de fuente largo alargará el tiempo de contacto entre el aire y las partículas húmedas), un draft-tube con un 60% de abertura, y la distancia entre el confinador de fuente y el lecho se ha ajustado a 0.1 m, lo que permite trabajar en unas condiciones de pérdida de carga mínima.

En la Fase II se ha estudiado el efecto del diseño de los elementos internos, considerando variables como la longitud del confinador de fuente, L_{CF} , la distancia entre la superficie del lecho y el confinador de fuente, H_{CF} y la abertura del draft-tube, A_0/A_T . También se han hecho ensayos sin confinador de fuente y sin draft-tube, para verificar el efecto beneficioso de la utilización de

los dispositivos internos. Los intervalos y valores utilizados en los ensayos de esta Fase II se muestran en la Tabla 2.7.

Tabla 2.6. Cantidades de arena y agua utilizadas en cada ensayo.

Tipo Arena	R (%)	A. Húmeda (kg)	A. Seca (kg)*	Agua (kg)*
arena fina	10	2.100	1.826	0.274
	7.5	1.575	1.370	0.205
	5.0	1.050	0.913	0.137
	2.5	0.525	0.457	0.068
Arena Ultrafina	10	1.900	1.652	0.248
	7.5	1.425	1.239	0.186
	5.0	0.950	0.826	0.124
	2.5	0.475	0.413	0.062

*Se acepta hasta un 5% de error en la pesada de estas cantidades.

Tabla 2.7. Condiciones de los ensayos en la Fase II.

Parámetro	Condiciones estudiadas
L_{CF} (m)	0 (sin CF), 0.2, 0.5 y 0.9
H_{CF} (m)	0.05, 0.1 y 0.15
A_0/A_T (%)	0 (sólido), 40 y 60

Al igual que en la Fase I se ha mantenido constante la altura de lecho (0.45 m) y el contenido de humedad de la arena húmeda (15% p/p b.s.), y también se ha mantenido constante la relación entre la masa de arena húmeda alimentada y la masa de arena seca en el lecho, R, fijando un valor de 5% p/p. Además los ensayos de la Fase II se han realizado con dos combinaciones de temperatura y caudal para estudiar el efecto de estas variables de operación, ensayando una combinación de temperatura alta y caudal bajo ($T= 150\text{ }^\circ\text{C}$ y $u/u_{ms}= 1.2$) y viceversa ($T= 50\text{ }^\circ\text{C}$ y $u/u_{ms}= 3$ ó $u/u_{ms}= 2$, dependiendo del tipo de arena)

En ambas fases la metodología de trabajo empleada es la misma, y se ha diseñado buscando un procedimiento que aúne rapidez y eficacia y que además permita realizar todos los ensayos bajo unas condiciones ambientales conocidas y comparables. Como paso previo se debe realizar una etapa de acondicionamiento de la planta consiste en verificar el caudal que aporta la soplante y asegurar el correcto funcionamiento del caudalímetro y del resto del instrumental de medida y control de los parámetros de operación, disponer en el equipo la configuración

de draft-tube y confinador de fuente deseada y por último cargar la arena seca en el contactor. Seguidamente se enciende la soplante y se aumenta el caudal de gas hasta que el valor deseado, comprobando visualmente a través de las mirillas que el lecho se mueve adecuadamente. A continuación se enciende el ventilador de cola y se aumenta progresivamente su frecuencia hasta que se aprecia una leve succión en la zona de alimentación. Por último se introduce la temperatura consigna para el caudal de gas de entrada y se enciende el calefactor, esperando hasta que las condiciones de ensayo sean estables. Se ha comprobado que el tiempo de estabilización es de entre 5 y 20 minutos dependiendo de la temperatura requerida. Una vez que la temperatura sea estable, se ajusta el caudal para tener en cuenta las variaciones debidas al aumento de la temperatura.

Para comenzar el ensayo de secado en discontinuo, se inicia el registro de datos y se introduce la arena en el contactor mediante el contenedor de alimentación descrito en el apartado anterior. El final del experimento se establece de forma manual en base a la evolución con el tiempo de la humedad relativa del caudal de gas de salida, que se visualiza en la pantalla táctil del sistema de control de la planta. En un ensayo típico que transcurra correctamente este gráfico consiste en un único pico, Figura 2.15. La aparición de más de un pico puede deberse a una anomalía en el proceso, como por ejemplo la aparición de zonas estancas en el lecho o una alimentación lenta de la arena. El proceso de secado se da por concluido cuando el valor de la humedad relativa del gas a la salida del contactor vuelve a un valor menor o igual al 5% del valor de partida, lo que corresponde un secado del 99% p/p como mínimo (humedad de la arena en el lecho inferior al 0.15% p/p b.s.). A partir de ese punto se inicia una fase de secado más lenta y en la que los parámetros de operación (temperatura del lecho y del aire y humedad del aire) regresan suavemente a los valores iniciales.

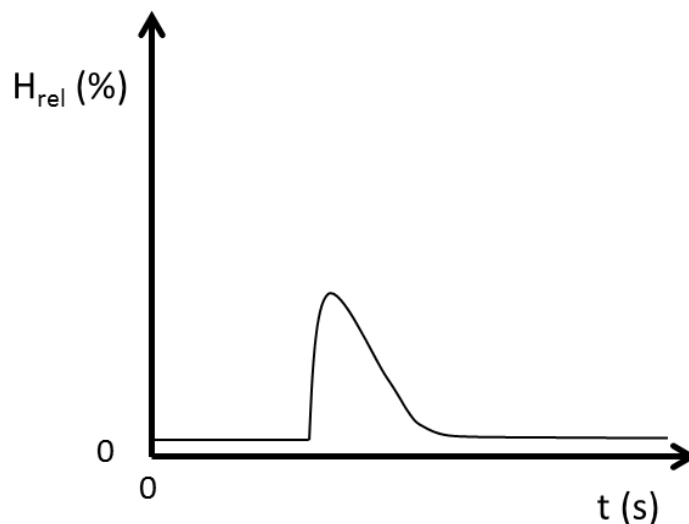
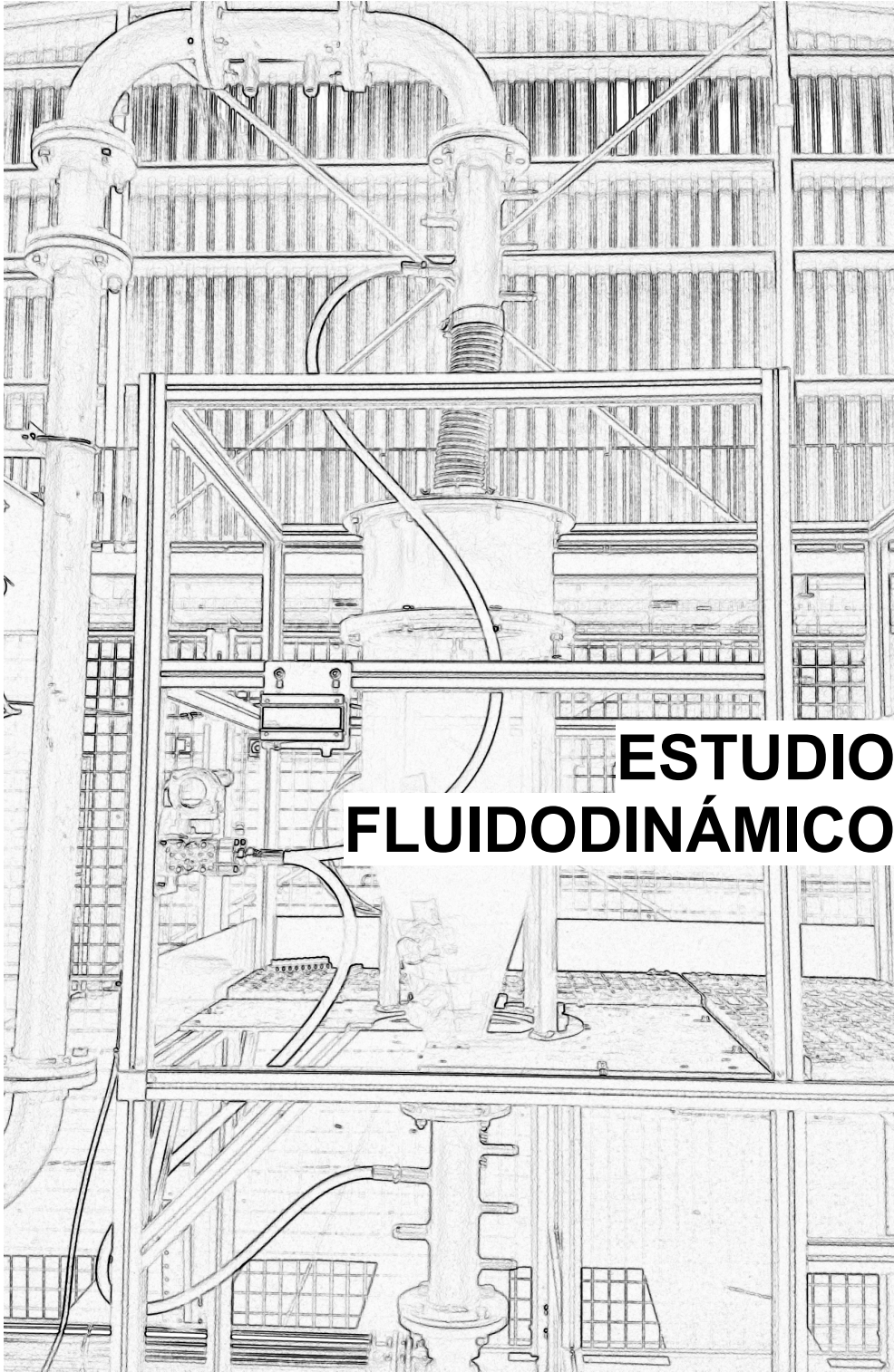


Figura 2.15. Evolución con el tiempo de la humedad relativa del gas de salida en un ensayo típico de secado en discontinuo.

Secado en continuo

La metodología empleada en los ensayos de secado en continuo es muy similar a la de los ensayos en discontinuo en cuanto a la adecuación de la planta y la preparación y acondicionamiento de la cámara de secado. No obstante, una vez cargado el equipo y alcanzadas las condiciones de temperatura y caudal requeridos, se conecta un tubo flexible a la salida de sólidos ubicada en la parte superior de la sección cónica de la cámara de secado para facilitar la descarga de la arena desde el lecho a un depósito inferior por gravedad. Posteriormente se enciende el alimentador y se fijan los parámetros de operación del mismo en base a la curva de calibrado para alimentar el caudal de arena húmeda deseado.

Durante el transcurso del ensayo se verifica periódicamente (cada 10 minutos) la masa de arena descargada y su contenido de humedad (mediante medidor halógeno HR43 de Mettler Toledo). Además se comprueba en la pantalla táctil la lectura de los medidores de la temperatura de salida del gas, de la temperatura del lecho y de la humedad relativa del gas a la salida. En un ensayo típico la evolución con el tiempo de la humedad relativa del gas aumenta progresivamente al inicio hasta que se alcanza el estado estacionario.



ESTUDIO FLUIDODINÁMICO

3 ESTUDIO FLUIDODINÁMICO

La consecución del objetivo final de esta Tesis supone la aceptación implícita de una hipótesis de partida que hubo de ser validada en las primeras fases del Trabajo. Efectivamente el diseño de un secadero de arenas finas y ultrafinas basado en la tecnología de spouted bed exige en primera instancia verificar la capacidad del spouted bed para fluidizar de forma estable, predecible y reproducirle este tipo de materiales, que por pertenecer a los grupos B y A de la clasificación de Geldart quedan a priori fuera de los sólidos manejables con esta tecnología. Como punto de partida se contaba con la experiencia adquirida por el grupo de investigación en trabajos anteriores, en los que se demostró que la utilización de dispositivos internos de tipo draft-tube^[153,283] permite la fluidización y el secado en spouted bed de arenas con un diámetro medio de 0.45 mm. La operación con materiales finos y ultrafinos de amplia distribución de tamaños de partícula como los que se planteaban para la realización de este estudio no se había abordado en la literatura previamente debido a que a los problemas habituales de inestabilidad de lecho se añade una más que notable elutriación, ya que la velocidad mínima necesaria para abrir el lecho provoca en la zona del spout y la fuente velocidades del gas superiores a la velocidad de arrastre de las partículas más pequeñas.

Para evitarlo se propone la inclusión en el contactor de un nuevo dispositivo interno denominado confinador de fuente, cuya utilización ofrece desde los primeros experimentos resultados muy prometedores y amplía notablemente la versatilidad de la tecnología de spouted bed. Sin embargo su uso modifica sustancialmente los patrones de flujo del gas, y por tanto altera el comportamiento del lecho, por lo que se hace obligado abordar un estudio fluidodinámico que permita conocer con más detalle las características de los flujos de gas y sólido en esta variante del spouted bed convencional.

Además se debe tener en cuenta que la presencia de humedad en el lecho modifica sustancialmente las fuerzas de atracción interparticulares y que por tanto esta variable también altera notablemente el comportamiento hidrodinámico del lecho, por lo que se optó por estudiar inicialmente la fluidodinámica de lechos de material seco y, conocida ésta, abordar el estudio del efecto del contenido de humedad en la capacidad del gas para mover las partículas.

3.1 Fluidodinámica del material seco

El primer hito de este estudio fluidodinámico consiste en establecer los intervalos de los parámetros geométricos y fluidodinámicos que garantizan la operación estable del lecho. El problema reside en que habitualmente la definición de estabilidad se realiza en base a criterios meramente cualitativos, y resulta difícil establecer criterios cuantitativos. Si bien en la Bibliografía se ha empleado el clásico diagrama el altura de lecho estanco vs velocidad del gas propuesto por Mathur y Gishler^[37,172] para delimitar la combinación de parámetros geométricos que garantiza la operación estable, esta herramienta no aporta ningún criterio mensurable que demuestre objetivamente la estabilidad.

Uno de los fenómenos indicativos de la inestabilidad del lecho es el denominado slugging (incipiente, radial o axial), que representa una alteración del movimiento homogéneo y cíclico de las partículas. Sin embargo, la detección de este tipo de fenómenos requiere la observación visual del lecho, y por tanto no es un parámetro cuantitativo que se pueda medir y registrar en el tiempo. Sin embargo el fenómeno de slugging en los spouted beds cónicos suele ir acompañado de oscilaciones de la pérdida de carga y en consecuencia del flujo de gas que accede al contactor desde la parte inferior. Por tanto la estabilidad en el tiempo de la pérdida de carga generada por el lecho es un buen parámetro para determinar de forma cuantitativa si se ha alcanzado la operación estable, y puede ser empleado en aquellas instalaciones en las que, debido a las condiciones en el interior del contactor, no se puede obtener confirmación visual de la estabilidad de la estabilidad del lecho.

Otro de los problemas habituales en la fluidización en spouted bed de partículas finas es el arrastre, que provoca una notable disminución de la masa de partículas que conforman el lecho, con la consiguiente disminución de la pérdida que carga.

Por estas razones en este trabajo la estabilidad del lecho ha sido definida como la estabilidad a lo largo del tiempo de la pérdida de carga del lecho. Adicionalmente se ha verificado también la ausencia de histéresis entre las curvas de pérdida de carga del lecho vs velocidad del gas en un ciclo de aceleración y deceleración del lecho mientras éste está en movimiento. Con todo, la experiencia previa obtenida en otros estudios trabajando con materiales de diversa naturaleza aconseja incluir criterios descriptivos cualitativos siempre que se pueda acceder visualmente al interior del lecho, como es el caso, ya que la rotación u oscilación de la fuente, la formación de zonas muertas o fenómenos como el slugging incipiente en la base del contactor son muy difíciles de detectar

de forma cuantitativa. Por tanto en todos los experimentos realizados se ha procedido a la confirmación visual de la estabilidad del lecho.

Basándose en los aspectos mencionados, se ha comprobado que la operación en spouted bed cónico convencional (sin draft-tube ni confinador de fuente) con los dos materiales ensayados, ambos con un diámetro medio de partícula pequeño y una amplia distribución de tamaños de partícula, no alcanza el régimen de operación estable para ninguna de las combinaciones de los parámetros geométricos de este estudio, a pesar de que con otros materiales de mayor tamaño de partícula se opera con normalidad. Este resultado es acorde con lo observado por Olazar y cols.^[172], quienes establecen un intervalo entre 2 y 60 para la relación D_0/d_p para conseguir una operación estable en régimen spouted bed en contactor cónico. De hecho, en las condiciones empleadas en este trabajo la relación D_0/d_p es en todos los casos muy superior a los valores recomendados por estos autores, y alcanza valores cercanos a 1000 cuando se trabaja con la arena ultrafina. Se han observado cambios repentinos en la presión y el flujo, producido por un notable slugging y un balanceo del lecho de un lado al otro. En consecuencia la fuente es pulsante y no ocupa una posición definida en el lecho, sino que rota y oscila de forma aleatoria sin que se lleguen a definir las zonas habituales características de este régimen de contacto. En otras palabras, resulta totalmente imposible alcanzar el régimen de spouted bed trabajando con este tipo de arenas en lechos convencionales, por lo que se decidió incorporar dispositivos internos.

En primer lugar se optó por los draft-tubes, ya que está generalmente reconocida y aceptada su capacidad para estabilizar el lecho^[161,162,174,218,285,286]. Se ha comprobado que en cualquiera de sus dos variantes, sólido o con abertura lateral, el draft-tube favorece la formación del spout, evita la aparición de slugging, garantiza la formación de una fuente estable y fija su posición en el centro del contactor. La operación en spouted bed con este tipo de materiales de diámetro de partícula pequeño se caracteriza en general por fuentes muy altas, siendo habitual que las partículas alcancen la pared superior de la sección cilíndrica del contactor.

Aunque el efecto del draft-tube es notablemente beneficioso, y a pesar de que su utilización supone una reducción en el requerimiento de caudal necesario para mover el lecho^[182,287], la velocidad mínima de spouting necesaria para abrir el lecho y mantener el movimiento cíclico característico del sólido se traduce en velocidades en la fuente y en la zona cilíndrica del contactor superiores a la velocidad de arrastre de las partículas, lo que provoca una pérdida muy rápida del material que conforma el lecho. De hecho se ha comprobado que las pérdidas

por elutriación trabajando en estas condiciones alcanzan valores del 90% p/p o superiores. Las partículas más finas salen del contactor arrastradas por el aire, y son recogidas en la conducción de salida y en el filtro de mangas. Otras partículas permanecen flotando en la parte superior del contactor formando una especie de nebulosa con partículas que nunca retornan al lecho. En estas condiciones, aunque se garantiza el movimiento cíclico y uniforme del lecho, las notables pérdidas del material que lo conforma deben ser consideradas como una forma de inestabilidad, ya que impide que las partículas describan los ciclos característicos y que se puedan establecer mecanismos de control del tiempo de residencia del sólido. Este modo de operación podría sin embargo resultar de interés cuando se desea trabajar con alimentación de partículas finas y ultrafinas en continuo y se requieren tiempos de residencia del sólido extremadamente cortos.

Con la intención de reducir el arrastre y obligar a las partículas a descender una vez que son escupidas por la fuente, se diseñó un dispositivo adicional consistente en un recipiente cilíndrico cuya geometría se ha descrito en el apartado Experimental. Este nuevo dispositivo se coloca invertido, es decir, con la tapa circular en la parte superior y la boca abierta hacia abajo, y se dispone concéntrico con el eje de simetría del contactor. En un trabajo complementario^[284] se ha demostrado que para que el nuevo dispositivo actúe adecuadamente, se debe respetar una distancia mínima entre la superficie del lecho y la parte inferior del dispositivo para no obstruir el flujo del gas en su recorrido hacia la salida del contactor. El aire, conjuntamente con las partículas más finas, asciende por el centro del dispositivo y desciende por la zona concéntrica cercana a la pared. La utilización de este dispositivo ha demostrado ser una medida muy efectiva para evitar el arrastre, ya que las partículas más finas del lecho que son arrastradas por el gas se ven obligadas a descender a la parte inferior de la fuente, donde las partículas más grandes y la propia fuerza centrífuga obliga a las más finas a retornar al lecho. De hecho resulta notable el cambio que experimenta la superficie del lecho, que pasa de ser cóncava a ser plana o ligeramente convexa, como suele ser habitual cuando se opera con partículas de tamaño mayor (Grupo D de Geldart).

Con la intención de esclarecer el efecto del nuevo confinador de fuente se realizaron experimentos adicionales trabajando sin draft-tube. En este caso se observa que el nuevo dispositivo es suficiente para estabilizar el lecho, y que se definen las zonas características de este régimen de contacto (surtidor, fuente y zona anular), aunque aumenta notablemente el arrastre. Efectivamente, la operación sin draft-tube provoca un ensanchamiento de la fuente, de manera que no queda completamente confinada en el interior del nuevo dispositivo,

provocando que una parte de las partículas arrastradas por el gas no realicen el ciclo de ascenso y descenso descrito anteriormente, sino que son arrastradas por el gas en su salida ascendente. Se concluye por tanto que para garantizar la operación estable y evitar el arrastre masivo es necesario operar con los dos dispositivos internos, lo que dota a la tecnología de spouted bed de una versatilidad ampliada para tratar partículas del grupo A de Geldart.

Como resumen y verificación de todo lo expuesto hasta ahora, en las Figuras 3.1 y 3.2 se muestra la evolución de la pérdida de carga con la velocidad del gas (referida a la base del contactor) durante la fluidización del lecho en experimentos realizados con los dos tipos de arena y el nuevo confinador de fuente trabajando sin draft-tube (color negro), draft-tube con abertura lateral (gris oscuro) y draft-tube sólido (gris claro). Los datos representados en ambas figuras corresponden a la aceleración (triángulos), es decir, al aumento de la velocidad del gas desde la formación del spout hasta un valor notablemente superior (equivalente al menos a $2 u_{ms}$), y a la deceleración (cuadrados) hasta el colapso de la fuente y la reentrada en el régimen de lecho fijo.

En la Figura 3.1 se muestran los resultados correspondientes a la arena fina operando con una altura de lecho de 0.10 m y diámetro de entrada de 0.04 m. El draft-tube con abertura empleado, curva (b), tiene un diámetro interno de 0.054 m, una relación A_0/A_T de 0.6 y una altura de 0.5 m. El draft-tube sólido, curva (c), tiene un diámetro interno de 0.053 m, una altura de entrada de 0.15 m y una altura total de 0.27 m. Se aprecia como en todos los casos la pérdida de carga evoluciona de forma uniforme, al igual que lo hace la evolución temporal de este mismo parámetro, donde no se registraron picos ni alteraciones espontáneas. Esta verificación permite descartar la aparición de slugging u otras formas de inestabilidad, lo que se confirmó visualmente. Además también se aprecia que al trabajar con draft-tube la pérdida de carga permanece estable o disminuye ligeramente durante la aceleración, pero al reducir la velocidad la curva vuelve al mismo punto de partida, lo que indica que no ha habido pérdida de material por arrastre. Sin embargo en el experimento realizado sin draft-tube, curva gris claro, se aprecia claramente que tanto en la curva de aceleración como en la de deceleración se produce una reducción paulatina y constante de la pérdida de carga, lo que se atribuye a una disminución de la cantidad de arena que conforma el lecho por efecto de la elutriación de las partículas. Este fenómeno hace que el punto de partida y el de finalización de la fluidización no coincidan, mostrando la curva una clara histéresis.

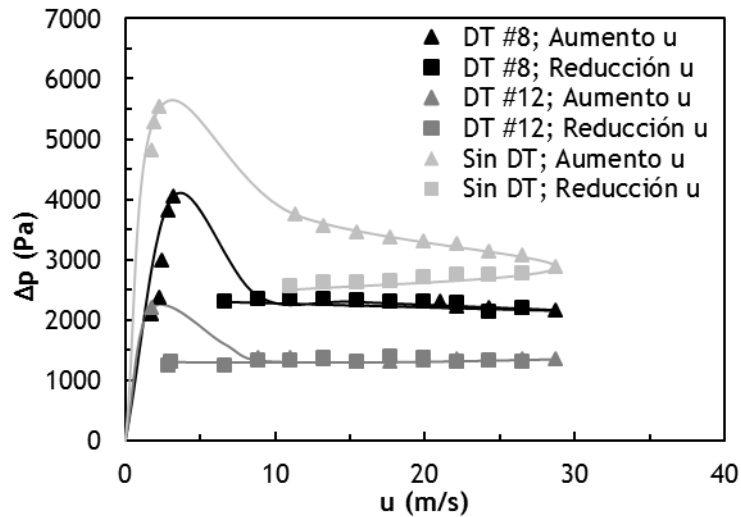


Figura 3.1 Estudio fluidodinámico con arena fina en un spouted bed cónico con confinador de fuente trabajando sin draft-tube (color negro), draft-tube con abertura lateral (gris oscuro) y draft-tube sólido (gris claro). ($\gamma=36^\circ$, $H_0=0.10$ m, $D_0=0.04$ m).

En la Figura 3.2 se muestran los resultados obtenidos en experimentos realizados con la arena ultrafina operando con una altura de lecho de 0.10 m y $D_0=0.05$ m. Los parámetros geométricos de los draft-tubes empleados en estos experimentos son los mismos que los empleados en la Figura 3.1. Las tendencias observadas en los experimentos con y sin draft-tube son muy similares a las obtenidas con la arena fina. En los experimentos con draft-tube con abertura lateral y draft-tube sólido se observa una evolución horizontal de la pérdida de carga, superponiéndose las curvas de aceleración y deceleración. Aunque en la Figura 3.1 se observaba una ligera disminución de la pérdida de carga en la aceleración, que no se observa al trabajar con la arena ultrafina, esta diferencia es atribuible al distinto comportamiento de los dos materiales durante la expansión del lecho, y no es indicativo en ningún caso de ninguna forma de inestabilidad. En el experimento realizado sin draft-tube se observa nuevamente una disminución progresiva de la pérdida de carga tanto en la aceleración como en la deceleración, siendo notable y muy marcada la histéresis entre ambas curvas.

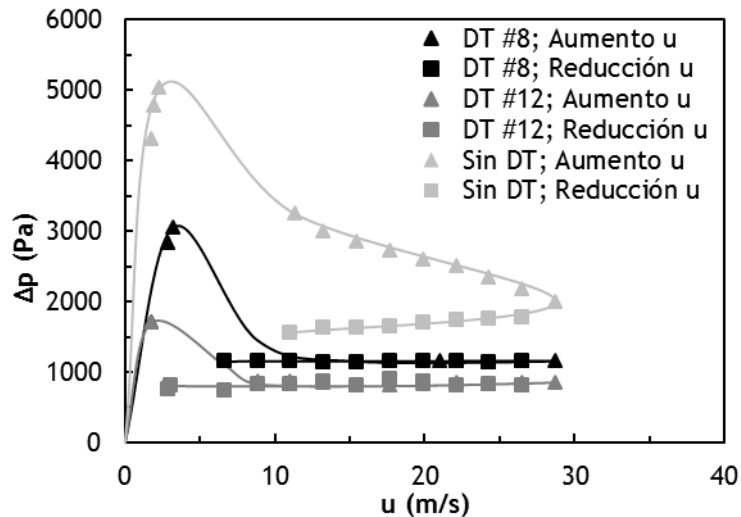


Figura 3.2. Estudio fluidodinámico con arena ultrafina en un spouted bed cónico con confinador de fuente trabajando sin draft-tube (color negro), draft-tube con abertura lateral (gris oscuro) y draft-tube sólido (gris claro). ($\gamma=36^\circ$, $H_0=0.10$ m, $D_0=0.05$ m).

Como ya se ha explicado anteriormente, en los experimentos realizados sin ninguno de los dos dispositivos internos no se alcanza el régimen de spouted bed, y el lecho está caracterizado por movimientos convulsivos y de gran turbulencia, por lo que no se ha representado la curva de evolución de la pérdida de carga con la velocidad del gas. Para los ensayos realizados exclusivamente con el draft-tube la curva es similar a la obtenida en los ensayos con el confinador de fuente sin draft-tube aunque aún más pronunciada. Es decir, se observa una disminución progresiva de la pérdida de carga durante la aceleración, que continúa durante la deceleración del lecho, provocado por el arrastre de la arena y la correspondiente pérdida de material, que alcanza incluso el 90% p/p de la masa inicial.

Los resultados obtenidos en este Trabajo con el nuevo confinador de fuente aumentan notablemente la versatilidad de los spouted bed cónicos y amplían los rangos de aplicación. Se hace preceptivo por tanto actualizar el mapa de operación para regímenes de contacto gas-sólido convencionales propuesto por Grace^[168], en el que se incluía el régimen de spouted bed, y que fue posteriormente modificado por Olazar y cols.^[153] para incluir la geometría cónica y el régimen de jet spouted bed que se puede alcanzar en este tipo de contactores. En dicho mapa se representa el módulo de velocidad, $u^*=u[\rho^2/\Delta\rho g\mu]^{1/3}$ vs el módulo $dp^*=Ar^{1/3}$, relacionado con la densidad y el tamaño

de las partículas, Figura 3.3. En estas definiciones u es la velocidad del gas referida a la base del contactor, $\Delta\rho=\rho_s-\rho$, ρ y μ son la densidad y viscosidad del gas, respectivamente, y Ar el módulo de Arquímedes.

En el eje de abscisas de la Figura 3.3 se han marcado los intervalos del módulo dp^* correspondientes a las distintas tipologías de la clasificación de partículas de Geldart. La curva de la velocidad terminal, u_t , correspondiente a cada valor del módulo dp^* se ha dibujado mediante una línea discontinua, y los valores de la velocidad mínima de fluidización, u_{mf} , estimados mediante diversas correlaciones de la Bibliografía, se han delimitado mediante sendas líneas de puntos, que indican el valor máximo y mínimo predichos por estas correlaciones.

Como se observa en la Figura 3.3, el spouted bed es la tecnología de contacto gas-sólido más versátil, ya que su intervalo de aplicación es muy superior al de cualquier otra tecnología, tanto en lo referente a la tipología de sólido (densidad y tamaño de partícula), ya que permite trabajar con partículas de grupo Geldart D, B y A, como en la posibilidad de tratar un mismo sólido con un intervalo amplio de velocidades.

Efectivamente esta tecnología de contacto permite mover partículas grandes a velocidades inferiores a u_{mf} operando en contactores cilíndricos, o trabajar a velocidades superiores a la de mínima fluidización cuando se requiere un movimiento más vigoroso de las partículas y una mejora en los coeficientes de transferencia de materia y de calor (spouted bed cónico y jet spouted bed cónico).

La utilización del draft-tube permite al spouted bed adentrarse en el campo de aplicación de los lechos fluidizados (convencional, turbulento y rápido) para las partículas más grandes del grupo de Geldart B, donde puede competir con éstos debido a su diseño más sencillo y a los menores requerimientos de caudal y pérdida de carga. Adicionalmente la utilización conjunta del nuevo confinador de fuente con el draft-tube extiende aún más el campo de aplicación y permite a esta tecnología llegar a los límites de aplicación de los lechos fluidizados, en la frontera entre los grupos de Geldart C y A.

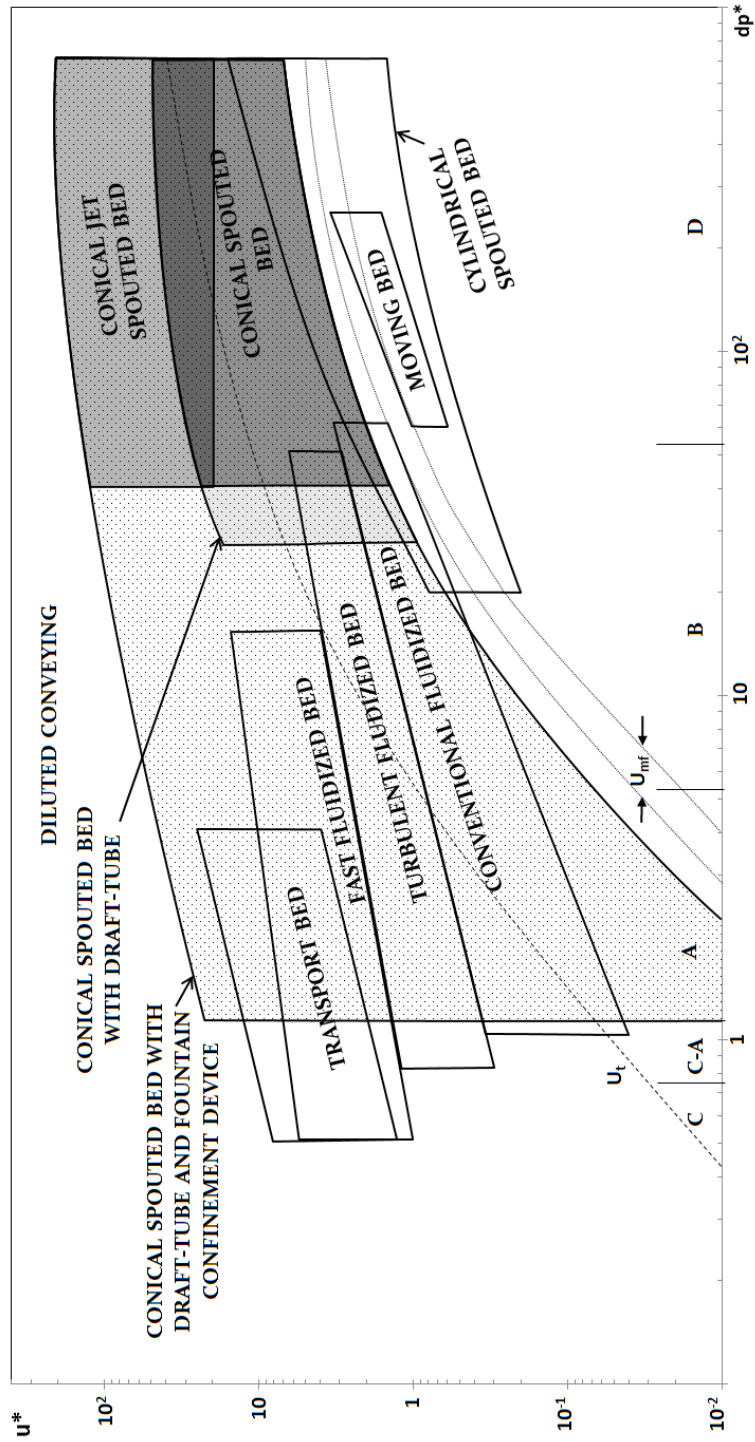


Figura 3.3. Mapa de operación del spouted bed cónico con confinador de fuente y draft-tube frente a otras tecnologías de contacto gas-sólido.

3.1.1 Parámetros de diseño y elección del draft-tube

Aunque al comentar los resultados obtenidos en el secado de arenas se detallará un estudio paramétrico para determinar el efecto de la geometría del contactor y de los dispositivos internos en la eficacia de la operación física, previamente se hace necesario un estudio fluidodinámico con arena seca (que simula las condiciones de operación de la cámara de secado en operación continua y estado estacionario) para establecer los intervalos de los principales parámetros de diseño que garantizan alcanzar la operación estable y las condiciones más favorables para el manejo de arenas (buena turbulencia para favorecer la transferencia de masa y energía, buena distribución del flujo de gas y de sólido, etc...)

De los numerosos parámetros de diseño que pueden ser modificados en un contactor de spouted bed cónico con dispositivos internos, en la planta piloto diseñada, construida y empleada en esta Tesis algunos no pueden ser variados, ya que están limitados por el conexionado de equipamiento adicional (sondas, alimentador, rebosadero) o por la configuración de la estructura de soporte. Así, por ejemplo para los ensayos fluidodinámicos el ángulo de cono se mantendrá en todos los ensayos en el valor nominal del contactor descrito en el Apartado anterior (36°) por ser el más parecido al del equipo de secado ya construido ($\gamma=32^\circ$). Por otro lado aunque durante los ensayos se modificó la altura de lecho no se pretende la optimización de este parámetro, ya que en el estudio de secado se fijará en el valor que maximiza la capacidad del secadero asegurando una fluidización estable, es decir, 0.45 m, reservando 0.05 m de margen entre el lecho y el final de la zona cónica para permitir la expansión del lecho y que éste no invada la zona cilíndrica. Además dada la complejidad de fabricar, desmontar y montar el confinador de fuente, se seleccionó un valor fijo del diámetro de 0.2 m en base a estudios previos del grupo de investigación. El resto de los parámetros geométricos del sistema si se modificaron, es decir el diámetro del diafragma de entrada del gas, D_0 , los parámetros referidos al draft-tube (tipo de draft-tube, diámetro del dispositivo, D_T , abertura, A_0/A_T , entrada de sólido, L_H , y altura total, L_T), la longitud del confinador de fuente (L_{CF}) y la distancia entre el confinador y el lecho (H_{CF}).

En la Figura 3.4 se muestra la evolución con el caudal de gas de la pérdida de carga de un lecho de arena fina para los draft-tubes n° 3 y n° 9, ambos con la misma abertura y alturas y cuya única diferencia es el diámetro, 0.044 m y 0.054 m, respectivamente. En ambos casos se observa la curva característica del arranque de la fluidización para este tipo de régimen de contacto, donde la pérdida de carga aumenta hasta alcanzar un valor máximo para luego caer

bruscamente al romper el lecho y abrirse el canal central (spout). Este valor de la pérdida de carga se mantiene prácticamente constante mientras la velocidad de aire aumenta. Una vez alcanzado el máximo caudal que se desea ensayar, y tal y como se ha descrito en la Sección Experimental, se inicia la deceleración del lecho, y se observa que al disminuir la velocidad del aire, la pérdida de carga sigue aproximadamente la curva de aceleración hasta un punto donde el caudal no consigue mantener el movimiento de las partículas y el lecho colapsa.

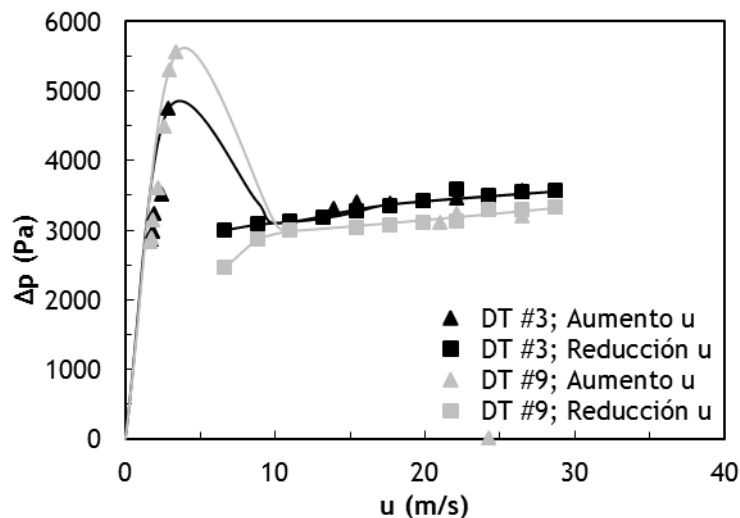


Figura 3.4. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos draft-tube con diferente diámetro. (arena fina, $H_0 = 0.25$ m; $D_0 = 0.04$ m, $\gamma = 36^\circ$).

Para el objeto de este estudio y dado que se verificó que ambos draft-tubes permiten la fluidización estable del lecho, se consideró óptimo el que ofrece la menor pérdida de carga en la operación estable, es decir, el draft-tube de mayor diámetro. Además, visualmente se constata que en ese caso hay más arena en movimiento, ya que al originarse un mayor diámetro en la zona de spout la cantidad de arena desplazada es mayor. Los ensayos con arena ultrafina ofrecieron idénticos resultados, por lo que se estableció como óptimo el $D_T = 0.054$ m.

Para estudiar el efecto del tamaño de la ventana o abertura lateral del draft-tube, en la Figura 3.5 se comparan los resultados obtenidos con arena fina y con los draft-tubes n° 8 y n° 9, en los que todos los parámetros son idénticos a excepción de la abertura, 60 y 43% respectivamente. Además, como en este caso existen diferencias entre los resultados de ambas arenas, en la Figura 3.6 se muestran también los resultados obtenidos para la arena ultrafina.

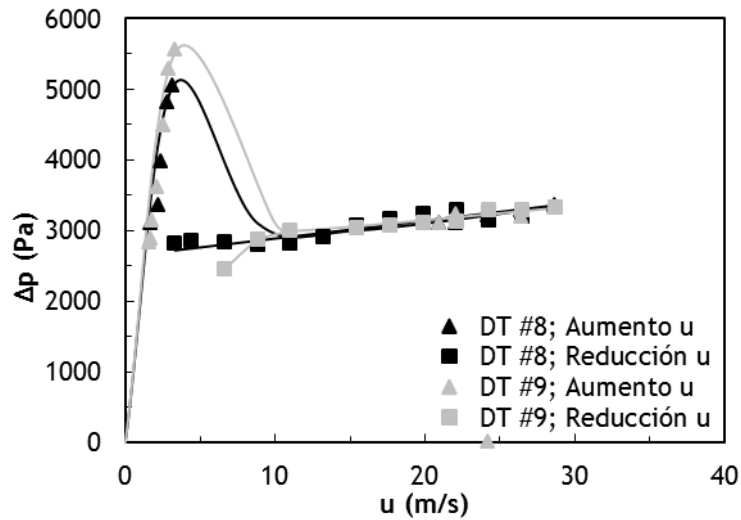


Figura 3.5. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos draft-tube con diferente abertura. (arena fina, $H_0=0.25$ m; $D_0=0.04$ m, $\gamma=36^\circ$).

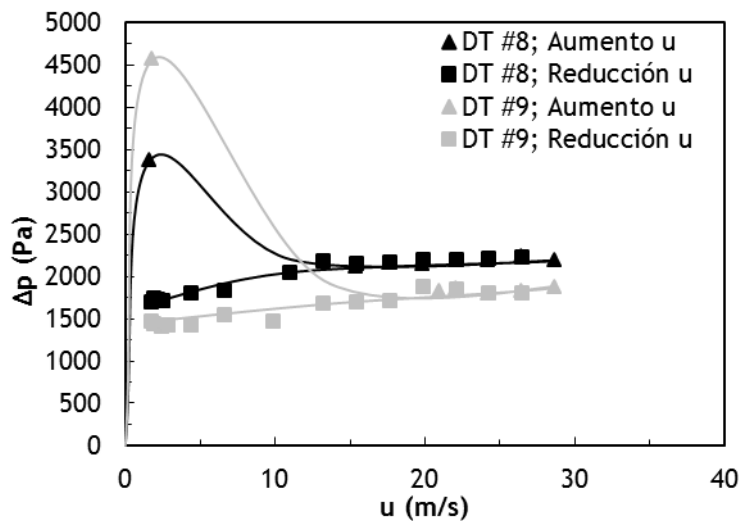


Figura 3.6. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos draft-tube con diferente abertura. (Arena ultrafina, $H_0=0.25$ m; $D_0=0.04$ m, $\gamma=36^\circ$).

Observando ambas figuras se puede ver que mientras con la arena fina la curva de evolución de la pérdida de carga con el caudal de gas obtenida con ambos draft-tubes es prácticamente idéntica, para la arena ultrafina el draft-

tube con una abertura del 43% ofrece una menor pérdida de carga de operación estable. Sin embargo la observación visual del lecho permitió comprobar que el draft-tube de 60% ofrecía a todas luces un mejor movimiento del lecho, ya que arena y aire entraban y salían libremente entre la zona anular y de spout. Por todo ello se decidió mantener ambas opciones para el diseño final de los draft-tubes que se emplearán en la fase de secado.

Aunque en base a la experiencia previa se estimaba que los draft-tubes con abertura lateral serían más adecuados para el secado debido a que permiten un mayor contacto entre el aire y el sólido en la zona anular^[283], en esta fase previa y enfocada a la caracterización hidrodinámica se decidió incluir en el estudio los draft-tubes sólidos. En este tipo de dispositivos internos son tres los parámetros que pueden ser optimizados: La altura de la entrada de sólidos al draft-tube, L_H , la altura total del draft-tube, L_T , y el diámetro del dispositivo, D_T . En la Figura 3.7 se observa el efecto de L_H , ya que se han representado los resultados de evolución de la pérdida de carga con el caudal de gas con arena fina y los draft-tubes n° 10 y n° 11, que tienen los mismos parámetros de diseño salvo L_H , 0.07 y 0.15 m, respectivamente.

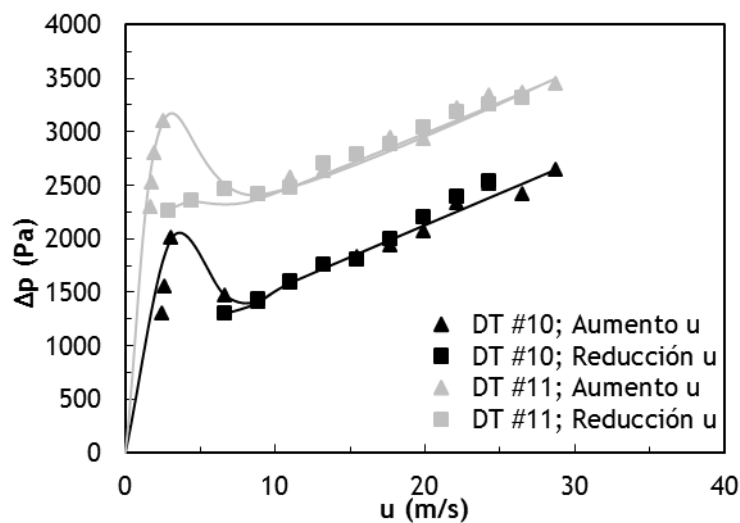


Figura 3.7. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos draft-tube con diferente entrada de sólidos. (arena fina, $H_0 = 0.20$ m; $D_0 = 0.04$ m, $\gamma = 36^\circ$).

Los resultados obtenidos muestran una menor pérdida de carga con el draft-tube n° 10, pero en la comprobación visual del estado del lecho se observa que el movimiento del sólido es más lento en este caso debido a la menor

cantidad de arena que puede acceder al spout. Por ello para este parámetro se opta por un valor intermedio que ofrezca la mejor relación de pérdida de carga y movimiento de sólido, fijando su valor en 0.10 m. Esta altura de entrada, en la que se consigue una abertura de entorno a un 85% en esa zona (ya que el resto está ocupado por las patas que fijan el draft-tube a la base del contacto), se estableció como óptima tanto para los draft-tubes sólidos como para los de abertura lateral, que hasta ahora mantenían su abertura nominal a lo largo de todo el dispositivo.

En los ensayos realizados con draft-tubes sólidos la forma de la curva difiere ligeramente de lo observado en ensayos sin draft-tube o con draft-tube con abertura lateral, ya que se aprecia una marcada tendencia ascendente en la pérdida de carga al aumentar la velocidad del aire. Este fenómeno se observa en la mayoría de los experimentos realizados con draft-tubes sólidos a partir de 0.2 m de altura de lecho. Para entenderlo se debe tener en cuenta que la pared del draft-tube restringe la aportación de gas desde el spout a la zona anular, por lo que la mayoría del caudal atraviesa el lecho por el chorro central y para salir del confinador debe cruzar la cortina de sólidos, que aumenta con la velocidad del gas y que supone una pérdida de carga adicional. Además, este tipo de draft-tube limita en gran medida el acceso de las partículas de sólido al spout a lo largo de la interfase spout/zona anular y obliga a todas ellas a trazar trayectorias completas descendiendo hasta la base del lecho para incorporarse nuevamente al spout, por lo que la velocidad de descenso de las partículas en la zona anular se reduce considerablemente, hasta el punto que el lecho parece estancado. Por tanto, aunque desde un punto de vista operativo parezca atractiva la menor pérdida de carga que generan este tipo de dispositivos, es preferible optar por los draft-tubes con abertura lateral que mejoran en gran medida la deseada vigorosidad del contacto entre el gas y el sólido y que resulta crucial para el éxito de la operación de secado.

Con objeto de estudiar y optimizar la altura total del draft-tube (L_T), que es otro de los parámetros que deben ser considerados en el diseño de los de tipo sólido, en la Figura 3.8 se ha representado la evolución de la pérdida de carga con el caudal de gas para los draft-tubes sólidos nº 11 y nº 12, con una altura total de 0.22 m y 0.27 m, respectivamente. Observando los resultados, se concluye que la mayor longitud del draft-tube sólido resulta beneficiosa para el proceso desde el punto de vista de la pérdida de carga, y en este caso se debe tener en cuenta que ambos draft-tubes sobresalen del lecho, por lo que el beneficio no es atribuible a que el segundo soporte más peso del lecho y por tanto menos pérdida de carga soporta el fluido al atravesar el lecho por el spout. Los resultados indican que existe un beneficio al ampliar la zona del draft-tube

por encima del lecho, por lo que se fija la longitud de los draft-tubes sólidos en un valor igual a la altura total del cono (0.50 m), obteniendo así un tramo fuera del lecho de 0.05 m cuando se opera a máxima capacidad. Además se establece esta longitud óptima también para los draft-tubes con abertura lateral, aunque en este caso cualquier otra longitud también sería válida, ya que el tramo que sobresale del lecho apenas tiene efecto en la pérdida de carga cuando se opera con los draft-tubes abiertos. Esto es debido a que cuando el tubo tiene aberturas laterales no impide la formación de la fuente en la superficie del lecho, mientras que en los tubos cerrados la prolongación del tubo central hace que la fuente no aparezca hasta el final del dispositivo, que puede estar muy por encima de la superficie del lecho. Esto puede apreciarse claramente cuando la fuente está muy definida y se genera a poca distancia del lecho, como ocurre en trabajos realizados por el grupo de investigación con perlas de vidrio^[218,288].

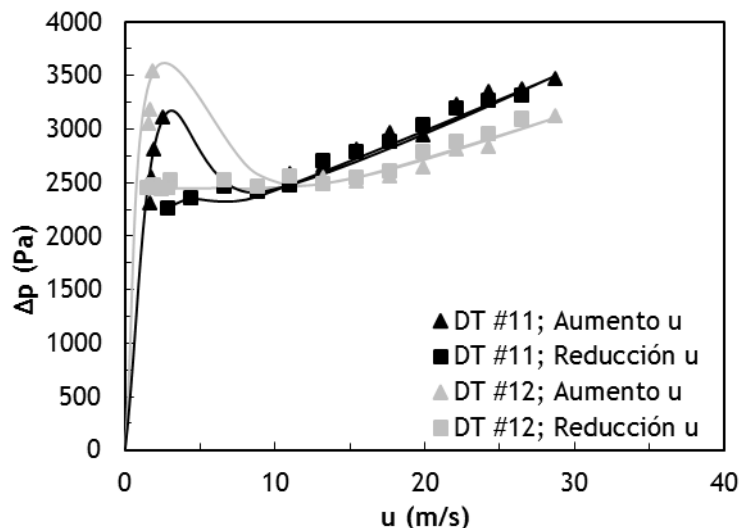


Figura 3.8. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos draft-tube de diferente altura total. (arena fina, $H_0=0.20$ m; $D_0=0.04$ m, $\gamma=36^\circ$).

Para terminar con los parámetros de diseño de los draft-tubes sólidos, en la Figura 3.9 se muestra la comparativa de los resultados obtenidos con los draft-tubes nº 12 y nº 14, en los que el único parámetro diferente es el diámetro del tubo, 0.042 m y 0.053 m, respectivamente. Al igual que lo comentado anteriormente para los draft-tubes abiertos, los resultados ponen de manifiesto que un diámetro de draft-tube más grande beneficia el proceso, hasta tal punto que la pérdida de carga generada con el draft-tube nº 14 con un altura de lecho de 0.25 m es similar a la obtenida con el nº 12 en el ensayo con 0.20 m de lecho.

Como conclusión de este trabajo fluidodinámico preliminar, se decide diseñar y fabricar tres draft-tubes para los ensayos de secado que comparten longitud ($L_T=0.50$ m), altura de entrada de sólidos ($L_H=0.1$ m) y diámetro interior ($D_T=0.054$ m) pero que difieren en la abertura: 60%, 40% y 0 (draft-tube sólido).

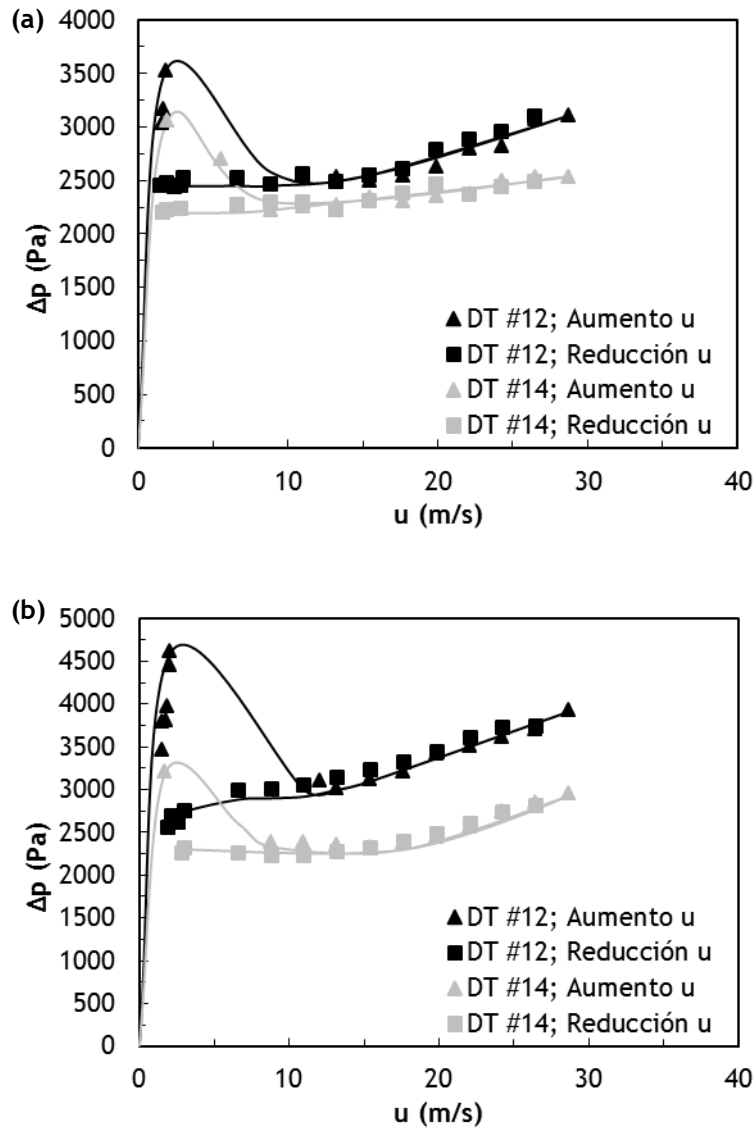


Figura 3.9. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos draft-tube sólidos de diferente diámetro y para (a) $H_0=0.20$ m y (b) $H_0=0.25$ m (arena fina, $D_0=0.04$ m, $\gamma=36^\circ$).

Finalmente, con el objeto de elegir la mejor opción para el diámetro de entrada del contactor se han realizado ensayos con los dos tipos de draft-tube empleados en esta Tesis (abierto y cerrado, Figuras 3.10 y 3.11, respectivamente). De ese modo se puede comprobar que en ambos casos una reducción en el diámetro de entrada permite reducir la pérdida de carga del lecho en operación estable. Sin embargo la verificación visual de la calidad de la fluidización permite comprobar que el uso de un diafragma más grande favorece el movimiento de una cantidad superior de arena en la zona de entrada, produciendo un movimiento más vigoroso de todo el lecho y minimizando la cantidad de arena estancada debido a la diferencia entre el D_i y el D_0 . Por lo tanto, teniendo en cuenta que las diferencias de presión no son especialmente significativas se da prioridad a la mejora del movimiento del sólido y se establece un $D_0 = 0.05$ m valor para los ensayos de secado.

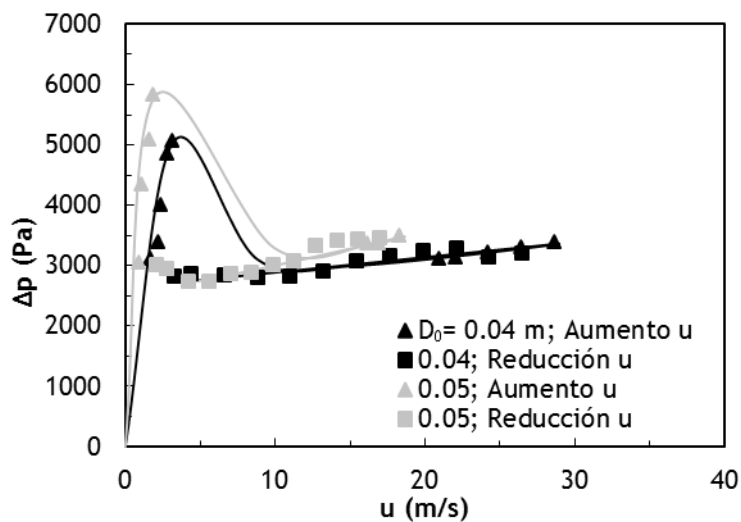


Figura 3.10. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos diámetros de entrada diferentes. (arena fina, $H_0 = 0.25$ m, DT N°8, $\gamma = 36^\circ$).

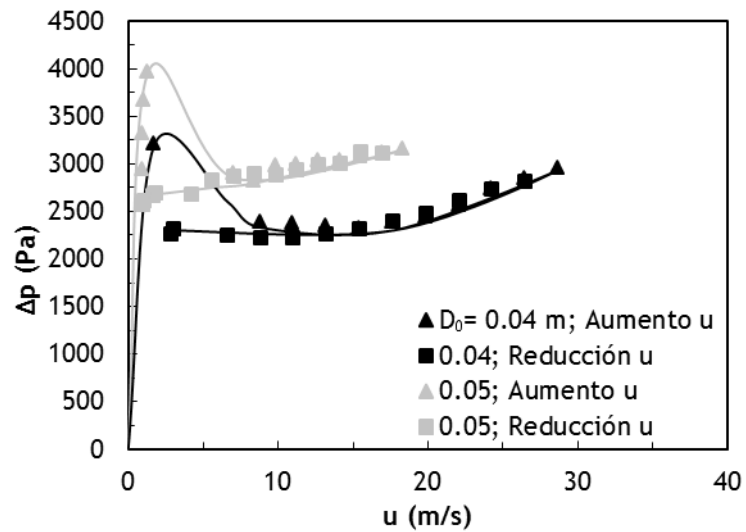


Figura 3.11. Evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad de aire a la entrada del contactor para dos diámetros de entrada diferentes (arena fina, $H_0 = 0.25$ m, DT N°14, $\gamma = 36^\circ$).

3.2 Fluidodinámica del material húmedo

En un trabajo anterior del grupo de investigación, Alzibar y cols.^[283] demostraron la viabilidad de la tecnología de spouted bed aplicada al secado de este tipo de materiales, al comprobar que se puede añadir a un lecho de arena seca una cantidad no despreciable de arena húmeda que se distribuye rápidamente de forma homogénea sin alterar sustancialmente el movimiento cíclico de las partículas característico de este tipo de lechos y sin generar en el sistema síntomas de inestabilidad. Con todo hasta la fecha no se ha llevado a cabo ningún estudio para caracterizar la fluidización de lechos húmedos así como la de lechos secos a los que se incorpora arena húmeda en distintas proporciones. Para ello en esta Tesis se realizaron ensayos en el mismo contactor transparente de PMMA utilizado en el estudio de fluidodinámica con material seco.

En los ensayos en los que se parte de un lecho humedecido externamente antes de ser introducido al contactor se pudo comprobar que con una humedad superior al 2% b.s. no es posible una fluidización apropiada en la que se alcancen las características propias del movimiento del gas y del sólido en lechos de este tipo. Debido a las fuerzas de cohesión interparticulares, los granos de arena se mantienen unidos formando un bloque compacto y el aire crea un orificio o cavidad tubular que atraviesa el lecho y que se convierte en el camino preferencial del gas e impidiendo una buena circulación del sólido (Figura 3.12). Cuando se trabaja con un lecho con un contenido de humedad del 2% b.s., aunque en los primeros segundos se aprecian algunos síntomas de inestabilidad el lecho tiende rápidamente a alcanzar las condiciones características de flujo de gas y de sólido de los spouted beds, y por debajo de este valor se ha comprobado que el funcionamiento de la planta es idéntico al que se alcanza con un lecho totalmente seco. En base a esta observación se establece el 2% b.s. como el valor límite para los ensayos de secado en discontinuo y en continuo que se describirán en los Apartados siguientes.

En los ensayos en los que se parte de un lecho seco y se añade arena húmeda sobre el primero, cuando la humedad de la mezcla resultante es superior al 2% b.s. establecido en el párrafo anterior, el resultado final es el mismo, es decir, lecho estático con cavidad tubular por el que atraviesa el aire, Figura 3.13, aunque el proceso para llegar a esta situación es distinto, ya que mientras en los ensayos en los que se parte directamente de arena húmeda no se llega a mover el lecho, partiendo de arena seca se da inicialmente un proceso de mezclado con claros síntomas de inestabilidad que deriva en el colapso del lecho y la formación del canal preferencial del gas.



Figura 3.12. Imagen de la cavidad abierta al quedarse la arena húmeda pegada en las paredes del contactor ($x_L = 10\%$ b.s.).

Como se observa, el lecho inicialmente estático (a) tiene una capa inferior de arena seca y una capa superior de arena húmeda que impide el movimiento del conjunto, por lo que se genera una pérdida de carga mucho mayor que la convencional para la ruptura del lecho. Cuando se alcanza la presión necesaria en la base del contactor el lecho sufre una primera ruptura (b) y vuelve a un lecho estanco con la arena parcialmente mezclada (c). Al aumentar más el caudal, el lecho sufre una segunda ruptura y se aprecia claramente su expansión (d). Parte de la arena húmeda se queda adherida a las paredes y el lecho aparece bastante mezclado aunque sin ser completamente homogéneo, y se observan los primeros indicios de la formación de la cavidad tubular, (e). Las partículas secas de la zona inferior ascienden por el spout y se posan encima de las capas húmedas superiores, sin que haya una circulación descendente de la zona anular, por lo que finalmente se forma una vía preferencial que impide el buen contacto entre el aire y el lecho (f). Este proceso ocurre únicamente cuando la mezcla resultante entre el lecho seco y arena húmeda introducida tiene una humedad superior al 2 % b.s. De hecho en un ensayo realizado con una humedad del lecho tras la mezcla de 2.21% b.s. se repiten los pasos (a)-(c), pero tras la segunda ruptura se produce un movimiento similar al logrado con arena seca. En un ensayo realizado con una humedad del lecho tras la mezcla del 1.20% b.s. el contactor consigue realizar una buena homogeneización tras la primera ruptura de lecho y se logra una fluidización similar a la obtenida con lecho seco.

Se concluye por tanto que una humedad superior al 2% b.s. en el lecho genera graves problemas que dificultan su fluidización debido a que se impide su circulación descendente por la zona anular. Este valor no representa de hecho una limitación para la utilización de la tecnología de spouted bed aplicada al

secado de áridos, ya que coincide con los requerimientos mínimos de secado habituales en la industria para este tipo de materiales.

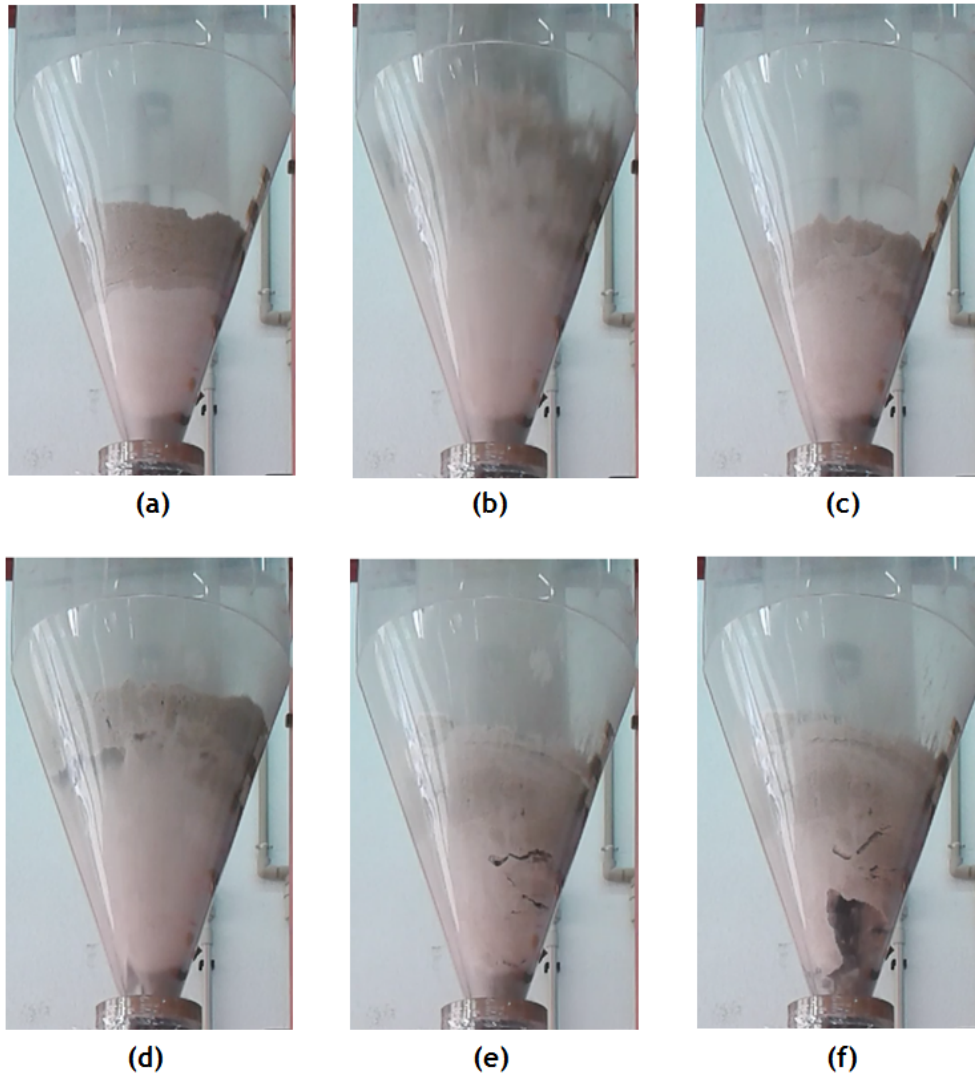


Figura 3.13. Proceso de creación de la vía preferencial partiendo de un lecho con arena seca y arena húmeda al 15% en b.s. sin mezclar (5.0 kg arena seca, 2.5 kg de arena húmeda)



**ELUTRIACIÓN,
ATRICIÓN Y
SEGREGACIÓN**

4 ELUTRIACIÓN, ATRICIÓN Y SEGREGACIÓN

Para un buen diseño del equipo en la operación en continuo es fundamental predecir el comportamiento del lecho en cada momento, lo que requiere prever la evolución con el tiempo de las propiedades físicas del lecho. Efectivamente se debe determinar el efecto de la elutriación o arrastre de partículas para estimar las pérdidas de masa, se requiere aclarar si las partículas sufren algún tipo de desgaste que derive en una variación significativa de la distribución de tamaños de partícula del lecho, y por ende de las propiedades fluidodinámicas del mismo, y, sobre todo, se hace necesario establecer si la geometría del contactor y las condiciones del proceso provocan segregación de partículas por tamaño en el lecho, lo que condicionaría la ubicación de los sistemas de descarga del lecho. Comprender, prever y a ser posible controlar estos fenómenos conducirá a una mejora sustancial en el control del proceso.

La elutriación genera pérdida de masa en lecho debido al arrastre de sólido por la corriente de gas que atraviesa el lecho. La mayor parte de estas partículas se pueden recuperar mediante sistemas de retención (como filtros de mangas o ciclones) y pueden alimentarse nuevamente a la cámara de secado, pero para garantizar un diseño eficiente de este tipo de sistemas y evitar una reducción paulatina de la masa de lecho por pérdidas al ambiente se requiere una buena caracterización de la elutriación.

Para ello se han realizado ensayos en discontinuo en condiciones de operación equivalentes pero operando sin y con el nuevo confinador de fuente propuesto en esta Tesis. En los primeros se observó que en tiempos realmente cortos (inferiores a 5 minutos en todos los casos) un 90% de la masa inicial del lecho trabajando con arena fina y un 100% utilizando arena ultrafina era arrastrada por el aire. Estos resultados ponen de manifiesto la necesidad de incorporar mejoras en el diseño del equipo para evitar en el interior de la cámara de secado el arrastre de partículas, ya que si se opta por usar sistemas de retención externos y realimentar las partículas recuperadas al proceso, el dimensionado de estos equipos auxiliares sería demasiado exigente.

La propuesta del confinador de fuente, basada en algunos trabajos previos del grupo de investigación de la UPV/EHU, resuelve de manera sencilla y económica este problema, ya que con el nuevo dispositivo en esos primeros 5 minutos el arrastre se reduce a menos de un 5% de la masa inicial trabajando con arena fina, y menos de un 20% de la masa inicial trabajando con arena ultrafina.

ELUTRIACIÓN, ATRICIÓN Y SEGREGACIÓN

Es conocido que la atrición puede ser un fenómeno notable en los lechos en surtidor debido a la elevada velocidad del gas y por tanto de las partículas arrastradas por éste en la entrada del contactor, a los golpes de unas partículas con otras y con las paredes del draft-tube en el ascenso por el spout central y en la distribución de las partículas en la fuente y en su deposición sobre la superficie del lecho, y en menor medida por el rozamiento de unas partículas con otras en el descenso por la zona anular^[168,275]. La atrición provoca en la partícula una rotura parcial de pequeños fragmentos, que contribuyen a las pérdidas de material por elutriación, y además aumenta la esfericidad debido a la erosión de la superficie exterior, lo que puede llegar a provocar cambios significativos en el comportamiento fluidodinámico del lecho. Este fenómeno no resulta especialmente grave en el caso de los materiales empleados en este Trabajo, ya que las arenas seleccionadas no están sujetas a especificaciones rigurosas de tamaño de partícula, pero conviene tenerlo en cuenta para establecer su influencia sobre las pérdidas de lecho por elutriación.

Por otro lado la segregación, que puede ser un fenómeno indeseable en unos casos o atractivo en otros, en función de las condiciones de operación y del objetivo del proceso, es en este caso un fenómeno a evitar, ya que se traduce en la ubicación preferente de las partículas en zonas determinadas del lecho en función de su tamaño^[152,158,259]. En un proceso como el perseguido en esta Tesis, este fenómeno puede provocar que la distribución de tamaños de partícula del producto de salida sea diferente a la de la alimentación si no se ajusta y se optimiza la colocación del punto de salida del sólido.

El alcance de estos tres fenómenos, elutriación, atrición y segregación, depende en gran medida de las propiedades de las partículas que conforman el lecho, y debe ser verificado para cada sólido que se desea alimentar a la cámara de secado. Por esta razón uno de los retos planteados en esta Tesis consistió en desarrollar una metodología experimental que permita establecer su alcance de forma rápida, económica, fiable y reproducible.

Para ello se desarrolló la metodología descrita en el Apartado 3 de esta memoria, basada en el empleo de colorantes alimentarios y técnicas granulométricas, que se ha puesto en marcha y se ha empleado con éxito en esta Tesis. El estudio se ha centrado exclusivamente en la arena fina, ya que es la que presenta una mayor predisposición a sufrir atrición y segregación debido a la forma angulosa de sus partículas y a la amplia distribución de tamaños de partícula.

ELUTRIACIÓN, ATRICIÓN Y SEGREGACIÓN

En la Tabla 4.1 se muestran de forma resumida los resultados de los ensayos realizados para establecer el alcance de la atrición y el origen de la elutriación, es decir, si las partículas arrastradas que abandonan la cámara de secado están presentes en la alimentación originalmente o si provienen de fragmentos de alguna de las fracciones que la conforman.

Tabla 4.1. Distribución granulométrica de la arena del contactor y la recogida en el filtro tras un ensayo de atrición/elutriación.

Diámetro de partícula (m·10 ⁶)	Masa inicial (kg)	Masa final en el contactor (kg)	Variación en el contactor (%)	Masa recogida en el filtro (kg)	Variación total (%)
0-100	0.221	0.087	- 60.6	0.134	0
100 - 200	1.167	1.114	- 4.6	0.257	+ 17.4
200 - 300	1.422	1.444	+ 1.5	0.013	+ 2.4
300 - 500	1.565	1.258	- 19.6	<0.001	- 19.6
500-800	0.713	0.603	- 15.3	<0.001	- 15.3
Total	5.088	4.507	-11.4	0.404	- 3.5

La variación total de la masa en el contactor es de 0.58 kg, lo que equivale a una pérdida de 11.4%, atribuible a la elutriación de finos, fundamentalmente menores a 200 μm . Se concluye que el confinador reduce notablemente el arrastre, y además demuestra ser efectivo con todos los intervalos de diámetros de partícula, ya que en el lecho se encuentran de todos los tamaños y ni siquiera las más finas han sido arrastradas en su totalidad. En relación con la masa de partículas recogidas en el filtro se observa que la gran mayoría tiene un diámetro inferior a 200 μm (96,7%), y comparando estos valores con los del lecho inicial se aprecia que la fracción más pequeña es la más afectada por la elutriación, ya que mientras las partículas menores a 100 μm recogidas en el filtro son un 60% de las iniciales, las partículas entre 100 y 200 μm recogidas en el filtro representan sólo un 22%.

Por otro lado, observado la masa final de cada fracción en el contactor se aprecia una reducción de la masa correspondiente a las partículas mayores a 300 μm (19,6% en las partículas entre 300 y 500 μm y 15,3% en las del intervalo 500-800 μm), atribuible a la atrición y no a la elutriación, ya que esta pérdida no se recupera en el filtro con ese intervalo de partículas, y si provoca sin embargo que la variación total de las fracciones intermedias (100-200 y 200-300 μm respectivamente) sea positiva. Para explicar que sea la fracción 300-500 μm la

ELUTRIACIÓN, ATRICIÓN Y SEGREGACIÓN

más afectada por la atrición se debe tener en cuenta que las partículas de ese tamaño son lo suficientemente pequeñas para ser lanzadas a gran velocidad y lo suficientemente grandes para causar su propia ruptura.

Conviene señalar que en la fracción 100-200 μm se aprecia una confluencia de los dos fenómenos estudiados. Por un lado las partículas de este tamaño son arrastradas por el aire y recogidas en el filtro (es la fracción más abundante, casi dos tercios de toda la masa recogida en el filtro), pero la disminución en el lecho de este tipo de partículas no es tan apreciable, y en conjunto esta fracción tiene un aumento del 17.4% respecto a la masa inicial (0.204 kg), debido fundamentalmente a la atrición de las partículas de mayor tamaño que al romperse dan preferentemente partículas de ese intervalo.

También es reseñable que las partículas de la fracción 200-300 μm muestran una gran estabilidad, ya que la masa elutriada es muy pequeña y la variación tanto en el contactor como en el total también, (1.5% y un 2.4 % respectivamente). Viendo únicamente estos resultados se podría concluir erróneamente que la ligera ganancia de masa se debe a la atrición de las partículas más grandes, pero como se verá a continuación, los resultados obtenidos con coloración de las partículas demuestran que todas las fracciones sufre atrición, por lo que ese resultado es el balance de la ganancia de masa por atrición de partículas grandes y la pérdida de masa por la atrición de las partículas de ese tamaño.

La gran pérdida de masa que sufren las partículas grandes (de más de 300 μm), junto con el aumento de la masa de las partículas de tamaño medio sugiere que la atrición de las primeras contribuye al aumento de masa de las segundas. Este hecho ha sido probado mediante coloración de las partículas. Efectivamente, al observar al microscopio óptico las muestras recogidas en el lecho y en el filtro y separadas en fracciones por tamizado, se ha comprobado que en cada fracción aparecen partículas de todos los colores empleados para las fracciones superiores (Figura 4.1). Así en la fracción de 300 a 500 μm (color verde) aparecen partículas rojas (originalmente mayores de 500 μm), en la fracción de 200 a 300 μm (color gris) aparecen partículas rojas y verdes, y así con el resto de fracciones. Esto indica que todas las fracciones han sufrido atrición en mayor o menor medida y que la forma de atrición más importante fue la ruptura de partículas. Si las partículas sólo se hubiesen desgastado o redondeado, en cada fracción únicamente se habrían encontrado partículas del color asignado a la fracción inmediatamente superior.

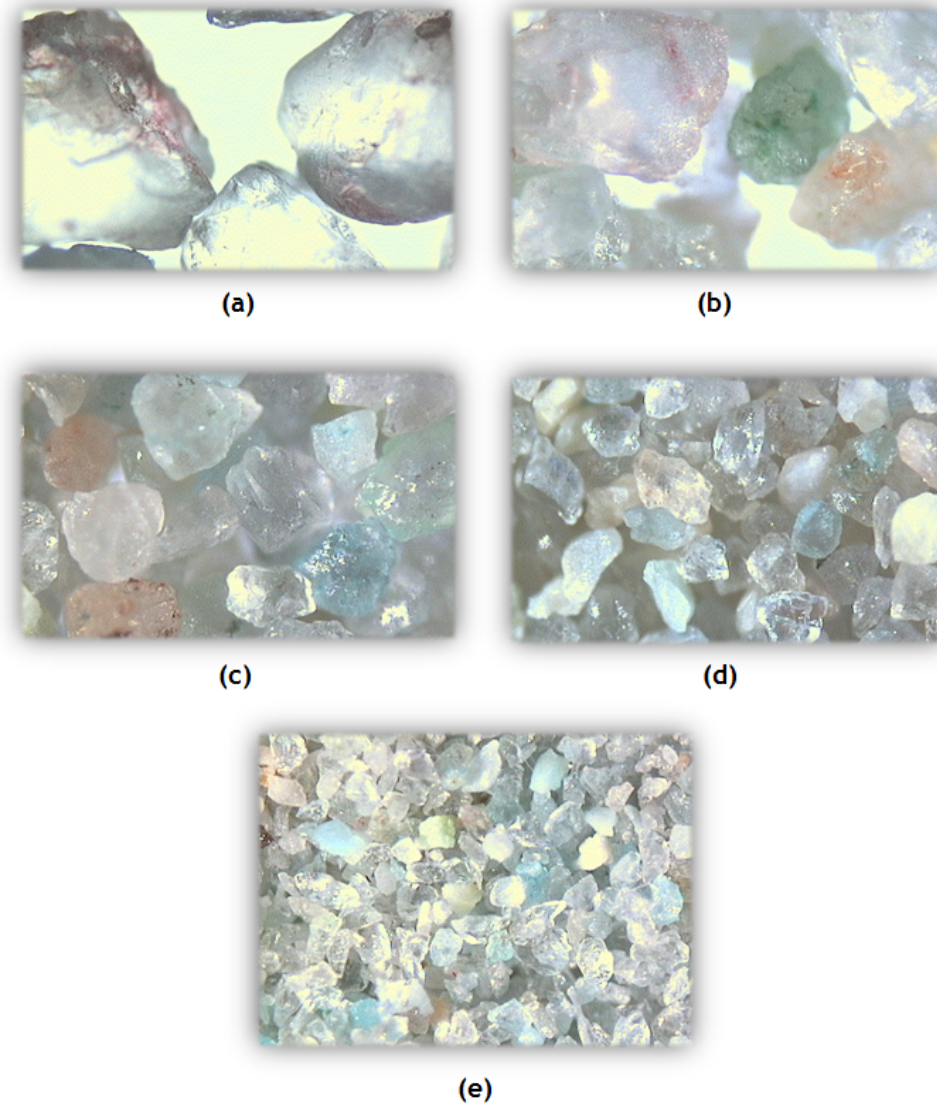


Figura 4.1. Imágenes tomadas con el microscopio óptico (40X) de las fracciones de arena tras el ensayo: (a) 500-800 μm , (b) 500-300 μm , (c) 300-200 μm , (d) 200-100 μm y (e) 0 -100 μm .

La coloración de la arena también ha servido para hacer un análisis visual de la segregación. En la Figura 4.2a se aprecia a simple vista que a lo largo de la pared el lecho el mezclado es aceptable, ya que no se acumulan a ninguna altura partículas de un solo intervalo. Sin embargo, en la Figura 4.2b se aprecia que las partículas más pequeñas, de color azul, se encuentran en la zona más cercana a

ELUTRIACIÓN, ATRICIÓN Y SEGREGACIÓN

la pared, lo que indica una cierta tendencia a la segregación radial. Esta forma de segregación es atribuible a las características del flujo del gas y del sólido en los spouted beds cónicos, ya que al llegar a la fuente, las partículas más pesadas se depositan antes sobre la superficie del lecho, y las más pequeñas describen trayectorias más largas depositándose en la zona exterior de la superficie del lecho.

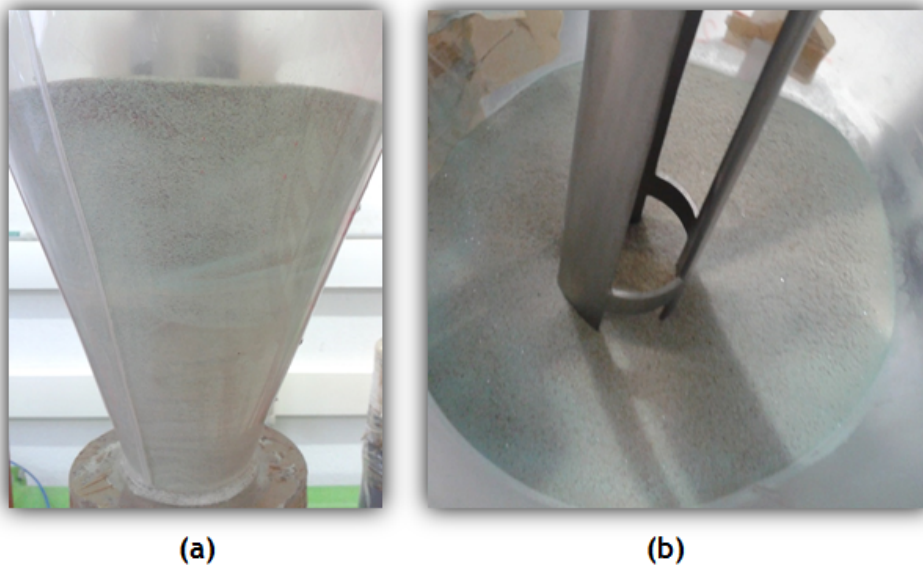


Figura 4.2. Imagen de (a) la pared y (b) la superficie del lecho tras el experimento de atrición/elutriación.

Se procedió a un análisis más exhaustivo de la segregación tomando muestras en diferentes puntos del lecho. Los resultados mostrados en la Figura 4.3 ponen de manifiesto que en las condiciones experimentales seleccionadas ($\gamma=36^\circ$, $u/u_{ms}=2$, $H_0=0.25$ m, $D_0=0.05$ m, $D_T=0.054$ m, $A_0/A_T=60\%$) el lecho no sufre en general una segregación severa, aunque se aprecian claros indicios de segregación, especialmente en algunas zonas periféricas. Efectivamente a media altura y en la zona central de la superficie la granulometría de las muestras tomadas es muy similar a la original (muestras $Z=0.25$ m, $r=0.00$ m; $Z=0.25$ m, $r=0.05$ m; $Z=0.12$ m, $r=0.00$ m y $Z=0.12$ m, $r=0.07$ m), mientras que las muestras del fondo del lecho ($Z=0.00$ m, $r=0.00$ m) y de la periferia de la superficie ($Z=0.25$ m, $r=0.11$ m) muestran una granulometría sensiblemente diferente a la original, especialmente en la fracción correspondiente a las partículas menores a $200 \mu\text{m}$. Esto hace pensar que las partículas más finas se acumulan en la zona de la superficie donde el confinador de fuente menos influencia tiene y que al

descender por la pared y huecos interparticulares y cuando llegan al fondo del lecho presumiblemente se queden acumuladas en la pequeña zona estanca generada por la diferencia entre el D_i y el D_0 . Esta conclusión está avalada por la evidencia experimental de que las zonas donde la distribución granulométrica es más similar a la original son las de mayor influencia del confinador de fuente en altura (mitad superior) y en radio ($r < 0.10$ m).

En base a estos resultados experimentales se ha representado los perfiles radiales (en la superficie del lecho) y axiales de la concentración de las diferentes fracciones, Figuras 4.4 y 4.5 respectivamente. Como puede observarse hay una clara tendencia de aumento de la concentración de partículas finas al aumentar el radio, siendo la tendencia más pronunciada al salir de la zona de influencia del confinador de fuente ($r = 0.11$ m). De igual manera el perfil axial muestra que en la zona media y superior no se aprecian variaciones reseñables de la distribución de tamaño de partícula, mientras que en el fondo hay una evidente concentración de partículas finas.

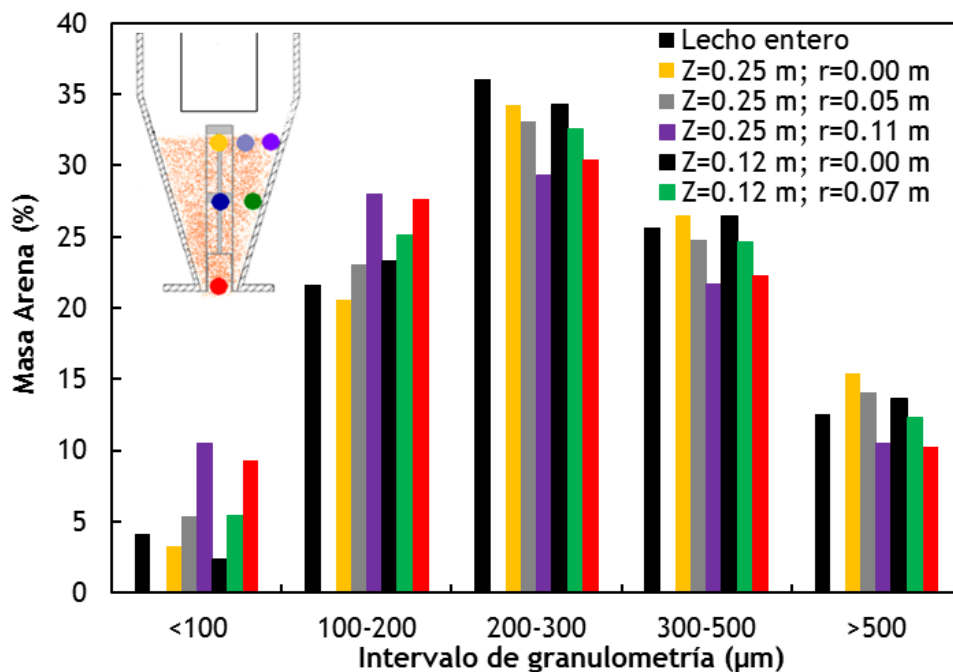


Figura 4.3. Distribución de tamaños de partícula en las seis muestras tomadas en diferentes puntos del lecho.

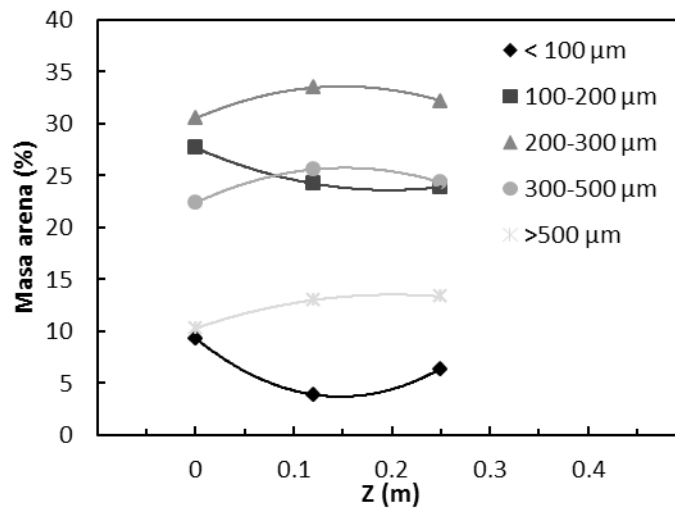


Figura 4.4. Perfil radial de la distribución de tamaños de partícula en la superficie del lecho.

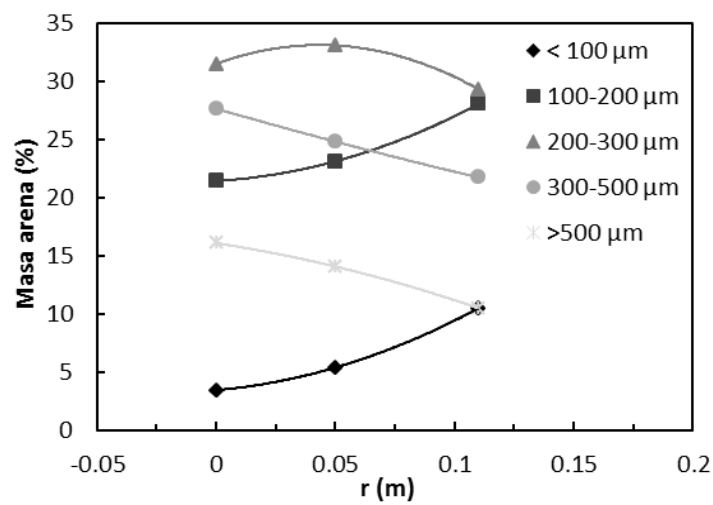


Figura 4.5. Perfil axial de la distribución de tamaños de partícula.

Para cuantificar el nivel de segregación se ha determinado el índice de mezcla de acuerdo a la propuesta de San José y cols.^[152]. Este parámetro se ha establecido tanto para el lecho en general como para diferentes posiciones axiales (Tabla 4.2).

Tabla 4.2. Índices de mezcla calculados para el lecho entero y en diferentes posiciones axiales.

Zona	Índice de Mezcla
M_u	1.01
$M_{(z=0.00\text{ m})}$	0.95
$M_{(z=0.12\text{ m})}$	0.99
$M_{(z=0.25\text{ m})}$	1.03

Estos resultados muestran que el lecho muestra un índice bastante bueno comparado con resultados de la Bibliografía^[152,289] y que la zona con mejor y peor mezclado son la intermedia y el fondo, respectivamente.



SECADO EN DISCONTINUO

5 SECADO EN DISCONTINUO

El trabajo experimental descrito en los capítulos anteriores permitió alcanzar un nivel de conocimiento óptimo del movimiento del sólido seco y reducir las variables de diseño que se deben optimizar para la operación de secado de este tipo de arenas finas y ultrafinas como las empleadas en esta Tesis, concluyéndose que son tres los parámetros que habrán de ser estudiados: Draft-tube, longitud del confinador de fuente y distancia entre éste y el lecho. Por esta razón el siguiente paso lógico en el desarrollo de este Trabajo consistió en realizar un estudio de secado en discontinuo, con el objetivo fundamental de avanzar en el conocimiento del funcionamiento del equipo en el proceso de secado y optimizar los parámetros mencionados de cara a abordar la última etapa del proyecto y que garantiza la consecución del objetivo principal del mismo, es decir, el secado en continuo de las arenas.

El estudio de secado en discontinuo se ha dividido en dos partes bien diferenciadas. En la primera se aborda el estudio del efecto de los parámetros termodinámicos: cantidad de arena húmeda (expresada como la relación entre arena húmeda alimentada y arena seca en el lecho), caudal de gas (expresado como u/u_{ms}) y temperatura. Se empleó la configuración óptima del contactor obtenida en el estudio fluidodinámico. En la segunda fase del estudio se abordó la optimización de los parámetros de diseño mencionados, trabajando ya no con material seco como en el estudio fluidodinámico descrito en el Capítulo 4, sino en condiciones reales de secado.

Los resultados experimentales de la primera fase sirvieron además como base para abordar el diseño, construcción y puesta a punto de un modelo de secado cuya descripción se incluye en este Capítulo, y que si bien no ha quedado plenamente desarrollado, ha mostrado la posibilidad de seguir avanzando en este línea para futuros trabajos.

5.1 Estudio paramétrico termodinámico

Como paso previo a este estudio se realizaron unos ensayos preliminares encaminados a determinar el comportamiento de las dos arenas empleadas en esta Tesis (fina y ultrafina) en el proceso de secado en spouted bed cónico. Para ello se realizaron experimentos en las mismas condiciones tanto termodinámicas como de diseño, mostrándose a modo de ejemplo representativo de estos ensayos los resultados correspondientes al realizado a 30 °C con un caudal de aire de 50 Nm³/h, H₀= 0.45 m, A₀/A_T= 60%, H_{CF}= 0.1 m y L_{CF}= 0.9 m, Figura 5.1. Se observa que ambas arenas tienen una tendencia similar: Inicialmente se observa la característica etapa de secado a velocidad constante, que se convierte en una línea descendente debido al enfriamiento del equipo. En la Bibliografía esta etapa se asocia con la eliminación del agua mientras ésta es capaz de cubrir completamente la partícula, y la velocidad permanece constante porque está limitada por el área de transferencia de materia. Se prolonga mientras las partículas de arena están completamente cubiertas de agua, y su final viene marcado por una disminución progresiva de la velocidad de secado. Esta segunda etapa se asocia a la disminución del área de transferencia de materia, ya que el agua no es capaz de cubrir toda la partícula y comienzan a aparecer zonas secas en la superficie exterior de la misma. Una de las mayores diferencias observadas en el comportamiento de ambas arenas es precisamente el momento en el que empieza esta segunda etapa, ya que como se observa en la Figura 5.1 en la arena ultrafina esta transición ocurre en torno a los 500 s, mientras que con la arena fina el tramo de velocidad constante se prolonga hasta los 750 s. Otra de las diferencias que se observan en el comportamiento de ambos materiales es que la pendiente de la curva de descenso de la segunda etapa es más pronunciada en la arena fina que en la ultrafina. Estas diferencias son atribuibles a las propiedades superficiales de ambos materiales, ya que la arena ultrafina es más porosa que la arena fina y por lo tanto esta última contendrá la humedad mayoritariamente en su superficie permitiendo un secado más rápido. Este comportamiento se verificó también en un estudio realizado en lecho fluidizado^[281], en el que se comprobó que el proceso de secado de la arena ultrafina es algo más lento que el de la arena de mayor tamaño.

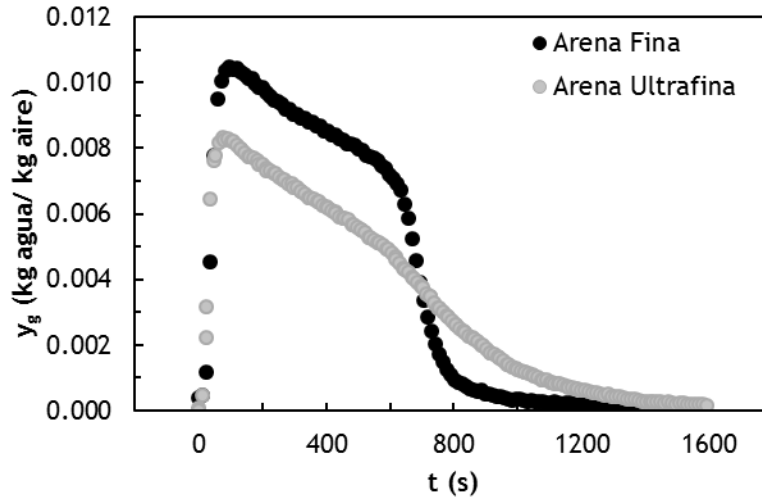


Figura 5.1 Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para ambas arenas. $T=30\text{ }^{\circ}\text{C}$, $Q=50\text{ Nm}^3/\text{h}$, $H_0=0.45\text{ m}$, $A_0/A_T=60\%$, $H_{CF}=0.1\text{ m}$, $L_{CF}=0.9\text{ m}$.

5.1.1 Influencia de la cantidad de arena húmeda

Como se ha comentado anteriormente, la cantidad de arena húmeda se varía cambiando la relación (en tanto por ciento) entre la cantidad de arena húmeda alimentada y la arena seca del lecho, parámetro que se representa mediante la letra R . A modo de ejemplo de los resultados experimentales obtenidos en estos ensayos, en las Figuras 5.2 y 5.3 se muestran los resultados obtenidos operando a $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $u/u_{ms}=1.2$ para la arena fina y la arena ultrafina respectivamente. De igual forma, en las Figuras 5.4 y 5.5 se representan los resultados para $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $u/u_{ms}=2$.

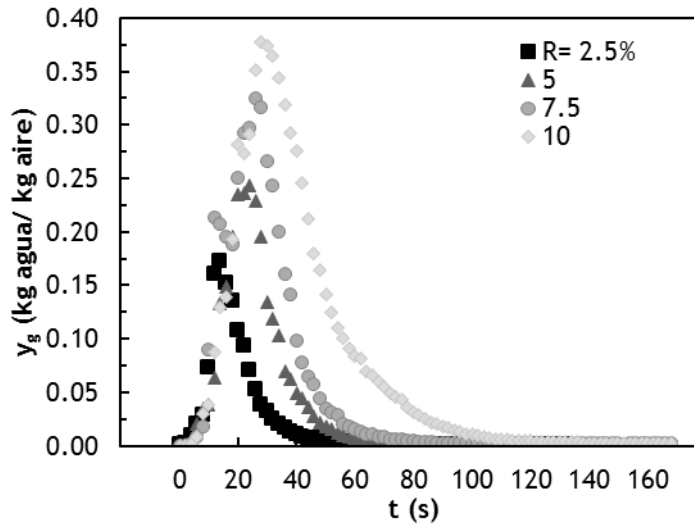


Figura 5.2. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes valores de R. Arena fina, $T= 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $u/u_{ms}= 1.2$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

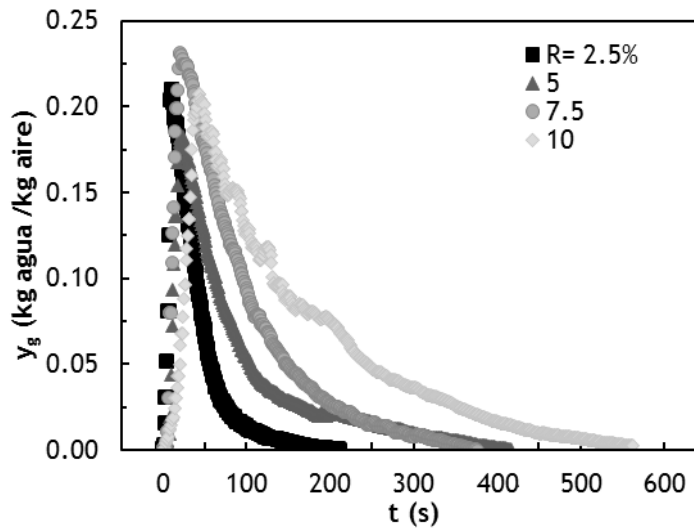


Figura 5.3. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes valores de R. Arena ultrafina, $T= 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $u/u_{ms}= 1.2$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

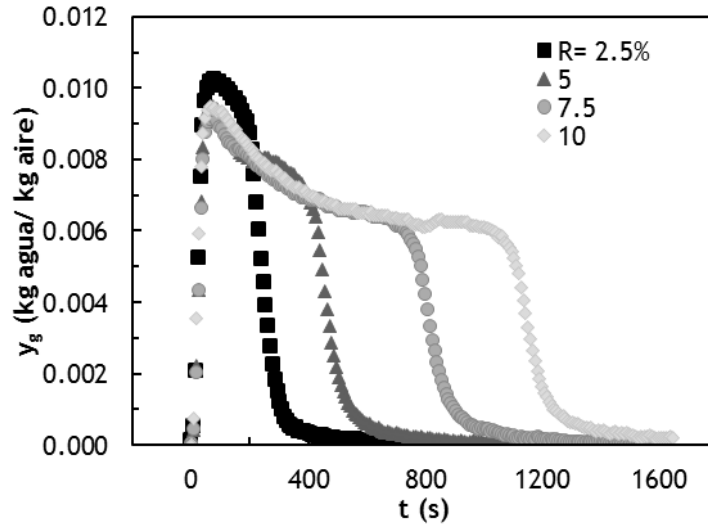


Figura 5.4. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes valores de R. Arena fina, $T= 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, $u/u_{ms}= 2$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

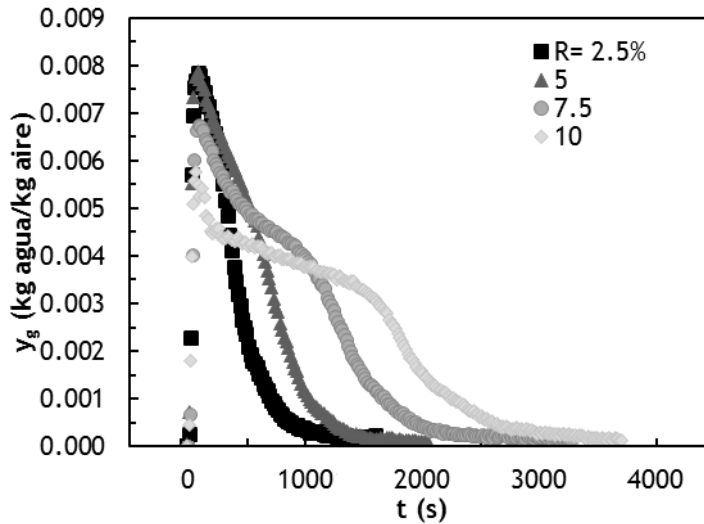


Figura 5.5. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes valores de R. Arena ultrafina, $T= 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, $u/u_{ms}= 2$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

A la vista de los resultados mostrados en las Figuras anteriores se aprecia en primer lugar que los valores máximos de humedad absoluta del aire mejoran notablemente con el aumento de temperatura de entrada, lo que es acorde con lo esperado en base al diagrama psicrométrico. Esta evidencia puede justificar la

SECADO EN DISCONTINUO

operación en caliente, ya que si bien el aporte de calor supone un consumo energético adicional, el aumento de la humedad de saturación del aire provoca una disminución sustancial del tiempo de secado, lo que reduce los costes energéticos de impulsión de fluidos. Se requerirá un trabajo más exhaustivo para establecer la temperatura de trabajo a la que se optimiza el consumo energético.

Además de esta primera observación, los resultados confirman que cada arena presenta un comportamiento ligeramente diferenciado, como ya se ha comentado anteriormente. Así en los experimentos realizados a $T \geq 100$ °C, cuando se seca arena fina la evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado corresponde a una gaussiana más o menos simétrica, aunque lógicamente más alargada en el lado derecho respecto al máximo. En los experimentos realizados con arena ultrafina la evolución de la humedad de saturación sin embargo se aleja de este comportamiento y la curva, tras el pico máximo, inicia un lento descenso con un aspecto claramente asimétrico. Como ya se ha comentado anteriormente, este comportamiento es atribuible a que la arena ultrafina tiene una superficie ligeramente más porosa y por lo tanto la humedad necesita más tiempo para abandonar la partícula y acceder al flujo de aire.

En los ensayos realizados a temperaturas de entrada de aire por debajo de la temperatura de ebullición del agua se observan claramente las dos fases de secado comentadas anteriormente, una primera de secado a velocidad constante y otra segunda fase en la que la velocidad de secado varía. La reducción de la velocidad de secado que se aprecia en la primera fase, como ya se ha comentado, es debida al enfriamiento del lecho y de la cámara de secado debido al propio proceso de secado. Para observar mejor este fenómeno y confirmar la explicación propuesta, en la Figura 5.6 se ha representado la evolución con el tiempo de la humedad relativa a la salida de la cámara de secado en el ensayo realizado con arena fina a 30 °C (correspondiente a la Figura 5.4).

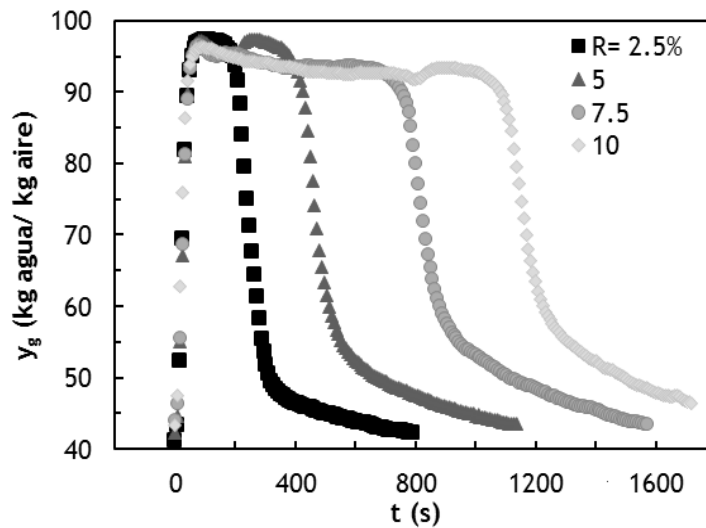


Figura 5.6. Evolución con el tiempo de la humedad relativa del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes valores de R . Arena fina, $T= 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, $u/u_{ms}= 2$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

En la Figura 5.6 se observa que la humedad relativa se mantiene constante en un valor próximo a 93% durante lo que se ha denominado etapa de velocidad constante, y que a su finalización se observa una reducción repentina de la velocidad de secado que tiende a un comportamiento asintótico a medida que se acerca al eje de abscisas (etapa de velocidad decreciente). Por otro lado los altos niveles de saturación indican un buen funcionamiento del equipo, aprovechándose en gran medida la capacidad de secado del aire alimentado al proceso.

5.1.2 Influencia de la velocidad del aire

Dado que el proceso de secado que se estudia en este Trabajo consiste en un lecho móvil, el caudal de aire que se aporta al sistema cumple un doble cometido: Por un lado el común a todos los procesos de secado, es decir, arrastrar el vapor en equilibrio con la humedad que contiene el sólido para así favorecer la evaporación de ésta y acelerar el proceso de secado. Pero además al ser un lecho móvil, el gas debe aportar la energía necesaria para mantener el canal central (spout) y así garantizar el movimiento característico del lecho, aportando mejoras sustanciales en la transferencia de masa y calor en relación con el lecho fijo tradicional. Este segundo cometido del flujo de gas obliga a establecer un requerimiento de analogía fluidodinámica entre dos sistemas para

que estos sean comparables, priorizando esta condición frente al valor del caudal másico o volumétrico de gas alimentado. Por esta razón al trabajar con dos arenas distintas, la comparación de los resultados de secado para una temperatura y masa de lecho dada no se hace con el mismo caudal, sino con la misma relación entre la velocidad del gas a la entrada y la velocidad mínima de spouting.

En base a este criterio, la modificación del flujo de gas se ha referido a esta misma relación, u/u_{ms} . A modo de ejemplo de los resultados experimentales obtenidos en estos ensayos, en las Figuras 5.7 y 5.8 se muestran los resultados obtenidos operando a 150 °C y $R= 7.5\%$ con las dos arenas, y en las Figuras 5.9 y 5.10 los resultados correspondientes al secado de las dos arenas a 30 °C y $R=5\%$.

Se demuestra que el aumento de la velocidad del aire reduce el tiempo necesario para el secado, lo que es acorde con lo esperado. Efectivamente para un mismo lecho y temperatura, la alimentación de un mayor caudal aumenta la capacidad del gas para arrastrar humedad, acelerando por tanto el proceso de evaporación del agua contenida en el sólido. Pero además una relación u/u_{ms} mayor supone un aumento en la vigorosidad del lecho, favoreciéndose por tanto los procesos de transferencia de masa y energía. Este efecto es especialmente destacable en los experimentos realizados con la arena fina (Figuras 5.7 y 5.9), donde la reducción del tiempo de secado debida a la alimentación de un mayor caudal de gas es comparable a la duración del proceso de secado. Con la arena ultrafina (Figuras 5.8 y 5.10) los tiempos de secado aumentan considerablemente (a 150 °C de 60 s aprox. con la arena fina a 400 con la ultrafina, y a 30 °C de 600 a 4000 respectivamente), por lo que la mejora debida al aumento del caudal queda enmascarada por la lentitud del proceso. Esta observación hace pensar que en el secado de arena fina estaría justificado trabajar con caudales de gas más elevados, superando generosamente relaciones u/u_{ms} por encima de 1, ya que el mayor consumo de energía para mover el lecho tiene como respuesta una reducción considerable del tiempo de secado. Sin embargo en el secado de arenas ultrafinas esta estrategia no estaría justificada.

También es reseñable que el aumento de caudal de aire provoca una reducción en el valor máximo de cada curva, probablemente debido a un efecto de dilución del vapor de agua arrastrado, pero de hecho este fenómeno supone un empeoramiento en el aprovechamiento de la capacidad de secado del gas. Nuevamente se requerirá un estudio más detallado para encontrar el óptimo que minimice la energía consumida en aumentar la vigorosidad del lecho cuando se trabaja con relaciones u/u_{ms} más altas y la requerida para mantenerlo en movimiento más tiempo cuando se opta por reducir la relación u/u_{ms} .

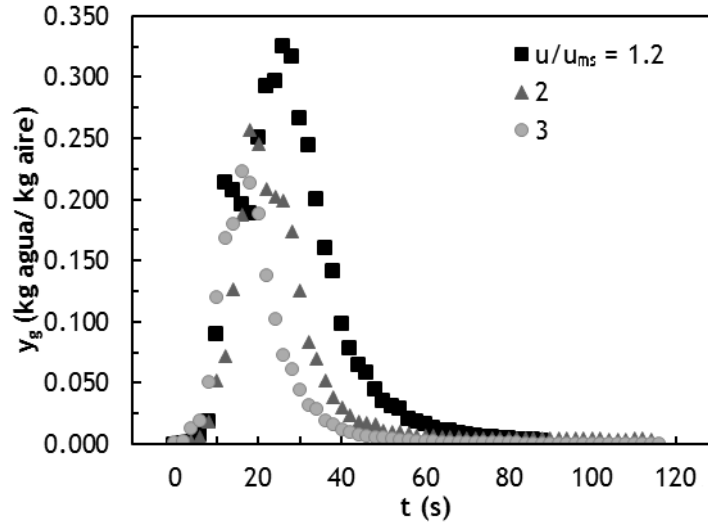


Figura 5.7. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes relaciones u/u_{ms} . Arena fina, $T= 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $R= 7.5\%$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

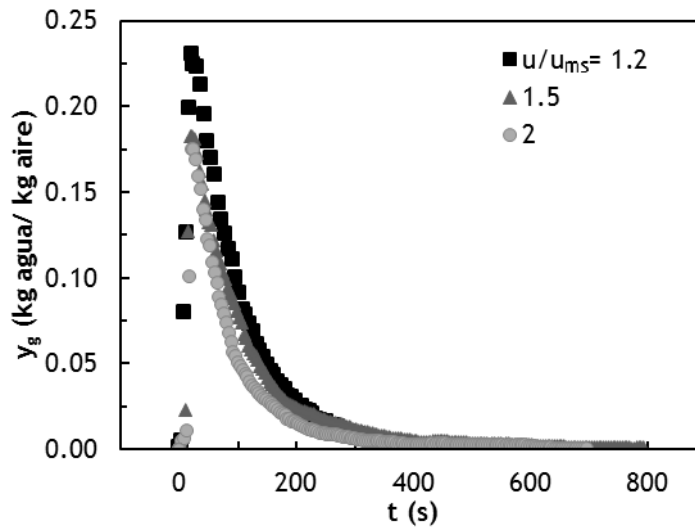


Figura 5.8. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes relaciones u/u_{ms} . Arena ultrafina, $T= 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $R= 7.5\%$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

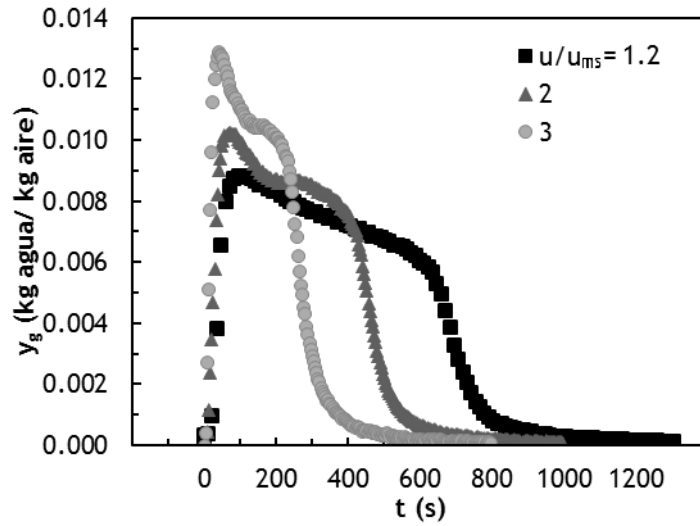


Figura 5.9. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes relaciones u/u_{ms} . Arena fina, $T= 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, $R= 5\%$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

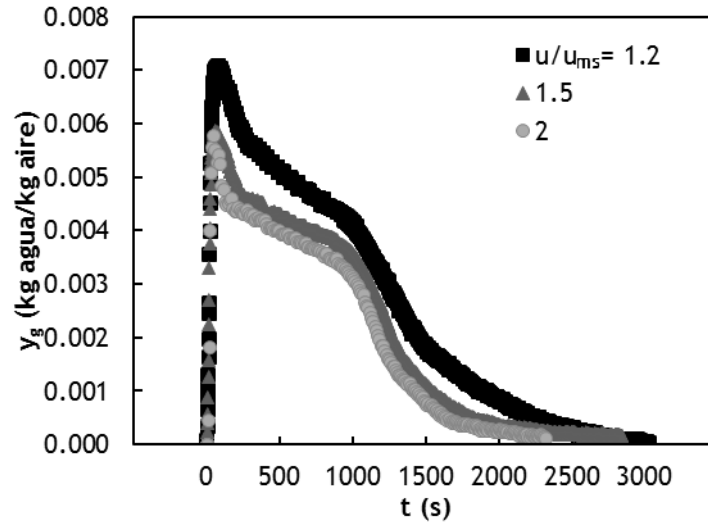


Figura 5.10. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes relaciones u/u_{ms} . Arena ultrafina, $T= 30\text{ }^{\circ}\text{C}$, $R= 5\%$, $H_0= 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1\text{ m}$, $L_{CF}= 0.9\text{ m}$.

5.1.3 Influencia de la temperatura de entrada del aire

Aunque ya se ha comprobado en los resultados mostrados hasta ahora que el aumento de la temperatura del proceso tiene un efecto beneficioso sobre el tiempo de secado, los ensayos descritos previamente aunque se realizaron a distintas temperaturas no tenían condiciones equivalentes, ya que con el cambio de temperatura también se modificaba alguna otra variable (R o u/u_{ms}). Por esta razón se realizó una serie adicional de experimentos encaminados a comparar en las mismas condiciones experimentales el efecto de la temperatura de entrada del gas. En este punto se debe aclarar que la variación de este parámetro obliga a elegir si la comparación se realiza en las mismas condiciones fluidodinámicas o con el mismo caudal másico de aire. Efectivamente si se opta por respetar la analogía en las condiciones fluidodinámicas del lecho, el ensayo realizado a mayor temperatura deberá realizarse con un caudal másico de aire menor para compensar el efecto de la dilatación del gas por el calentamiento, lo que supone una reducción en la capacidad de arrastre de vapor por parte del caudal de aire. Por el contrario, si se opta por mantener el mismo caudal másico de gas entre dos experimentos a distinta temperatura, el de mayor temperatura tendrá una relación u/u_{ms} mayor y por tanto una mayor vigorosidad del movimiento del lecho. En este estudio se ha optado por mantener la analogía en las condiciones fluidodinámicas, lo que deberá ser tenido en cuenta al abordar el análisis de los resultados.

A modo de ejemplo, en las Figuras 5.11 y 5.12 se muestra la evolución con el tiempo de la humedad absoluta cambiando la temperatura de entrada del gas entre 30 y 150 °C con $u/u_{ms}=1.2$ y $R= 2.5\%$ para la arena fina y ultrafina, respectivamente, mientras en las Figuras 5.13 y 5.14 se muestran los resultados trabajando con las dos arenas en el mismo intervalo de temperaturas pero con $u/u_{ms}=3$ y $R= 7.5\%$.

En todos los experimentos realizados se pone de manifiesto que la temperatura de entrada del gas es el parámetro de operación que más afecta al proceso de secado, provocando una reducción considerable del tiempo necesario para el secado del lecho. Esta reducción es de un orden de magnitud, ya que los tiempos de secado a temperatura ambiente, que rondan los 600-1000 s para la arena fina y los 1000-3000 s para la arena ultrafina, se reducen a 150 °C a valores de 60-100 s para la arena fina y a 100-500 para la ultrafina. Además se debe tener en cuenta que si bien el aumento de la temperatura tiene un efecto positivo sobre la capacidad del gas para arrastrar vapor, ya que aumenta la humedad de saturación, igualmente se produce una reducción del caudal másico

alimentado para mantener la misma relación u/u_{ms} , ya que se debe compensar el aumento de volumen del gas debido al aumento de temperatura.

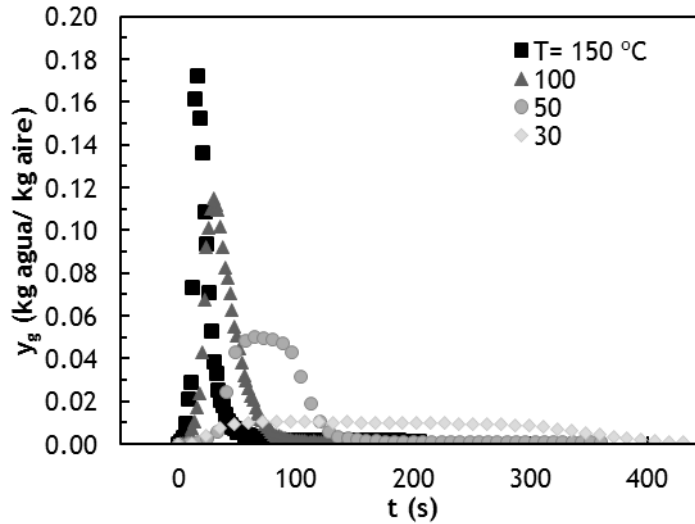


Figura 5.11. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes temperaturas. Arena fina, $u/u_{ms}=1.2$, $R=2.5\%$, $H_0=0.45$ m, $A_0/A_T=60\%$, $H_{CF}=0.1$ m, $L_{CF}=0.9$ m.

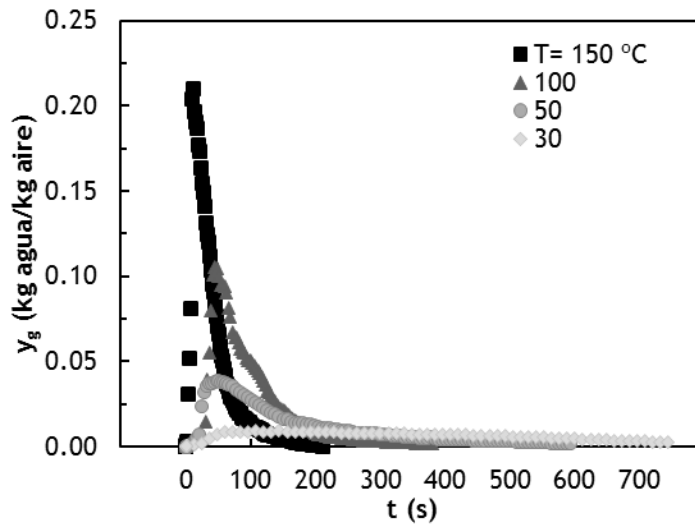


Figura 5.12. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes temperaturas. Arena ultrafina, $u/u_{ms}=1.2$, $R=2.5\%$, $H_0=0.45$ m, $A_0/A_T=60\%$, $H_{CF}=0.1$ m, $L_{CF}=0.9$ m.

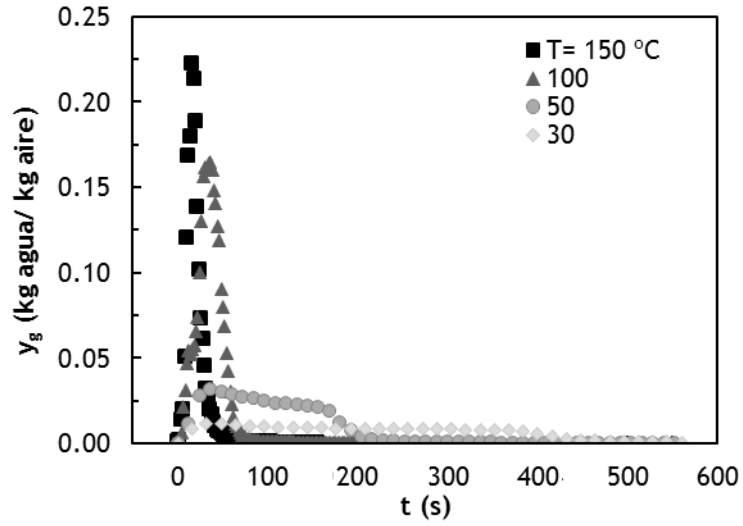


Figura 5.13. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes temperaturas. Arena fina, $u/u_{ms}=3$, $R=7.5\%$, $H_0=0.45$ m, $A_0/A_T=60\%$, $H_{CF}=0.1$ m, $L_{CF}=0.9$ m.

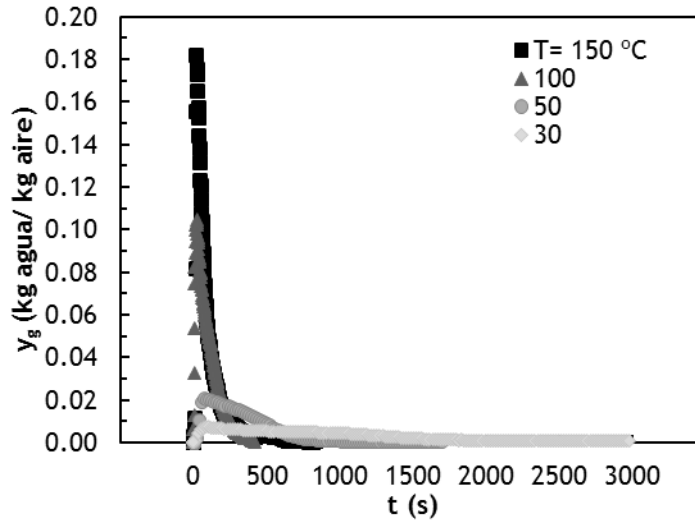


Figura 5.14. Evolución con el tiempo de la humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado para diferentes temperaturas. Arena ultrafina, $u/u_{ms}=2$, $R=7.5\%$, $H_0=0.45$ m, $A_0/A_T=60\%$, $H_{CF}=0.1$ m, $L_{CF}=0.9$ m.

SECADO EN DISCONTINUO

Como ya se ha apuntado anteriormente, este resultado obliga a realizar estudios más exhaustivos para establecer el óptimo del proceso en el que se minimice la energía consumida en calentar el gas y la requerida para el movimiento del lecho, aunque este tipo de análisis queda fuera de los objetivos de esta Tesis.

Para completar este estudio paramétrico, en las Tablas 5.1 y 5.2 se presentan los resultados de humedad final del sólido para los ensayos realizados con la arena fina y la arena ultrafina, respectivamente. Dado que todos los ensayos se han realizado al menos tres veces, se ha calculado la media y el intervalo de confianza para validar la reproducibilidad.

Como se puede apreciar los valores de humedad obtenidos en todos los casos son muy pequeños, cumpliéndose siempre la especificación del proceso de reducir la humedad por encima del 99% como mínimo (humedad de salida del 0.15% p/p b.s.). Además también se confirma el efecto positivo de la temperatura de entrada del gas sobre la humedad final del sólido.

Tabla 5.1. Humedad final del sólido en los ensayos realizados con arena fina.

u/u_{ms}	R (%)	X (% p/p b.s.)			
		T= 150 °C	T= 100 °C	T= 50 °C	T= 30 °C
1.2	2.5	0.01 ±0.01	0.05 ±0.01	0.08 ±0.02	0.12 ±0.02
	5.0	0.04 ±0.00	0.04 ±0.01	0.06 ±0.00	0.06 ±0.02
	7.5	0.05 ±0.00	0.06 ±0.02	0.10 ±0.03	0.05 ±0.02
	10	0.03 ±0.00	0.06 ±0.02	0.07 ±0.02	0.07 ±0.02
2	2.5	0.00 ±0.00	0.04 ±0.02	0.11 ±0.03	0.10 ±0.03
	5.0	0.03 ±0.00	0.04 ±0.02	0.06 ±0.01	0.07 ±0.02
	7.5	0.01 ±0.01	0.06 ±0.02	0.06 ±0.02	0.05 ±0.02
	10	0.00 ±0.00	0.05 ±0.02	0.06 ±0.02	0.09 ±0.03
10	2.5	0.01 ±0.01	0.02 ±0.01	0.13 ±0.02	0.12 ±0.03
	5.0	0.02 ±0.01	0.06 ±0.01	0.09 ±0.03	0.09 ±0.02
	7.5	0.01 ±0.00	0.02 ±0.01	0.07 ±0.02	0.07 ±0.02
	10	0.03 ±0.00	0.02 ±0.01	0.05 ±0.02	0.05 ±0.02

Tabla 5.2. Resultados obtenidos de humedad del sólido en los ensayos realizados con arena ultrafina.

u/u_{ms}	R (%)	X (% p/p b.s.)			
		T= 150 °C	T= 100 °C	T= 50 °C	T= 30 °C
1.2	2.5	0.02 ±0.01	0.09 ±0.02	0.10 ±0.04	0.10 ±0.03
	5.0	0.04 ±0.02	0.05 ±0.01	0.04 ±0.02	0.12 ±0.03
	7.5	0.02 ±0.01	0.07 ±0.02	0.07 ±0.01	0.11 ±0.02
	10	0.04 ±0.01	0.10±0.03	0.13 ±0.02	0.10 ±0.03
1.5	2.5	0.04 ±0.01	0.08 ±0.01	0.12±0.03	0.11 ±0.02
	5.0	0.04 ±0.02	0.07 ±0.01	0.10 ±0.03	0.12 ±0.02
	7.5	0.06 ±0.01	0.06 ±0.02	0.12 ±0.02	0.13 ±0.01
	10	0.04 ±0.01	0.07 ±0.02	0.14 ±0.01	0.13 ±0.02
2	2.5	0.03 ±0.01	0.08 ±0.02	0.11 ±0.03	0.13 ±0.01
	5.0	0.04 ±0.01	0.06 ±0.02	0.07 ±0.02	0.13 ±0.02
	7.5	0.04 ±0.01	0.04 ±0.02	0.10 ±0.02	0.11 ±0.01
	10	0.06 ±0.02	0.04 ±0.01	0.12 ±0.02	0.13 ±0.01

Por otro lado en las Figuras 5.15, y 5.16 se muestra el efecto de R, u/u_{ms} y la temperatura de entrada del gas sobre el tiempo de secado de las arenas fina y ultrafina respectivamente, calculado a partir de la curva de humedad absoluta del aire a la salida de la cámara de secado, tal y como viene descrito en el Capítulo 3 de esta memoria. Se observa que los tiempos de secado van desde 46 y 110 s para arena fina y arena ultrafina, respectivamente, en las mejores condiciones (T= 150 °C, u/u_{ms} máxima y R= 2.5%) hasta los 1530 y 3450 s en las condiciones más desfavorables (T= 30 °C, u/u_{ms} =1.2 y R= 10%). Además se aprecia que el tiempo de secado presenta una evolución lineal con R y que, además, tiene una pendiente similar para cualquier relación u/u_{ms} .

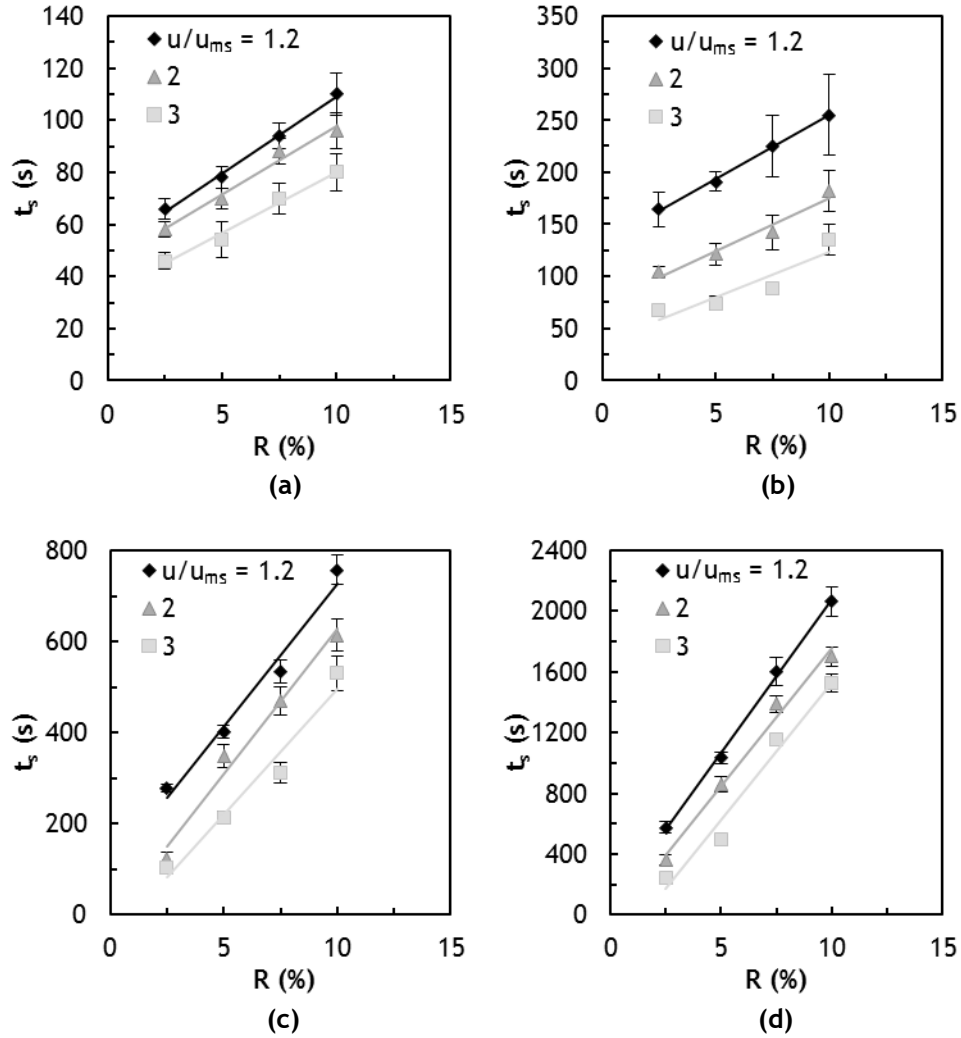


Figura 5.15. Efecto de R y u/u_{ms} sobre el tiempo de secado de la arena fina a distintas temperaturas. (a) 150 °C, (b) 100 °C, (c) 50 °C (d) 30 °C. $H_0 = 0.45$ m, $A_0/A_T = 60\%$, $H_{CF} = 0.1$ m, $L_{CF} = 0.9$ m.

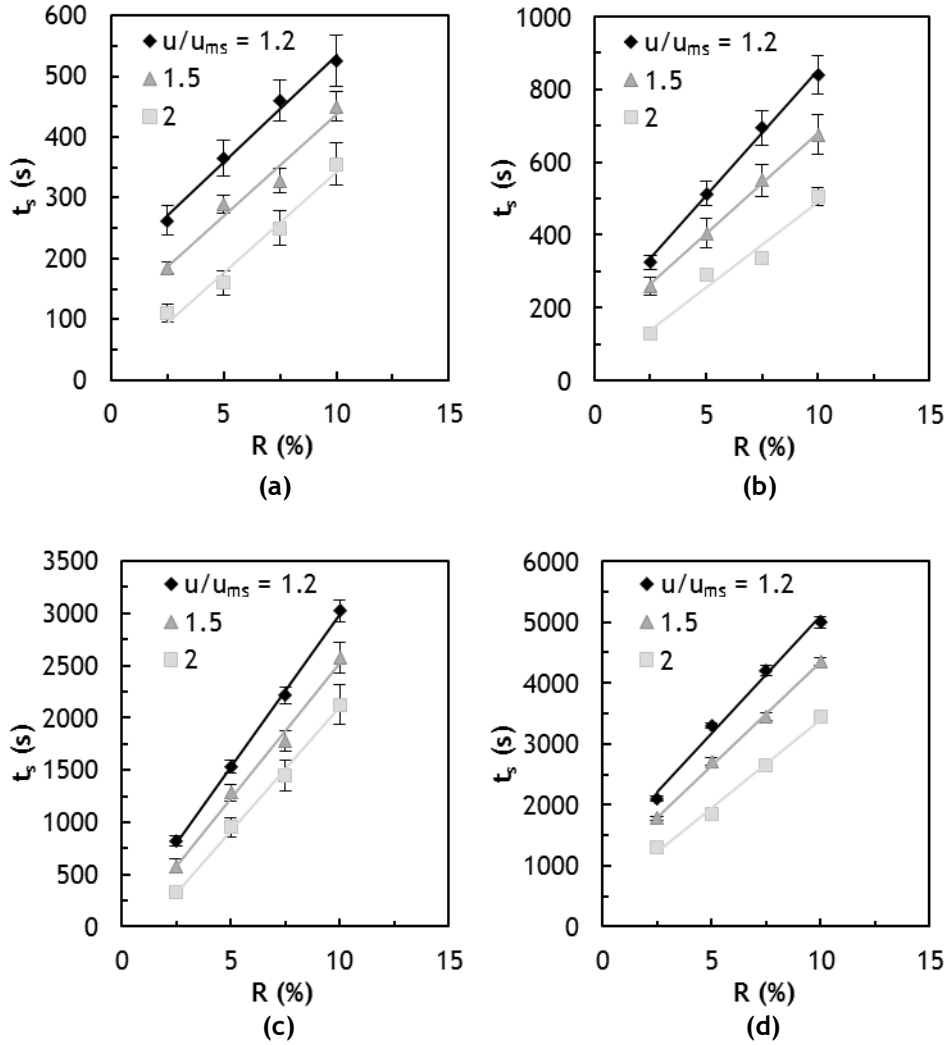


Figura 5.16. Efecto de R y u/u_{ms} sobre el tiempo de secado de la arena ultrafina a distintas temperaturas. (a) 150 °C, (b) 100 °C, (c) 50 °C (d) 30 °C. $H_0= 0.45$ m, $A_0/A_T= 60\%$, $H_{CF}= 0.1$ m, $L_{CF}= 0.9$ m.

Como conclusión de este estudio paramétrico termodinámico se puede hacer una estimación de la capacidad de operación de la planta piloto empleada en este estudio para cada una de las condiciones de trabajo. Así por ejemplo para los ensayos realizados con $R= 10\%$ (que equivale a 2.1 kg de arena fina), en las mejores condiciones posibles ($T=150$ °C y $u/u_{ms}= 3$) el tiempo de secado de este material asciende a 80 s, por lo que la capacidad estimada de operación en continuo es de 94.5 kg/h. Del mismo modo, realizando el cálculo para la arena ultrafina se obtiene una capacidad de 19.3 kg/h. La diferencia entre las dos

SECADO EN DISCONTINUO

arenas viene dada por el uso de caudales de aire diferentes. Con la arena fina es posible introducir hasta $150 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ($u/u_{ms} = 3$) mientras que con la arena ultrafina el máximo de caudal posible es de $50 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ($u/u_{ms} = 2$) debido a que un caudal mayor produce el arrastre de las partículas (cambio de régimen a jet spouted bed).

5.2 Efecto de los parámetros geométricos

De forma complementaria al estudio paramétrico termodinámico descrito en el Apartado anterior se llevó a cabo un estudio para establecer el efecto de los parámetros geométricos, con el objeto de encontrar la configuración ideal para abordar en reto principal de esta Tesis, es decir, el secado en continuo de las arenas. Como se ha comentado en el estudio fluidodinámico descrito en el Capítulo 4 algunos parámetros geométricos ya estaban fijados o bien por requerimientos de diseño y fabricación de la cámara de secado o por haber sido optimizados en estudios previos del grupo de investigación. Así en el proceso de secado abordado se hace necesario definir exclusivamente la distancia entre el lecho y el nuevo confinador de fuente, H_{CF} , la longitud del confinador, L_{CF} , y la abertura del draft-tube, A_0/A_T .

Uno de los parámetros sobre los que más incógnitas había al comienzo de este Trabajo era la distancia entre el lecho y el confinador de fuente. Para resumir la influencia de este parámetro en el proceso de secado, en la Figura 5.17 se ha representado el mismo frente al tiempo de secado. Se observa que a la temperatura más alta de las ensayadas y con caudales pequeños de aire la variación de este parámetro no afecta de forma notable al tiempo de secado, pero sin embargo a temperaturas bajas y caudales grandes sí que se aprecia una influencia destacable, reduciendo el tiempo de secado a medida que la distancia aumenta.

Este comportamiento puede deberse al efecto del caudal de gas en la forma y tamaño de la fuente. Efectivamente cuando se emplean caudales de gas pequeños la fuente está poco desarrollada y no ocupa totalmente el volumen interior del confinador de fuente, mientras que al aumentar el caudal de aire la fuente se eleva y se ancha ocupando todo el espacio disponible dentro del nuevo dispositivo interior propuesto y golpeando con las paredes. Teniendo en cuenta que para un mismo tamaño de confinador de fuente un aumento de la distancia entre el lecho y el confinador supone un aumento en la altura disponible para desarrollar la fuente, el aumento de caudal se traduce en un aumento del tiempo de contacto entre fluido y sólido, lo que implica un reducción del tiempo de secado.

Sin perder de vista el objetivo principal de esta Tesis, es decir, el secado en continuo de las arenas, se hace necesario cotejar estos resultados con las pérdidas por arrastre correspondientes a cada combinación de los parámetros de operación. En este sentido hay que señalar que no se han observado diferencias

destacables en ninguna de las combinaciones de los parámetros de operación ensayadas, y que en todos los casos las pérdidas han sido inferiores al 3%, por lo que todos los valores de H_{CF} ensayados serían válidos para la operación en continuo.

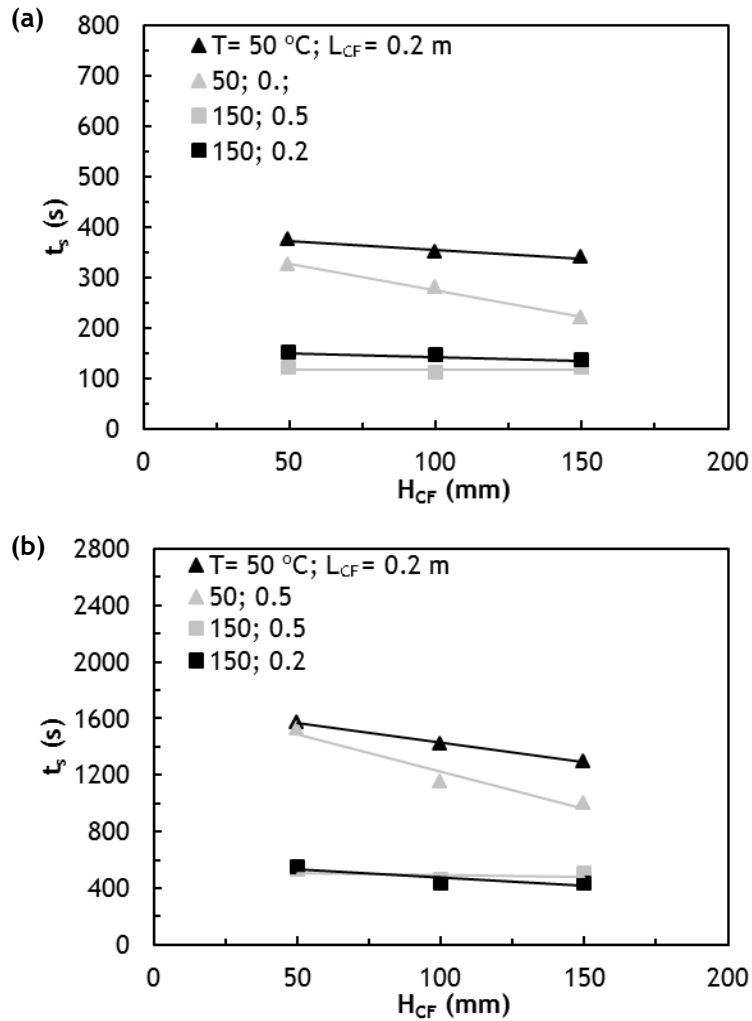


Figura 5.17. Efecto sobre el tiempo de secado de la distancia entre la superficie del lecho y el confinador de fuente a diferentes temperaturas y longitudes del confinador para (a) arena fina y (b) arena ultrafina. $H_0 = 0.45\text{ m}$, $A_0/A_T = 60\%$.

Por otro lado, y aunque en el intervalo de valores ensayados en los resultados mostrados en la Figura 5.17 no se aprecia, es de esperar que para cada caudal de aire haya un H_{CF} máximo a partir del cual se reduzca la eficacia

en la reducción del arrastre por el confinador de fuente. Esta verificación se realizará en los ensayos en continuo que se describirán en el siguiente Capítulo.

Otro de los parámetros de diseño que se desea estudiar es la longitud del confinador de fuente. Para ello se realizó una serie de experimentos encaminados a determinar la variación del tiempo de secado al modificar este parámetro de diseño del contactor, cuyos resultados se resumen en la Figura 5.18. Para unas mismas condiciones de temperatura y H_{CF} , se aprecia una clara mejoría al aumentar de longitud, siendo ésta más pronunciada con la arena fina ya que con la ultrafina existe un tiempo mínimo de secado cuyo valor no parece que se pueda reducir. También se observa, como en el estudio realizado sobre el efecto de la distancia entre el lecho y el confinador de fuente, que la reducción en el tiempo de secado es mayor cuanto mayor es la velocidad del aire en la cámara de secado, lo que puede ser explicado con los mismos argumentos empleados en el caso anterior.

Otro de los aspectos de diseño que se desea clarificar es la necesidad de usar draft-tube y, en caso afirmativo, la abertura óptima del mismo. Para ello en la Figura 5.19 se ha representado el tiempo de secado frente a la relación A_0/A_T , siendo este valor de 0 para un draft-tube sólido y 100% para la operación sin draft-tube. Se aprecia claramente que el tiempo de secado se reduce notablemente al incluir el draft-tube en la cámara de secado, y parece que para aberturas superiores a 60% no se aprecia una mejoría en la velocidad del secado. Este resultado se puede explicar teniendo en cuenta que el draft-tube beneficia la fluidodinámica del lecho pero empeora el contacto del aire con el sólido, ya que restringe el acceso del aire a la zona anular. Aunque en base a esta reflexión se podría concluir que es mejor prescindir de este dispositivo interno, un análisis más exhaustivo pone de manifiesto que esta conclusión no es admisible. Una vez más hay que tener en cuenta que para realizar todos los ensayos en condiciones fluidodinámicas equivalentes (misma relación u/u_{ms}) cada uno se lleva a cabo con caudales de aire diferentes, y que las diferencias pueden llegar a ser notables. A modo de ejemplo se puede comprobar experimentalmente que el caudal necesario para obtener la misma relación u/u_{ms} sin draft-tube y con draft-tube sólido es prácticamente el doble.

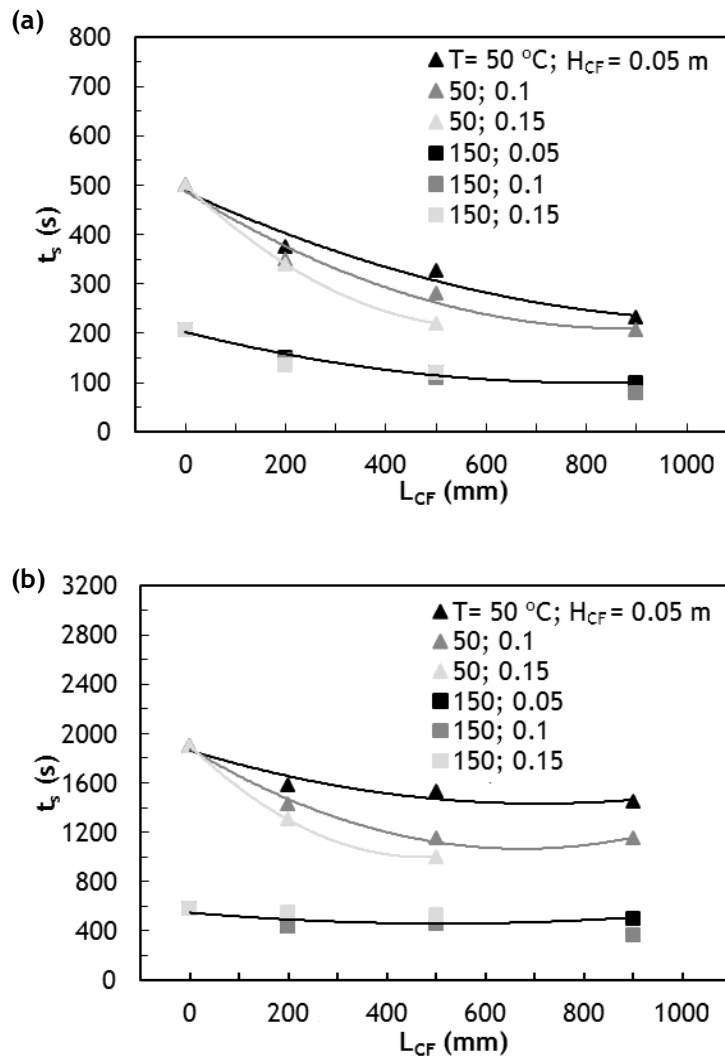


Figura 5.18. Efecto sobre el tiempo de secado de la longitud del confinador de fuente a diferentes temperaturas y distancias del lecho al confinador para (a) arena fina y (b) arena ultrafina. ($H_0 = 0.45$ m, $A_0/A_T = 60\%$).

La necesidad de comparar los resultados en condiciones fluidodinámicas equivalentes crea, como se está viendo, un conflicto con la capacidad de secado del gas, que aumenta con la temperatura y el caudal másico de aire. Por tanto se propone aquí introducir en el análisis de los resultados un nuevo parámetro que represente la eficacia del proceso, definiendo ésta como inverso la relación entre el tiempo real de secado y el tiempo ideal que hubiera empleado el sistema en secar si el aire sale de la cámara de secado con una humedad relativa del 100% durante todo el proceso de secado. Así en la Figura 5.20 se representa

la eficacia conseguida en el secado de las dos arenas con todos los draft-tubes ensayados y sin dispositivo interno. Se aprecia claramente que con los dos materiales ensayados la máxima eficacia se consigue trabajando con la abertura del 60%. Además en el secado con draft-tubes con abertura lateral se consigue una homogeneidad del lecho muy deseable, mientras que en la operación con draft-tube sólido, al impedirse el acceso del aire a la zona anular, se acumula arena con distintos grados de humedad, y el lecho pierde la homogeneidad deseada.

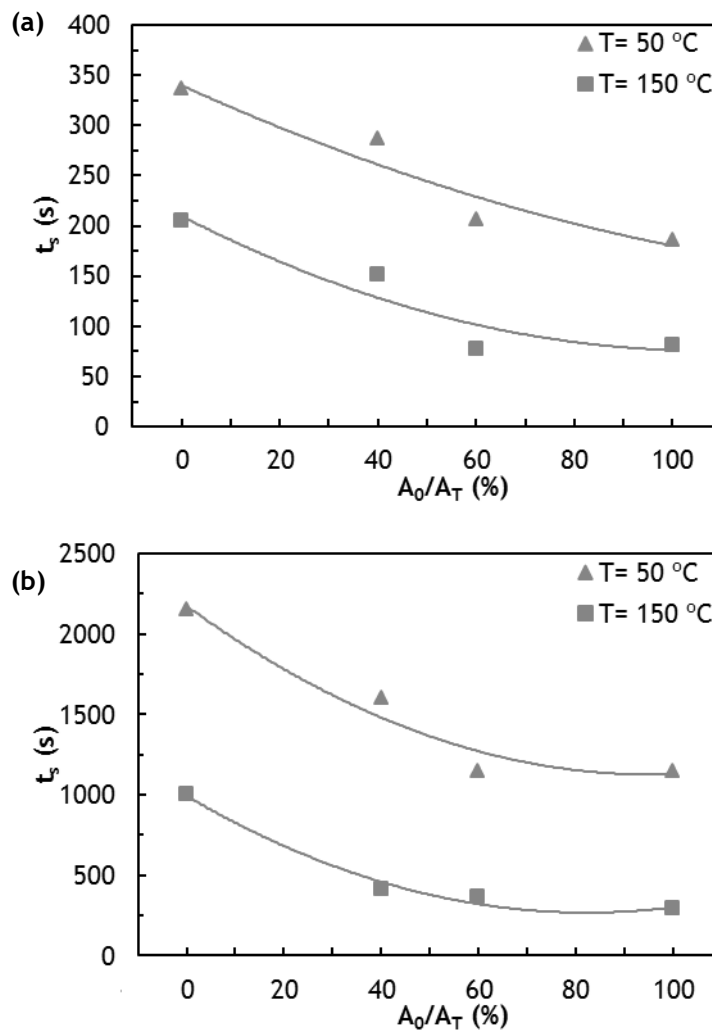


Figura 5.19. Efecto sobre el tiempo de secado de la abertura del draft-tube a diferentes temperaturas para (a) arena fina y (b) arena ultrafina. ($H_0 = 0.45\text{ m}$, $L_{CF} = 0.9\text{ m}$, $H_{CF} = 0.1\text{ m}$).

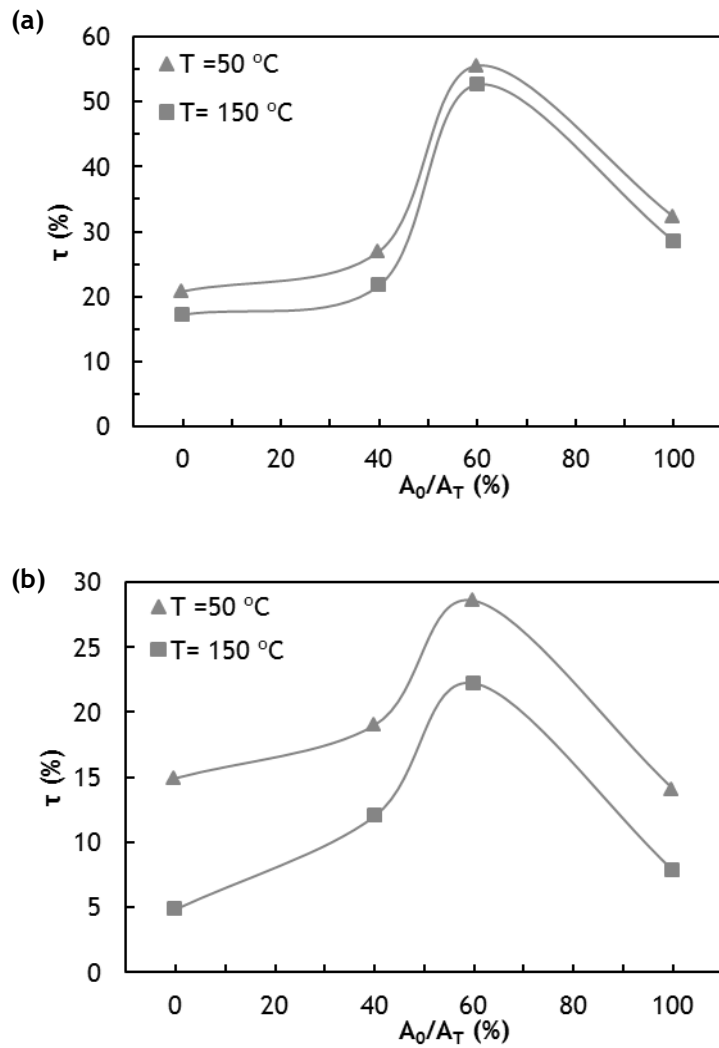


Figura 5.20. Efecto sobre la eficacia de la abertura del draft-tube a diferentes temperaturas para (a) arena fina y (b) arena ultrafina. ($H_0= 0.45$ m, $L_{CF}= 0.9$ m, $H_{CF}= 0.1$ m).

5.3 Modelado del secado en discontinuo

Para el modelado del proceso de secado se partirá de la suposición de que el spouted bed se comporta como un reactor ideal de mezcla perfecta. Se considera por tanto que todas las partículas tienen en cada momento el mismo contenido de humedad y la misma temperatura, y se supone también que el aire de la cámara de secado tiene la misma humedad y temperatura que el flujo de aire a la salida. Además el modelo considera la alimentación y la salida continua de aire con cierto grado de humedad, y no considera la entrada ni la salida de sólido del sistema.

En base a esta suposición de partida, el planteamiento del modelo requiere plantear los siguientes balances: 1) Balance de materia del agua en la arena añadida, 2) balance de materia del agua en la fase gas, 3) balance de energía de la arena húmeda añadida, 4) balance de energía de la arena seca del lecho y 5) balance de energía del gas, que deberá tener en cuenta las pérdidas de calor de la cámara de secado a la atmósfera.

El modelo debe simular las condiciones de operación de un experimento típico. Por tanto deberá considerar que al comienzo hay un lecho de arena seca de masa M_d a la misma temperatura que el gas de salida, al que se añade a tiempo 0 una masa de arena húmeda, $M_s+M_{w,s}$ con una humedad inicial x_{s0} (15% p/p).

Como experimentalmente se ha comprobado que la temperatura del gas varía de la entrada a la salida y además la temperatura del sólido y del gas varían a lo largo del tiempo que dura el experimento, y además como esta variación no es despreciable, todas las propiedades del aire, del agua líquida y del vapor se estiman a la temperatura correspondiente a cada tiempo y posición. Esto incluye la viscosidad y la densidad del aire (μ y ρ_g , respectivamente), la presión de vapor del agua (P_v^w), la difusividad del agua en el aire (D_{AB}), el caudal volumétrico de gas, y por tanto su velocidad (u), el coeficiente de transferencia de materia (K), la capacidad calorífica del agua, del vapor y del aire (C_{pw} , C_{pv} y C_{pg} , respectivamente), la conductividad térmica del aire (k_g), el coeficiente de convección del gas (h) y el calor latente de evaporación del agua (λ).

En primer lugar se define la velocidad de secado, R_w , como:

$$R_w = K a (y_{sat} - y_g) | \rho_g |_{T_g} \quad (5.1)$$

SECADO EN DISCONTINUO

donde K es el coeficiente de transferencia de materia, a el área de interfase gas-sólido o área húmeda, y_{sat} la humedad de equilibrio en la interfase gas-líquido (o humedad de saturación), y_g la humedad del gas en la cámara de secado (y en la salida) y $\rho_g|_{T_0}$ la densidad del gas a la temperatura de entrada.

El área de interfase gas-líquido o área húmeda, a , depende del contenido de humedad de la partícula. Cuando la arena tiene una humedad elevada, el agua recubre toda la superficie de la partícula, y como se ha explicado anteriormente R_w es constante. Cuando la humedad desciende hasta el valor correspondiente a la humedad crítica, $x_{s,c}$, el agua no puede cubrir toda la superficie de la partícula y en consecuencia el área de interfase provoca una disminución paulatina de la velocidad de secado. Estas dos etapas se describen mediante las Ec. 5.2 y 5.3:

$$x_s > x_{s,c} \rightarrow a = A \quad (5.2)$$

$$x_s \leq x_{s,c} \rightarrow a = A \frac{x_s}{x_{s,c}} \quad (5.3)$$

Adicionalmente se han realizado pruebas suponiendo un área de intercambio variable con el tiempo, incluso durante la etapa de secado a velocidad constante. Esta suposición encuentra fundamento en el hecho de que la arena forma inicialmente un aglomerado que se va desintegrando desde fuera hacia dentro, por lo que la superficie de intercambio va aumentando conforme avanza el proceso de secado. Por esta razón además de la propuesta recogida en las Ec. 5.2 y 5.3 se han probado diversas funciones matemáticas para expresar la dependencia de A con el tiempo (línea recta, parábola vertical, tangente hiperbólica y exponencial).

La determinación del punto de humedad crítica, $x_{s,c}$, se realiza manualmente sobre los resultados experimentales del experimento que se desea simular.

La humedad de equilibrio en la interfase gas-líquido, y_{sat} , expresada como porcentaje en peso en base seca, se calcula a partir de la presión de vapor del agua a la temperatura del sólido.

$$y_{sat} = \frac{M_w}{M_a \left[\frac{P}{|P_v^w|_{T_s}} - 1 \right]} = \frac{M_w}{M_a (P - |P_v^w|_{T_s})} \quad (5.4)$$

donde M_w y M_a corresponden a la masa molecular del agua y del aire, respectivamente, P la presión total y P_v^w la presión de vapor del agua.

El coeficiente de transferencia de materia es uno de los parámetros de ajuste del modelo, por lo que en la optimización se emplearán como referencia dos valores obtenidos a partir de correlaciones de la Bibliografía. El primero se obtiene mediante la ecuación de Thoenes y Kramers^[290], Ec. 5.5, válida para lechos fijos con Reynolds de partícula entre 10 y 1000, y se establece como límite inferior para restringir la optimización.

$$Sh = \frac{K d_p}{D_{AB}} = (1 \pm 0.18) Sc^{1/3} Re^{1/2} \quad (5.5)$$

donde d_p es el diámetro de partícula, D_{AB} la difusividad del vapor de agua en el aire, Sc el número de Schmidt y Re el número de Reynolds.

El segundo valor de referencia se obtiene mediante la ecuación de Rowe y Claxton^[275], Ec. 5.6, desarrollada para lechos fluidizados, y se emplea como punto de partida inicial para la optimización.

$$Sh = \frac{2}{[1 - (1 - \varepsilon)^{1/3}]} + \frac{2}{\varepsilon} Sc^{1/3} Re^{0.55} \quad (5.6)$$

donde ε es la porosidad del lecho, definida como el volumen de huecos entre el volumen total que ocupan las partículas.

Los números adimensionales de Schmidt y Reynolds se definen como:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho_g D_{AB}} \quad (5.7)$$

$$Re = \frac{d_p u \rho_g}{\mu} \quad (5.8)$$

Según Mathur y Epstein^[39] en sistemas vapor de agua-aire el número de Schmidt toma un valor de 0.6, por lo que las Ec. 5.5 y 5.6 pueden simplificarse.

Para calcular la porosidad se supone que todo el sólido, tanto la arena seca que conforma el lecho (M_d) como la arena húmeda añadida ($M_s + M_{w,s}$) se reparten homogéneamente por todo el volumen de la cámara de secado, V_d , que incluye el volumen del tronco de cono correspondiente al lecho estático más el volumen de la columna cilíndrica superior de diámetro igual al confinador de fuente y altura

SECADO EN DISCONTINUO

igual a la distancia entre la superficie del lecho y la parte superior del confinador. Entonces el volumen de huecos se calcula como la diferencia entre el volumen de la cámara de secado y el volumen ocupado por las partículas de arena, y la porosidad se estima mediante la Ec. 5.10:

$$\varepsilon = \frac{V_h}{V_d} = \frac{V_d - V_s}{V_d} = 1 - \frac{V_s}{V_d} = 1 - \frac{M_s + M_d}{\rho V_d} \quad (5.9)$$

donde V_h es el volumen de huecos, V_d el volumen de la cámara de secado, V_s el volumen del sólido, M_s la masa de arena húmeda, M_d la masa de arena seca y ρ la densidad del sólido.

Tal y como se ha comentado anteriormente, todas las propiedades del aire, del agua líquida y del vapor que han aparecido en las Ec. 5.1-5.9 así como cualquier otra que se requiera en los balances que se detallarán más adelante, se estima para cada tiempo a la temperatura calculada por la resolución conjunta de los balances de materia y energía que describen el sistema.

La viscosidad del aire seco, μ , se calcula mediante la ecuación de Sutherland^[291], utilizando los coeficientes adecuados para el aire.

$$\mu = \mu_0 \left(\frac{a}{b} \right) \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} \quad (5.10)$$

$$a = 0.555 T_0 + C \quad (5.11)$$

$$b = 0.555 T + C \quad (5.12)$$

La viscosidad se obtiene en centipoise y la temperatura ha de introducirse en grados Rankine.

La densidad del aire seco, ρ_g , se obtiene a partir de la ecuación de estado de Redlich-Kwong, suponiendo una mezcla con 79% v/v de N_2 y 21% O_2 .

$$P = \frac{RT}{v - b_a} - \frac{a_a}{v^2 + b_a v} \quad (5.13)$$

donde R es la constante universal de los gases, T la temperatura, v el volumen molar y a_a y b_a los valores correspondientes a la mezcla N_2/O_2 :

$$a_{air} = \sum \left[\sum x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} \right] \quad (5.14)$$

$$b_{air} = x_i b_i \quad (5.14)$$

a y b son los coeficientes de la ecuación de Redlich-Kwong de los componentes individuales, y se calculan mediante las Ec. 5.16 y 5.17, respectivamente:

$$a = \frac{0.42748 R^2 T_c^{2.5}}{P_c T^{0.5}} \quad (5.15)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (5.16)$$

donde T_c y P_c son la temperatura y presión crítica de cada componente, respectivamente.

Una vez calculado el volumen molar de la mezcla a una temperatura T, la densidad de la misma se calcula mediante:

$$\rho_g = \frac{M_a}{V} \quad (5.17)$$

La difusividad del vapor de agua en el aire seco, D_{AB} , se obtiene a partir de la ecuación de Fuller y cols.^[292].

$$D_{AB} = D_{BA} = \frac{0.00143 T^{1.75}}{P M_{AB}^{1/2} \left[\left(\sum v_A \right)^{1/3} + \left(\sum v_B \right)^{1/3} \right]^2} \quad (5.18)$$

donde

$$M_{AB} = \frac{2}{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (5.19)$$

y los términos $\sum v_A$ y $\sum v_B$ representan el volumen difusional de cada una de las especies (13.1 y 19.7 para el agua y el aire, respectivamente)^[32].

Para estimar la presión de vapor del agua a cada temperatura se utiliza la ecuación de Antoine:

$$\log_{10} P_v = A - \frac{B}{T(K) + C} \quad (5.20)$$

Los coeficientes A, B y C se han obtenido de la base de datos del NIST^[293]. Para temperaturas por encima de 100 °C se emplean los propuestos por Liu y Lindsay^[294] mientras que para temperaturas inferiores se opta por los de Stull^[295].

SECADO EN DISCONTINUO

La entalpía de vaporización del agua para una temperatura dada viene dada por la Ec. 5.22:

$$\lambda = \frac{RT^2}{M_w} \frac{d \ln P_v^w}{dT} \quad (5.21)$$

La velocidad del gas se determina a partir del caudal volumétrico nominal empleado en cada experimento, y se corrige para cada temperatura para tener en cuenta la dilatación del gas:

$$u = \frac{\rho_T^{amb}}{\rho_T} \frac{4 Q_g}{\pi D_T^2} \quad (5.22)$$

donde D_T es el diámetro interno del draft-tube.

La capacidad calorífica del agua líquida ($C_{p,w}$), del vapor de agua ($C_{p,v}$) y de los gases que conforman el aire (C_p , N_2 y C_p, O_2) se calculan mediante la ecuación de Shomate, empleando los coeficientes disponible en la base de datos del NIST^[293].

$$C_p^0 = A + BT + CT^2 + DT^3 + \frac{E}{T_2} \quad (5.23)$$

La conductividad térmica del gas, k_g , se calcula para cada temperatura a partir de un valor de referencia, mediante la expresión:

$$k_g = k_{T_0} \left[\frac{T}{T_0} \right]^{0.9} \quad (5.24)$$

donde $T_0=200$ K y $k_{T_0}=0.018$ W/(m·K).

Por último, el coeficiente de transferencia de calor por convección, h , se estima mediante la ecuación propuesta por Saldarriaga y cols.^[296]:

$$Nu = \frac{h d_p}{k_g} = k Re^{0.516} Pr^{0.333} Ar^{0.333} \left(\tan \frac{\gamma}{2} \right)^{-2.331} \left(\frac{H_0}{d_p} \right)^{-1.334} \left(\frac{D_i}{d_p} \right)^{0.602} \varphi^{2.102} \left(\frac{r}{R} \right)^{-0.51} \left(\frac{z}{H_0} \right)^{4.76} \quad (5.25)$$

La Ec. 5.25 se propuso para la determinación del coeficiente de convección del lecho de partículas a un cuerpo sumergido en el mismo. Sin embargo en la Bibliografía se ha puesto de manifiesto que la transferencia de calor por convección entre sólido y sólido es muy superior a la que ocurre entre el gas y el sólido o viceversa^[183] Por tanto la Ec. 5.25 se empleará para estimar el coeficiente de convección de la arena seca a la arena húmeda, y tras algunas

pruebas preliminares se opta por asignar un valor del 75% del anterior al coeficiente de convección del gas al sólido.

La humedad remanente en el sólido a un tiempo determinado, x_s , se calcula a partir de la humedad del gas en la salida resolviendo el balance de materia del agua en el contactor:

$$x_s = \frac{M_{w,s}^0}{M_s} \left[1 - \frac{\int_0^t Q_i |\rho_g|_{T_{s,i}} (y_g - y_{g,i}) dt}{\int_0^\infty Q_i |\rho_g|_{T_{s,i}} (y_g - y_{g,i}) dt} \right] \quad (5.26)$$

Como se ha comentado anteriormente en el diseño experimental se adoptó como variable de operación la relación entre la masa de arena húmeda alimentada y la masa seca que conforma el lecho, lo que se representa en este trabajo mediante la letra R. Se mantiene constante sin embargo la humedad inicial de la muestra de arena húmeda alimentada a la cámara de secado al inicio de cada experimento ($x_{s0}=0.15$), adecuando las cifras para ensayar valores de R de 2.5, 5.0, 7.5 y 10% respectivamente.

$$R = \frac{M_s + M_{w,s}^\circ}{M_d} \quad (5.27)$$

donde,

$$M_{w,s}^\circ = x_s^\circ M_s \quad (5.28)$$

Por tanto:

$$M_s = \frac{R M_d}{1 + x_s^\circ} \quad (5.29)$$

A partir de las ecuaciones auxiliares Ec. 5.1-5.29 se plantean y resuelven los balances de materia y energía requeridos y enumerados anteriormente, y que se detallan a continuación.

Balance de materia del agua en la arena añadida

Debe considerar la pérdida de agua que sufre la arena húmeda añadida al inicio del ensayo debido al proceso de secado, y se refiere a la velocidad de secado, R_w .

$$\frac{d(M_s x_s)}{dt} = -R_w M_s \quad (5.30)$$

donde

$$x_s = \frac{M_{w,s}}{M_s} \quad (5.31)$$

M_s es constante, por lo que la Ec. 5.30 se reduce a:

$$\frac{dx_s}{dt} = -R_w \quad (5.32)$$

Balance de materia del agua en la fase gas

Representa la cantidad de agua que pasa de la fase sólida al gas y debe tener en cuenta la humedad ambiental con la que entra el aire a la cámara de secado:

$$\frac{d(M_g y_g)}{dt} = Q_i \rho_g |_{T_{g,i}} y_{g,i} - Q \rho_g |_{T_g} y_g + R_w M_s \quad (5.33)$$

donde

$$y_g = \frac{M_{w,g}}{M_g} \quad (5.34)$$

$$M_g = V_d \varepsilon \rho_g |_{T_g} \quad (5.35)$$

Los sistemas de impulsión de fluidos no suministran un caudal de aire constante sino que se registran con el tiempo algunas variaciones significativas con respecto al valor nominal. Teniendo en cuenta que estas variaciones afectarán a los balances de materia y energía, en aras de ser lo más riguroso posible en el modelado se asume exclusivamente que el caudal másico de entrada es igual al de salida, lo que supone implícitamente desprestigiar las pérdidas de aire por no ser cuantificables en la planta experimental. Por tanto el caudal volumétrico (y la velocidad del gas) varían con el tiempo, y tan solo se considera constante la cantidad de gas presente en la cámara de secado, M_g . Por tanto la Ec. 5.33 se reescribe para obtener:

$$\frac{dy_g}{dt} = \frac{1}{M_g} Q_i |\rho_g|_{T_s, i} (y_{g, i} - y_g) + \frac{M_s}{M_g} R_w \quad (5.36)$$

La humedad del aire a la entrada y a la salida se mide experimentalmente como humedad relativa, y se convierte a fracción en peso en base seca mediante la siguiente expresión:

$$y_g = \frac{M_w}{M_a \left(\frac{P}{|P_v^w|_{T_s} \frac{H_R}{100}} - 1 \right)} = \frac{M_w}{M_a} \frac{|P_v^w|_{T_s} \frac{H_R}{100}}{P - |P_v^w|_{T_s} \frac{H_R}{100}} \quad (5.37)$$

La fracción en peso de agua en el gas de salida, y_g , se emplea en la Ec. 5.26 para calcular la humedad de la arena, y por tanto es el parámetro experimental en el que se basa el modelo para definir la función objetivo a minimizar.

Balance de energía de la arena añadida

Deberá tener en cuenta la variación de la entalpía de la arena húmeda añadida durante el proceso. Dado que las propiedades térmicas y el comportamiento de la arena y del agua que la acompaña son distintos, se considera que la arena añadida es arena seca más una cierta cantidad de agua líquida. El balance además incluye la transmisión de calor por convección del gas caliente a la arena añadida y de la arena seca inicial a la arena húmeda añadida, ya que su temperatura es distinta al comienzo y tiende a homogeneizarse a lo largo del ensayo. Además también se considera la variación de la entalpía debida al proceso de secado:

$$\frac{d}{dt} (M_s h_s + M_{w,s} h_w) = h_1 A M_s (T_g - T_s) + h_2 A M_s (T_d - T_s) - R_w M_s |h_v|_{T_s} \quad (5.38)$$

donde h_1 y h_2 representan los coeficientes de convección del gas al sólido y del sólido al sólido, respectivamente.

SECADO EN DISCONTINUO

Los valores de la entalpía del sólido, del agua líquida contenida en la arena y de la entalpía de vaporización se calculan para cada temperatura mediante las siguientes expresiones:

$$h_s = h_{s_0} + \int_{T_0}^{T_s} C_{p_s} dT_s \quad (5.39)$$

$$h_w = h_{w_0} + \int_{T_0}^{T_s} C_{p_w} dT_s \quad (5.40)$$

$$|h_v|_{T_s} = h_{w_0} + |\lambda|_{T_0} + \int_{T_0}^{T_s} C_{p_v} dT_s \quad (5.41)$$

Como ya se ha comentado anteriormente M_s es constante, pero h_s , x_s y h_w no, por lo que el primer término de la Ec. 5.38 se desarrolla para obtener:

$$\frac{d}{dt} [M_s(h_s + x_s h_w)] = M_s \left[\frac{dh_s}{dt} + h_w \frac{dx_s}{dt} + x_s \frac{dh_w}{dt} \right] \quad (5.42)$$

Como h_{s0} y h_{w0} son constantes, incluyendo las Ec. 5.39-6.41 en la 6.42 y reordenando obtenemos:

$$M_s \left[C_{p_s} \frac{dT_s}{dt} - h_w R_w + x_s C_{p_w} \frac{dT_s}{dt} \right] = h_1 A M_s (T_g - T_s) + h_2 A M_s (T_d - T_s) - R_w M_s (h_w + |\lambda|_{T_s}) \quad (5.43)$$

que puede simplificarse para obtener la expresión final del balance de energía de la arena añadida:

$$\frac{dT_s}{dt} = \frac{h_1 A (T_g - T_s) + h_2 A (T_d - T_s) - R_w |\lambda|_{T_s}}{C_{p_s} + x_s C_{p_w}} \quad (5.44)$$

Balance de energía de la arena inicial del lecho

Representa la variación de la temperatura de la arena que hay inicialmente en el lecho. Su temperatura inicial es igual a la temperatura de salida del gas antes del comienzo del experimento, y durante el mismo sufre un enfriamiento inicial para después recuperar el nivel térmico con el paso del tiempo. Debe tener en cuenta la transferencia de calor que se da por convección desde el gas a la arena del lecho y también la transferencia por convección de la arena inicial a la añadida.

$$\frac{d}{dt}(M_d h_d) = h_1 A M_d (T_g - T_d) - h_2 A M_s (T_d - T_s) \quad (5.45)$$

donde

$$h_d = h_{s_0} + \int_{T_0}^{T_d} C_{ps} dT_d \quad (5.46)$$

Al ser M_d y h_{s_0} constantes, la Ec. 5.45 queda de la siguiente manera:

$$\frac{dT_d}{dt} = \frac{h_1 A}{C_{ps}} (T_g - T_d) - \frac{h_2 A}{C_{ps}} \frac{M_s}{M_d} (T_d - T_s) \quad (5.47)$$

Balance de energía del gas

El último balance de energía que se plantea en este modelo describe la evolución de la temperatura del aire con el tiempo, y para ello debe tener en cuenta los siguientes términos: en primer lugar el cambio de entalpía del flujo de gas (aire más vapor de agua) debido al enfriamiento que sufre al atravesar el lecho, el calor que se transfiere por convección del gas a la arena húmeda añadida y a la arena seca que conformaba el lecho al inicio del ensayo, el incremento de entalpía debido al agua evaporada y por último las pérdidas de calor a la atmósfera:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} [M_g h_g + M_{w,g} |h_v|_{T_s}] = & (Q_i | \rho_g |_{T_{s,i}} |h_g|_{T_{s,i}} - Q | \rho_g |_{T_s} |h_g|_{T_s}) + (Q_i | \rho_g |_{T_{s,i}} |h_v|_{T_{s,i}} - Q | \rho_g |_{T_s} |h_v|_{T_s}) \\ & - h_1 A M_s (T_g - T_s) - h_2 A M_d (T_g - T_d) + R_w M_s |h_v|_{T_s} - U_o A_o (T_g - T_{amb}) \end{aligned} \quad (5.48)$$

Tal y como se ha explicado anteriormente el flujo másico de aire es constante, es decir, se desprecian las pérdidas por fugas. Para simplificar ligeramente los cálculos se supondrá que el cambio de temperatura no provoca una variación sustancial en la densidad del aire, por lo que reordenando e incluyendo las expresiones correspondientes a cada entalpía se obtiene:

$$\begin{aligned} \frac{dT_g}{dt} = & \frac{Q_i | \rho_g |_{T_{s,i}} \left[\int_{T_s}^{T_{s,i}} C_{p_g} dT_g + y_{g,i} \int_{T_s}^{T_{s,i}} C_{p_v} dT_g \right] - h_1 A M_s (T_g - T_s)}{M_g (C_{p_g} + y_g C_{p_v})} \\ & + \frac{R_w M_s \int_{T_s}^{T_s} C_{p_v} dT_g - h_1 A M_d (T_g - T_d) - U_o A_o (T_g - T_{amb})}{M_g (C_{p_g} + y_g C_{p_v})} \end{aligned} \quad (5.49)$$

SECADO EN DISCONTINUO

Esta expresión puede emplearse para estimar el valor de $U_o A_o$, que se supondrá constante a lo largo del experimento. Para ello se emplean los valores promedios de temperatura de entrada y salida del gas antes de alimentar la arena húmeda. En esas condiciones la expresión anterior se simplifica notablemente, ya que T_g no varía con el tiempo y la temperatura del lecho y del gas a la salida serán iguales. Por tanto:

$$U_o A_o (T_g - T_{amb}) = Q_i |\rho_g| \left[\int_{T_g}^{T_{g,i}} C_{p_s} dT_g + y_{g,i} \left(\int_{T_g}^{T_{g,i}} C_{p_w} dT_g |\lambda_{T_{g,i}} - \lambda_{T_g}| \right) \right] \quad (5.50)$$

Se ha diseñado, implementado y puesto a punto un algoritmo de cálculo escrito en Scilab cuyo diagrama de flujo se muestra en la Figura 5.21. Se emplea la subrutina ode para la resolución de las ecuaciones diferenciales ordinarias de los cinco balances y la subrutina de optimización fminsearch (basada en el algoritmo de Nelder-Mead) para la búsqueda del valor óptimo del coeficiente de transferencia de materia que minimiza la función objetivo error (FOE) definida como:

$$FOE = \frac{\sum \left[\left(\frac{(x_s)_{cal} - (x_s)_{exp}}{(x_s)_{cal}} \right)^2 + \left(\frac{(T_g)_{cal} - (T_g)_{exp}}{(T_g)_{cal}} \right)^2 \right]}{n} \quad (5.51)$$

donde n es el número de datos experimentales, el subíndice exp hace referencia a valores experimentales y el subíndice cal a valores calculados. Conviene aclarar que $(x_s)_{exp}$ no se mide directamente, sino que se obtiene a partir de la humedad relativa del gas a la salida mediante el balance de materia del agua, Ec. 5.26.

La subrutina fminsearch no está diseñada para la optimización restringida, por lo que las restricciones se han implementado externamente para evitar que se prueben valores de K por debajo del correspondiente a un lecho fijo (Ec. 5.5). Inicialmente la FOE se definió únicamente con el término correspondiente a la humedad del sólido, pero posteriormente se incorporó el término de temperatura para dotar al algoritmo de optimización de criterios que tengan en cuenta también los balances de energía.

La construcción y puesta a punto de este modelo tiene un doble objetivo: Por un lado, y dado que el único parámetro de optimización es el coeficiente de transferencia de materia, K , se pretende utilizar el modelo para obtener el valor

de este parámetro en los ensayos realizados en distintas condiciones experimentales, y así, en última instancia, proponer una correlación similar a las Ec. 5.5 y 5.6 que sea específica para spouted beds. Por otro lado, además, la validación del modelo permitirá desarrollar una herramienta para el futuro escalado y diseño de las plantas comerciales.

Con todo el intenso trabajo requerido para plantear y desarrollar un modelo riguroso y para la implementación y ajuste de todas las ecuaciones que lo componen ha requerido una inversión considerable de tiempo. De hecho en el momento de la redacción de esta Memoria no se ha dado por concluida la fase de desarrollo y validación del modelo, ya que actualmente se sigue trabajando en la propuesta de algunas modificaciones para mejorar la agilidad de cálculo y de nuevas correlaciones para mejorar el ajuste entre los resultados experimentales y los calculados por el modelo.

En cualquier caso, y aunque sea de forma provisional, se ha considerado oportuno incluir los resultados de la simulación de uno de los ensayos realizados en discontinuo en la planta piloto, para que quede demostrada la capacidad del modelo para simular la dinámica del proceso de secado en spouted beds, teniendo en cuenta la termodinámica y la transferencia de calor y materia en el interior del lecho. Así a continuación se mostrarán los resultados correspondientes al ensayo realizado con arena fina, $R= 10\%$, $u/u_{ms}= 2$ y temperatura ambiente ($20\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Para la determinación del punto experimental correspondiente a la humedad crítica, x_{sc} , el programa representa los datos experimentales de humedad absoluta del aire calculados a partir de la Ec. 5.37 y su derivada con respecto al tiempo (Figura 5.21). De esta manera el usuario puede decidir y seleccionar gráficamente y con precisión el punto donde se observa el cambio en la pendiente de la curva, marcado con un punto rojo en la Figura 5.21 (aprox. 1100 s). A partir de estos datos y mediante el balance de materia del agua, Ec. 5.26, se obtiene la evolución con el tiempo de la fracción en peso en base seca de la humedad contenida en el sólido húmedo, x_s , Figura 5.22. En esta Figura se aprecia la disminución de la humedad desde el 15% p/p inicial hasta el secado completo, y se representa también el valor correspondiente a x_{sc} .

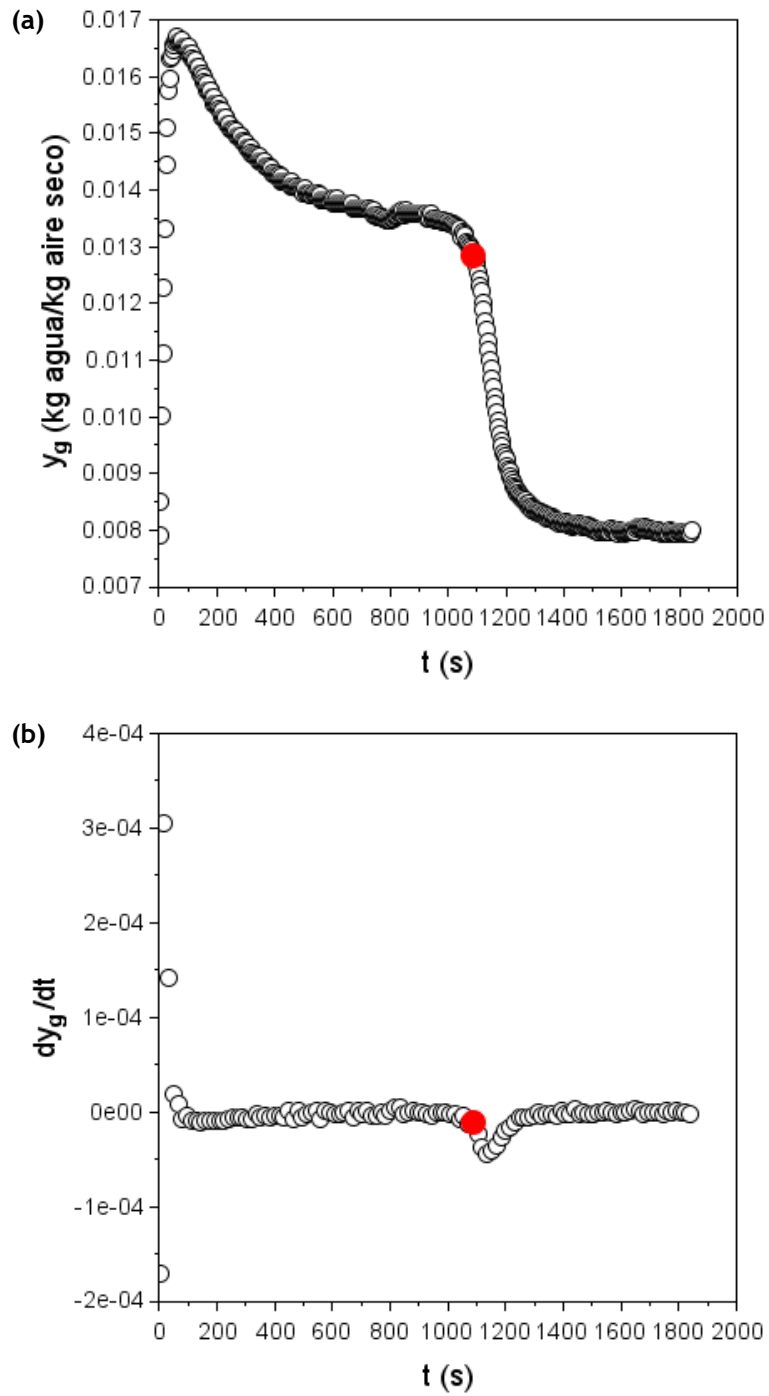


Figura 5.21. Evolución con el tiempo de (a) humedad absoluta del aire (valores experimentales) y (b) su primera derivada con respecto a t . $T= 20\text{ }^\circ\text{C}$, $R= 10\%$, $u/u_{ms}= 2$.

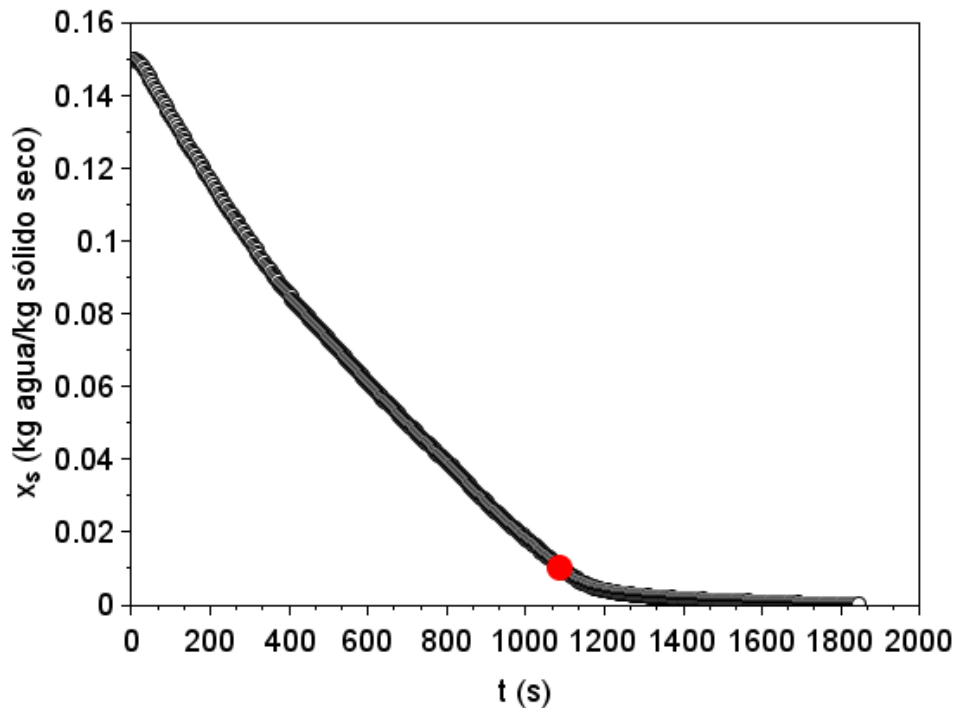


Figura 5.22. Evolución con el tiempo de la humedad del sólido añadido, x_c , calculada a partir de resultados experimentales.

Tras la optimización del único parámetro ajustable, el coeficiente de transferencia de materia, K , el modelo consigue predecir con bastante precisión la reducción de la humedad de la arena añadida, tal y como se demuestra en el gráfico de paridad en el que se representan los valores experimentales de x_c frente a los calculados (Figura 5.23). Se observa con todo que en la primera mitad de secado (para valores altos de x_s) el modelo subestima la velocidad de secado, mientras que en la segunda mitad (valores bajos de x_s) el modelo predice un secado más rápido que el que ocurre realmente en el interior del contacto.

De forma análoga, en la Figura 5.24 se representa la evolución con el tiempo de los valores experimentales y calculados del contenido de humedad del sólido, x_s , y de la humedad absoluta del aire a la salida, y_g . Se observa que los valores calculados de x_s son muy próximos a los experimentales, aunque existe una diferencia notable entre los valores calculados y experimentales para y_g . Efectivamente el modelo no es capaz de predecir la curva típica con un pico inicial que desciende hasta encontrar un valor constante para luego descender rápidamente al llegar al contenido de humedad crítica. Los valores calculados muestran una evolución sin pico inicial, y la humedad absoluta del aire se mantiene aproximadamente constante con un valor superior al experimental.

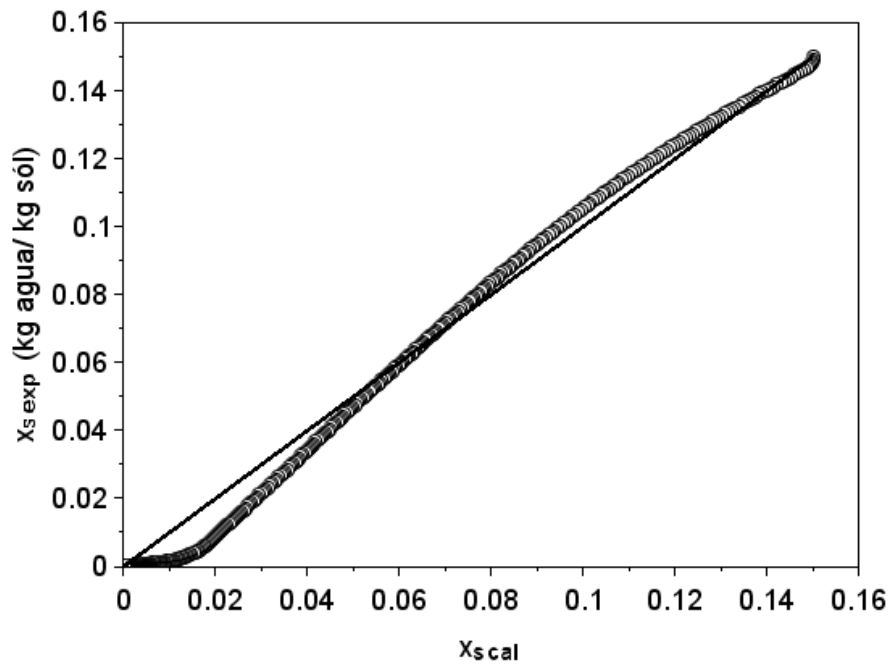


Figura 5.23. Gráfico de paridad (valores experimentales frente a calculados) de la humedad del sólido añadido, x_c .

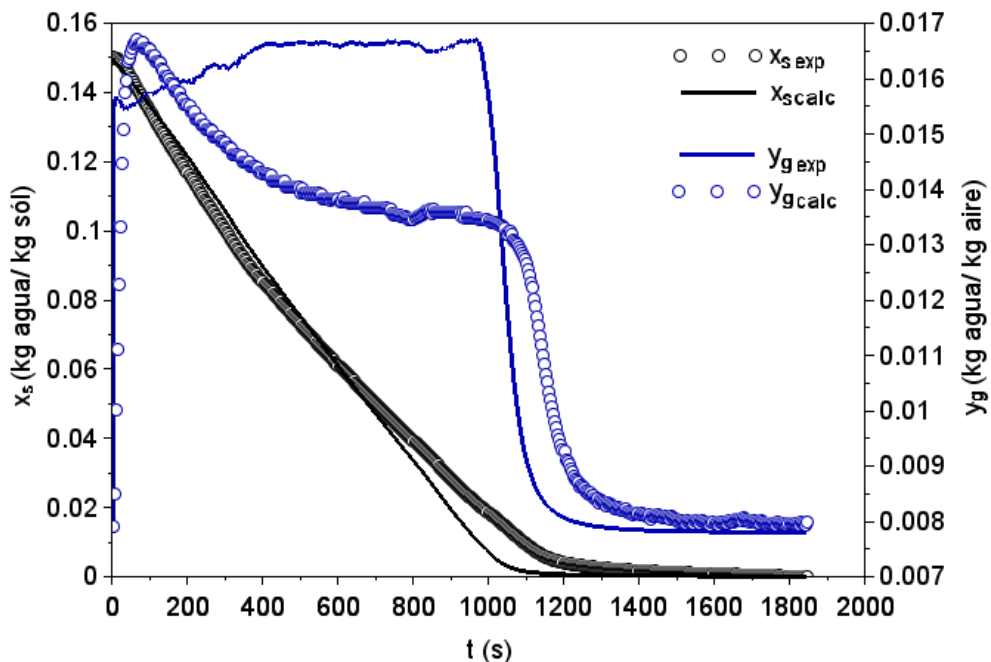


Figura 5.24. Comparación de la evolución con el tiempo del contenido de humedad del sólido y humedad absoluta del aire experimental y calculado con el modelo propuesto.

Para corregir estas diferencias, el modelo debe mejorar la estimación de la transferencia de calor, tal y como se aprecia en la Figura 5.25, donde se comparan los valores experimentales y calculados para la evolución de la temperatura del lecho y del gas a la salida. Además también se representa la evolución con el tiempo de la temperatura del sólido húmedo, ya que si bien este parámetro no puede medirse experimentalmente se calcula mediante la resolución del balance de calor correspondiente y permite verificar si el comportamiento del modelo es razonable. La temperatura del aire a la salida medida experimentalmente, línea azul claro, describe un descenso paulatino hasta los 1100 s aproximadamente (tiempo donde se alcanza el x_{sc}), y a partir de aquí se aprecia que el cambio en la velocidad de secado provoca un cambio notable en la transferencia de calor, ya que se observa un ligero aumento de la temperatura hasta alcanzar un valor cercano al inicial. Sin embargo la temperatura de salida calculada por el modelo, línea roja, describe un descenso abrupto inicial para luego ir subiendo paulatinamente hasta su valor inicial. Es por ello que uno de los aspectos en los que se trabaja actualmente es en la verificación y definición alternativa de todos los parámetros implicados con la transferencia de calor, como los coeficientes de convección, h_1 y h_2 , y el coeficiente global de transferencia para las pérdidas de calor, U_oA_o .

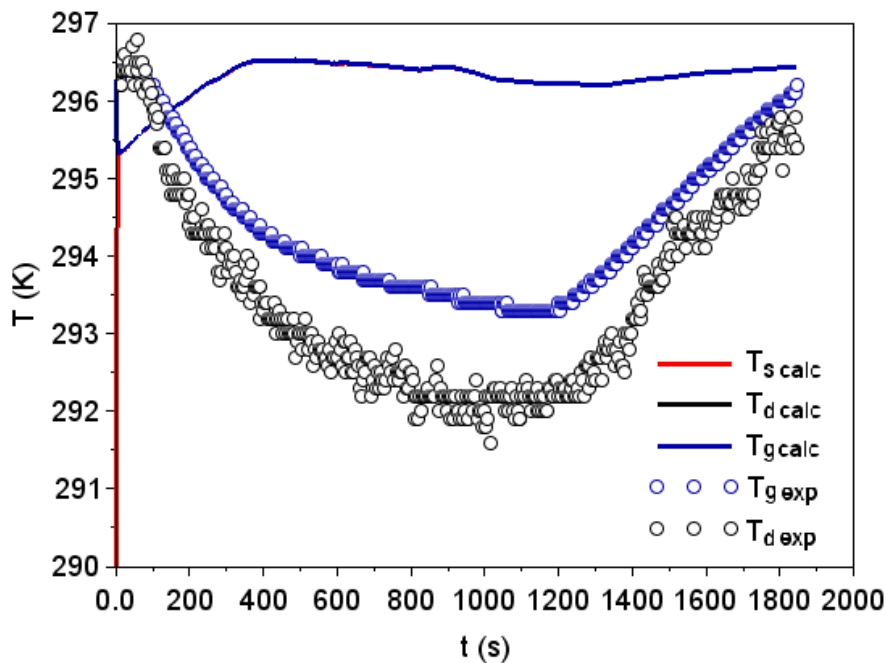


Figura 5.25. Valores experimentales y calculados para la evolución con el tiempo de la temperatura del lecho y del gas a la salida.

SECADO EN DISCONTINUO

Por otro lado, las diferencias observadas en el ajuste de los valores de x_s frente a los de y_g sugieren que podría haber un error en el balance de materia y en la relación entre ambos. De hecho en las pruebas realizadas al respecto se ha comprobado que la forma de calcular la masa de aire en el contactor, M_g , y que está directamente relacionada con el volumen disponible para la transferencia de materia, tiene una gran influencia en el resultado de la simulación del modelo, por lo que en fechas próximas se seguirá avanzando en esta línea.



**SECADO EN
CONTINUO**

6 SECADO EN CONTINUO

El siguiente paso en aras de alcanzar el objetivo final de este Trabajo, es decir, el diseño final de un equipo de demostración a escala semiindustrial de la propuesta tecnológica, es la operación en continuo, y supone un gran reto tecnológico. A la incertidumbre de obtener un comportamiento adecuado del equipo en términos de eficiencia de la operación se une la necesidad de diseñar adecuadamente los sistemas de alimentación y recogida de sólidos, habida cuenta de que, como se ha comentado anteriormente, la arena húmeda es un material particulado de difícil manejo debido a la adherencia de las partículas y su tendencia a formar grandes aglomerados. Por tanto el primer problema que se debe resolver es encontrar un sistema de alimentación capaz de transportar la arena húmeda con un caudal uniforme desde la tolva hasta la boca de alimentación, y llegados a este punto decidir el mejor punto de entrada de la arena húmeda.

En relación con la primera de las incógnitas planteadas, tras un amplio estudio preliminar encaminado a identificar y valorar las distintas opciones disponibles en el mercado para sistemas de alimentación de este tipo de sólidos en las condiciones de caudal y humedad previstas, se optó por adquirir y adaptar el alimentador de vibración que se describe en el Capítulo 3, y que como se ha comentado dispone de un vibrador en la tolva para evitar atascos y otro en la bandeja para el transporte del material. Igualmente en el mismo Capítulo también se han discutido las distintas opciones consideradas para la alimentación, concluyéndose que las opciones evaluadas serían la zona anular en un punto (no distribuida) y la alimentación en la fuente.

Dado que estos dos aspectos requirieron un considerable esfuerzo experimental y que sirvieron para adquirir un conocimiento profundo de las particularidades de esta tecnología para la operación en continuo, en el siguiente Apartado se describen los pasos y conclusiones de la puesta en marcha.

6.1 Puesta en marcha

Desde las primeras pruebas se comprobó que para caudales de alimentación de arena por encima de 10 kg/h, la operación en continuo requiere alimentar el gas a temperaturas superiores a los 140 °C, independientemente del caudal de aire. A temperaturas inferiores el salto térmico es insuficiente para secar la arena antes de que se acumule en el lecho, y en consecuencia se produce la obturación de los conductos de salida y el estancamiento del lecho.

SECADO EN CONTINUO

Este hecho, unido a las limitaciones del calefactor ya mencionadas obligaron a realizar el estudio experimental de secado en continuo desde su fase preliminar a 150 °C.

Establecido este parámetro de operación, y en aras de adquirir un conocimiento preliminar del comportamiento de la planta piloto en los ensayos en continuo y valorar distintas opciones metodológicas respecto a otras variables de operación y a los parámetros que se debían registrar, se realizaron ensayos preliminares para estudiar la respuesta del equipo alimentando en continuo aire caliente y arena seca.

El caudal de alimentación de sólido se fijó en 60 kg/h, que corresponde al máximo caudal de arena húmeda que se puede secar en la planta con el máximo caudal de aire a 150 °C, y se varió la altura de lecho estancado, H_0 , ensayando valores de 0.030 m (9 kg de arena fina, 8 kg de arena ultrafina) y 0.045 m (21 kg de arena fina, 19 kg arena ultrafina). Se ensayaron dos valores para el caudal de aire, seleccionados en base a la experiencia previa del comportamiento hidrodinámico de las arenas. El valor más bajo empleado fue de 50 Nm³/h, ya que con este valor ambas se encuentran en régimen de spouted bed aunque la relación u/u_{ms} es distinta, 1.6 y 2.6 para la arena fina y ultrafina, respectivamente. El otro valor es mucho más elevado, 140 Nm³/h, y se escogió pensando en maximizar la capacidad de secado de la planta, ya que es el mayor caudal que el calefactor puede calentar hasta 150 °C. Aunque este valor es óptimo en términos de capacidad de secado no garantiza un óptimo de la operación, ya que es esperable un aumento sustancial de las pérdidas por arrastre. Este valor del caudal de aire equivale a trabajar a $u/u_{ms} = 4.7$ y 7.6 para la arena fina y ultrafina, respectivamente.

En la Figura 6.1 se muestra la cantidad de arena recuperada al final de los ensayos en el depósito de salida, en el lecho, en el filtro y en los conductos, expresada como porcentaje en masa con respecto a la arena empleada en el ensayo, es decir, la que conforma el lecho inicial y toda la arena alimentada durante el transcurso del ensayo. Por otro lado en la Tabla 6.1 se resume la variación de masa en el lecho para cada uno de los ensayos.

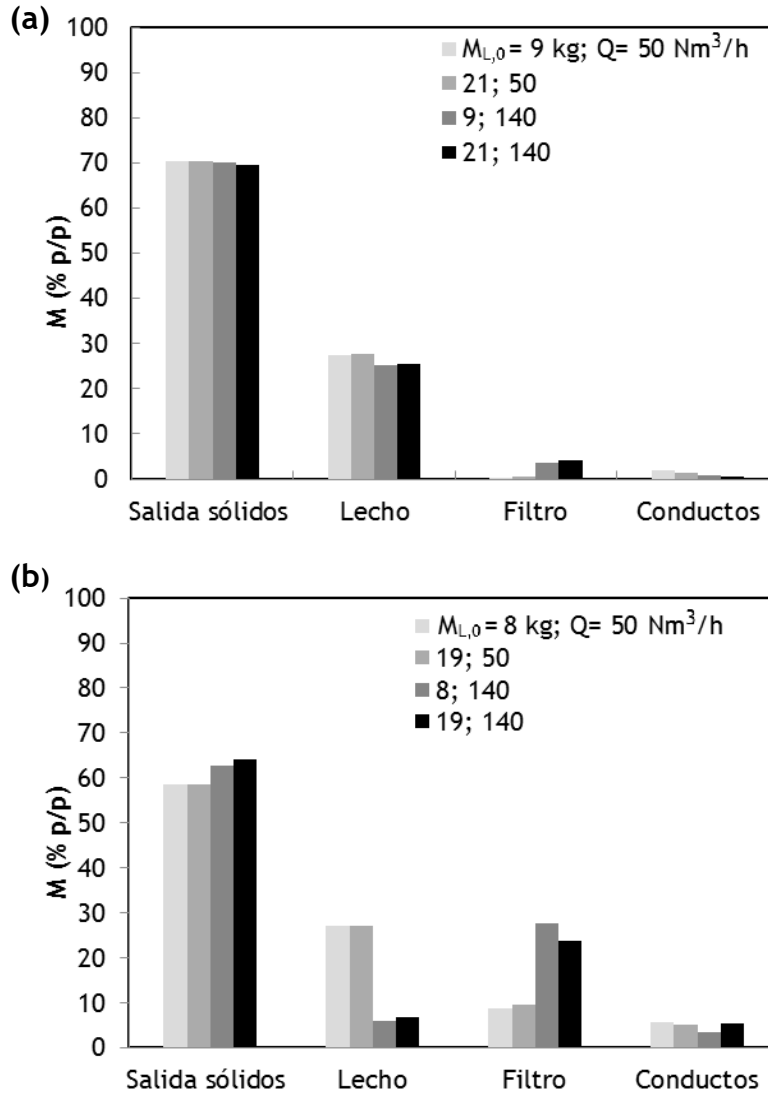


Figura 6.1. Masa de arena (en %p/p) recogida en distintas localizaciones al final de los ensayos en continuo preliminares.

Por otro lado en la Tabla 6.1 se puede comprobar como con independencia de la masa de arena inicial, la altura del lecho al final del ensayo se mantiene en valores muy próximos para los dos ensayos realizados con el mismo caudal de gas, aunque este valor se reduce al aumentar el caudal de gas, ligeramente con la arena fina y notablemente con la ultrafina. Esta reducción en el caso de la arena fina es atribuible a la expansión del lecho y al consecuente aumento de la porosidad^[297], aunque en el caso de la arena ultrafina la reducción de la masa final de lecho es muy notable y además de la expansión y la posible modificación

SECADO EN CONTINUO

del régimen de contacto ya comentada (de spouted bed a jet spouted bed) indica un notable aumento del arrastre.

Tabla 6.1. Masa de lecho al comienzo y al final de los ensayos preliminares en continuo con los dos materiales ensayados.

Q (Nm ³ /h)	Arena fina		Arena ultrafina	
	M _{L,0} (kg)	M _{L,F} (kg)	M _{L,0} (kg)	M _{L,F} (kg)
50	9.0	19.3	8.0	16.6
	21.0	19.6	19.0	16.3
140	9.0	17.8	8.0	6.8
	21.0	18.1	19.0	6.2

Aunque con la arena húmeda el arrastre podría no ser tan elevado, estos resultados preliminares hacen sospechar que la operación de secado en continuo de la arena ultrafina será probablemente menos eficiente, ya que un lecho menor conlleva un menor reparto de la humedad en el lecho y, con ello, una menor superficie de contacto. Por otro lado la constatación de la reducción de la masa de lecho en los ensayos realizados con arena ultrafina supone también una limitación de la capacidad del equipo. Este problema puede ser al menos parcialmente resuelto en base a dos posibles estrategias: la primera es utilizar un lecho inerte de partículas más grandes, prescindiendo del rebosadero como sistema de recogida, que sería sustituido por la recolección de partículas en el filtro de salida; la segunda opción consiste en abordar el problema directamente desde el diseño del equipo, ya que aumentando el diámetro de la columna cilíndrica del contactor la velocidad del gas se reduce y se reducen también las pérdidas de material por arrastre. Las partículas formarán un lecho que, aunque diluido, ofrecerá mejores prestaciones que el actual.

Aunque al concluir la redacción de esta Memoria no se ha completado el estudio de la primera de las dos estrategias planteadas, se han obtenido buenos resultados en las pruebas de secado preliminares utilizando arena silíceo de 500 µm como inerte para el secado de la arena ultrafina. En los meses posteriores al término de esta Tesis se espera poder realizar el primer test con un equipo de 1 metro de diámetro, para evaluar así también la segunda estrategia propuesta.

Como se ha comentado al inicio de este Capítulo, otro de los aspectos operativos abordados antes de afrontar el estudio experimental de secado en continuo de arena es la decisión respecto al punto óptimo de alimentación. La

primera opción estudiada fue la alimentación en un único punto de la zona anular, con la disposición de los elementos definida en los Capítulos 4 y 6 ($D_0=0.05$ m, $D_T=0.054$ m, $A_0/A_T=60\%$ con un confinador de fuente de $L_{CF}=0.9$ m y $D_{CF}=0.2$ m). Esta configuración da buen resultado con alimentaciones de hasta 30 kg/h, pero a partir de este valor se detectan problemas de homogeneización del lecho, puesto que la arena húmeda alimentada se acumula en la zona más cercana al alimentador, tal y como se muestra en la Figura 6.2. Es decir, en el lecho se produce un gradiente significativo de humedad desde la zona donde cae la arena hasta la salida de sólidos, y el lecho no es capaz de mover la arena húmeda acumulada en la entrada. Además una vez se forma el apelmazamiento de la arena húmeda el lecho no es capaz de volver a su estado anterior aunque se aumente el aporte energético o se disminuya temporalmente el caudal de alimentación de arena.

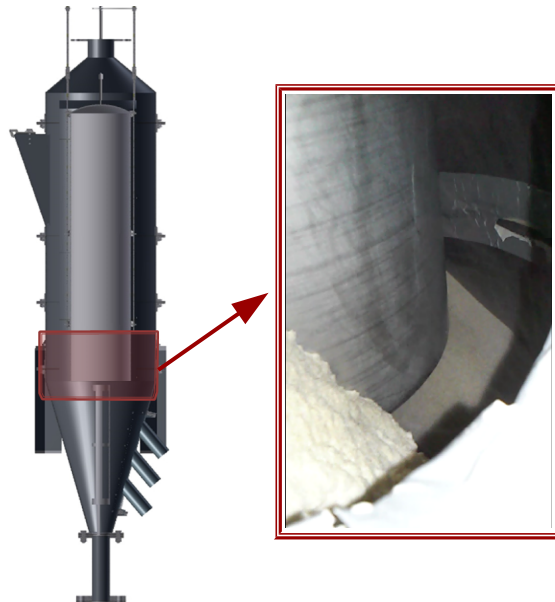


Figura 6.2. Detalle del interior del contactor, donde se aprecia la acumulación de la arena en la zona inmediatamente inferior al punto de alimentación ($D_0=0.05$ m, $D_T=0.054$ m, $A_0/A_T=60\%$, $L_{CF}=0.9$ m de $D_{CF}=0.2$ m)

Descartada la alimentación en un punto de la zona anular se procedió a alimentar la arena húmeda sobre la fuente, utilizando para ello el encauzador interno descrito en el Apartado 3 (Figura 2.11). Este nuevo dispositivo interno asegura que la arena suministrada por el sistema de alimentación es dirigida hacia la fuente, que actúa como distribuidor para esparcirla homogéneamente por todo el lecho. A pesar de que esta alternativa de alimentación permite un ligero aumento en la capacidad del equipo, los valores alcanzados distan de los

esperados. El problema reside en que el uso conjunto del draft-tube y el encauzador provoca un chorro de aire y partículas secas totalmente dirigido hacia el centro del equipo que es incapaz de deshacer los aglomerados de arena húmeda que se forman en la ventana de paso con forma de corona circular (entre el confinador y el encauzador) que debe atravesar la arena húmeda desde el punto de alimentación hasta que se incorpora al lecho. El lecho se mueve adecuadamente, pero no incorpora la arena húmeda procedente del alimentador (Figura 6.3). Al igual que en la otra estrategia de alimentación probada, una vez generado el atasco por acumulación, no es posible recuperar el estado inicial.



Figura 6.3. Detalle del interior del contactor, donde se aprecia la acumulación de la arena en toda la corona circular entre el confinador de fuente y el encauzador de alimentación ($D_0 = 0.05$ m, $D_T = 0.054$ m, $A_0/A_T = 60\%$, $L_{CF} = 0.5$ m de $D_{CF} = 0.2$ m, con encauzador interno)

Como alternativa al problema de aglomeración de la arena húmeda en la entrada se optó por quitar el draft-tube y el diafragma, ampliando el diámetro de entrada hasta 0.07 m. Con esta configuración aumenta el diámetro de la columna de aire ascendente, y se provoca una mayor turbulencia en el lecho, consiguiendo que el aire circule por toda la cavidad cónica. Tras un periodo de funcionamiento estable y con alimentación en continuo, al abrir el equipo para inspeccionarlo se observa una suspensión de partículas muy finas que poco a poco van sedimentando en la superficie del lecho. El resultado es un mejor contacto aire-arena, mayor movimiento del lecho y mayor aprovechamiento del aire suministrado. De hecho trabajando con esta configuración se puede operar de

forma estable alimentando hasta 60 kg/h, lo que supone alcanzar prácticamente la máxima capacidad de la planta para las condiciones de mayor aporte energético disponibles (66.5 kg/h para 150 °C y 140 Nm³/h). Además, a diferencia de las alternativas anteriores, incluso partiendo de un lecho húmedo estancado el sistema es capaz de recuperar el movimiento del lecho. Por otro lado, se ha constatado que esta configuración no genera un cambio significativo en la pérdida de carga del contactor.

Aunque los cambios propuestos en la configuración de la cámara de secado suponen una variación sustancial con respecto a las previsiones iniciales, descartando varios elementos y parámetros optimizados en las etapas de fluidodinámica y secado en batch, este rediseño del equipo ha demostrado favorecer la integración de los sistemas de alimentación y extracción de sólido y maximizar la capacidad y la eficiencia de la planta. Con todo la zona y forma de alimentar la arena húmeda sigue siendo un aspecto susceptible de mejora, y en el desarrollo de la Tesis se han propuesto varias alternativas que se resumen en la Figura 6.4 y que serán objeto de estudio en trabajos posteriores.

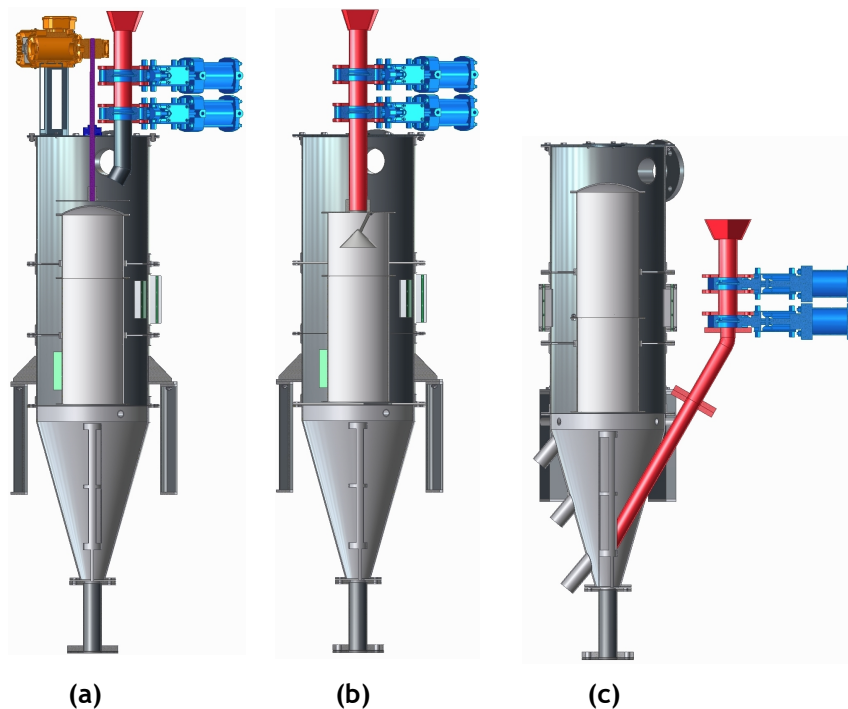


Figura 6.4. Alternativas para alimentación en fase de estudio: a) alimentación anular con plato giratorio, b) alimentación en el confinador de fuente y, c) alimentación en el spout.

6.2 Estudio de secado

6.2.1 Curvas de capacidad

Tras los ensayos preliminares, y habiendo decidido la configuración óptima de la cámara de secado y del punto de alimentación, se realizaron ensayos de secado en continuo encaminados a establecer la curva de capacidad de la planta piloto. Para ello se comienza con una alimentación mínima de 10 kg/h y se va aumentando en escalones de 10 kg/h hasta 60 kg/h, que corresponde aproximadamente con el máximo teórico del equipo. Para cada alimentación se parte del punto de mayor aporte entálpico de la planta, $Q = 140 \text{ Nm}^3/\text{h}$ y $T = 150 \text{ }^\circ\text{C}$, y se va reduciendo el caudal de aire en escalones de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ hasta determinar el caudal mínimo requerido. En algunos casos, cuando ha sido posible, se han realizado ensayos adicionales con una reducción del caudal de gas más pequeña, de 5 o $10 \text{ m}^3/\text{h}$. Antes de modificar las condiciones de operación (caudal de arena y de gas) el equipo se estabiliza al menos durante media hora, y transcurrido ese tiempo se registran los valores estacionarios de los parámetros de proceso.

El caudal mínimo de aire puede estar limitado por la fluidodinámica del lecho o por la termodinámica del secado. El límite fluidodinámico condiciona el proceso especialmente cuando se trabaja con caudales pequeños de alimentación del sólido, ya que al ir descendiendo el caudal de gas se puede alcanzar el valor mínimo de la velocidad necesaria para mantener el régimen de spout (u_{ms}). Por el contrario la limitación termodinámica aparece cuando se trabaja con caudales elevados de alimentación del sólido, ya que al reducir el caudal de gas se reduce el aporte entálpico, que no puede ser menor al necesario para garantizar la evaporación del agua que entra con la alimentación de sólido húmedo.

En la Tabla 6.2 se muestran los resultados de caudal mínimo para los ensayos realizados con las dos arenas empleadas en este Trabajo, destacando que en todos ellos la humedad de salida del sólido alcanza valores de entre 0.1 y 0.5% p/p, adecuados para la comercialización del producto.

El caudal mínimo de aire para cada alimentación es un parámetro muy relevante, ya que corresponde a las condiciones de mayor eficiencia energética que se puedan alcanzar en el equipo, y su representación gráfica permite trazar la curva de capacidad de la planta, Figura 6.6, donde también se representan el caudal teórico de secado (establecido por el límite termodinámico) y el caudal mínimo fluidodinámico (Q_{ms}).

Tabla 6.2. Valores de caudal mínimo de aire en los ensayos de secado en continuo para los dos materiales probados.

F (kg/h)	Q _{min} (Nm ³ /h)	
	Arena fina	Arena ultrafina
10	40	50
20	60	80
30	75	100
40	90	120
50	115	140
60	135	-

El caudal mínimo de aire para cada alimentación es un parámetro muy relevante, ya que corresponde a las condiciones de mayor eficiencia energética que se puedan alcanzar en el equipo, y su representación gráfica permite trazar la curva de capacidad de la planta, Figura 6.6, donde también se representan el caudal teórico de secado (establecido por el límite termodinámico) y el caudal mínimo fluidodinámico (Q_{ms}).

Observando tanto la Tabla 6.2 como las curvas de capacidad de la Figura 6.5 se aprecia que el secado de la arena ultrafina está más limitado en relación al caudal de aire, debido fundamentalmente al poco lecho acumulado dentro del equipo. Este hecho condiciona tanto el límite superior (para evitar el arrastre) como el inferior, debido a que la humedad del lecho supera el máximo admitido para su fluidización (2% p/p).

La curva de capacidad de la planta piloto para el secado de arena fina, Figura 6.5a, en la que se aprecia que la diferencia entre la línea correspondiente al caudal teórico y la de proceso es pequeña, pone de manifiesto que la eficiencia en estas condiciones es elevada. Sin embargo la curva de capacidad de la planta para el secado de la arena ultrafina, Figura 6.5b, confirma las sospechas de las pruebas preliminares, y demuestra que la disminución de la cantidad de arena que conforma el lecho y la consecuente limitación en los caudales de gas, unido a los mayores tiempos de secado que se observaron en el proceso discontinuo, provocan una reducción apreciable de la eficiencia del proceso.

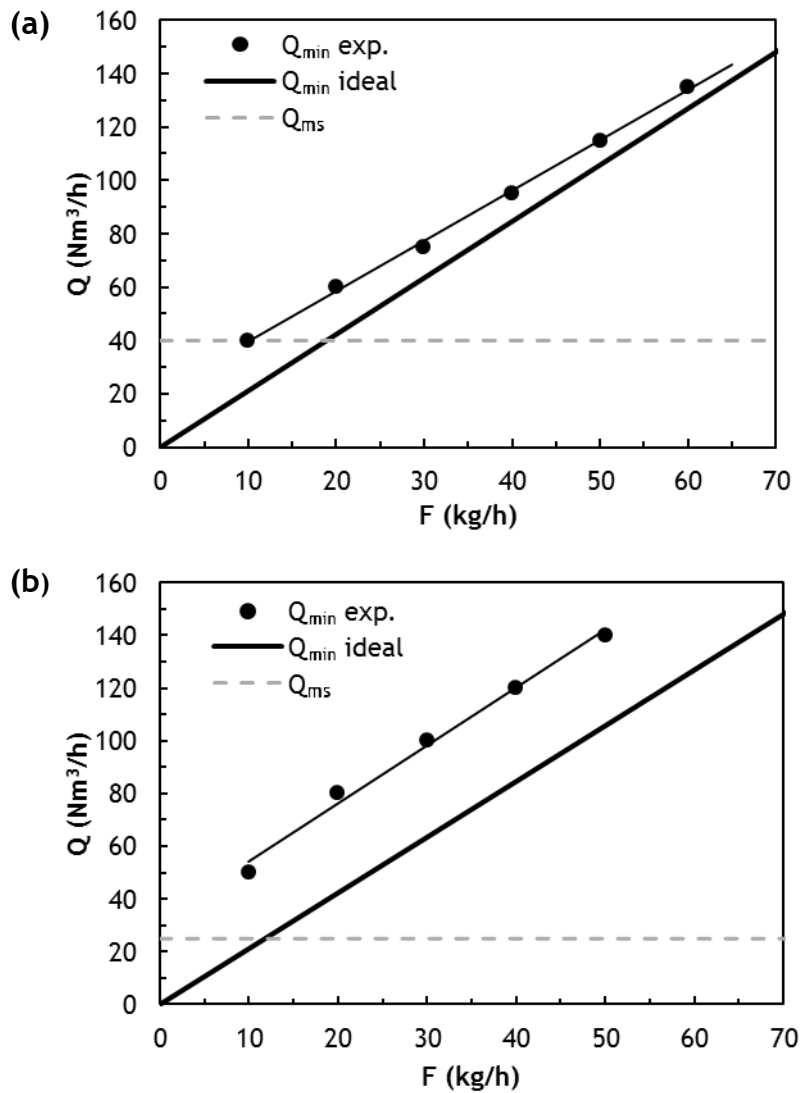


Figura 6.5. Curva de capacidad de la planta piloto para la operación en continuo. a) arena fina, b) arena ultrafina. $T = 150 \text{ }^\circ\text{C}$.

Por otro lado en la Figura 6.5 también puede apreciarse que el aumento del caudal de alimentación de sólido es beneficioso para la eficiencia del proceso, lo que se traduce en una aproximación entre las líneas teórica y experimental, y que es debido a que el aire introducido tiene un mejor aprovechamiento de su contenido entálpico, permitiendo alcanzar la máxima capacidad de secado para las condiciones energéticas disponibles. En cualquier caso conviene señalar que este valor máximo podría ser superado con un aporte energético mayor (mayor caudal de gas y mayor temperatura).

6.2.2 Influencia de los parámetros de proceso

Para comprender y predecir el funcionamiento en continuo del equipo es conveniente realizar un estudio exhaustivo encaminado a establecer la relación entre los parámetros característicos del proceso. Para ello se han seleccionado tres parámetros que están directamente relacionados con la calidad del proceso de secado, la humedad relativa, la temperatura del lecho y la temperatura de salida del aire, y se ha estudiado el efecto de los caudales de gas (Q) y de sólido (F) sobre dichos parámetros.

En la Figura 6.6 se muestran los datos relativos a la temperatura del lecho y del gas de salida. Se observa una reducción de ambas al disminuir el caudal de gas o al aumentar el caudal de alimentación de sólido, ya que las dos acciones tienen como consecuencia un incremento en la entalpía que cede el aire para conseguir el secado de la arena, y esto se traduce en una reducción de su temperatura y por ende de la temperatura del sólido, que se calienta con el aire que atraviesa el lecho. Además se aprecia que la temperatura del lecho es siempre mayor que la del gas a la salida. Esto puede ser debido a que el aire sigue cediendo calor para secar el sólido mientras atraviesa la parte superior del lecho y el confinador de fuente, lo que parece ser la justificación más plausible, a la existencia de gradientes de temperatura en el lecho que harían que la temperatura medida por el termopar no sea representativa de la media del lecho, lo que parece poco probable dada la buena agitación del sólido en la cámara, o a pérdidas de calor hacia el exterior del contactor. Esta última opción tampoco tiene mucho fundamento, ya que teniendo en cuenta el grado de saturación de humedad del aire, una reducción de la temperatura por pérdidas de calor provocaría la aparición de condensación en los conductos y en los sensores de humedad y temperatura de la salida, y tal fenómeno no ha sido observado.

También es destacable que la temperatura de lecho y la del gas a la salida tienden a igualarse al aumentar el caudal de alimentación de sólido y/o al reducir el caudal de aire. Es decir, el sistema alcanza una situación más próxima al equilibrio térmico cuando se reduce la proporción de aire alimentado por sólido alimentando. En este sentido conviene tener en cuenta que la temperatura de saturación adiabática (39 °C aprox.) establece un límite inferior que solo puede ser rebasado si las pérdidas de calor fueran relevantes. Así en la Figura 6.6b se aprecia que con alimentaciones de sólido superiores a 30 kg/h la temperatura de salida del gas tiende a acercarse a este valor límite, aunque no desciende por debajo del mismo, lo que corrobora la hipótesis antes formulada respecto a la relevancia de las pérdidas de calor en el enfriamiento del gas.

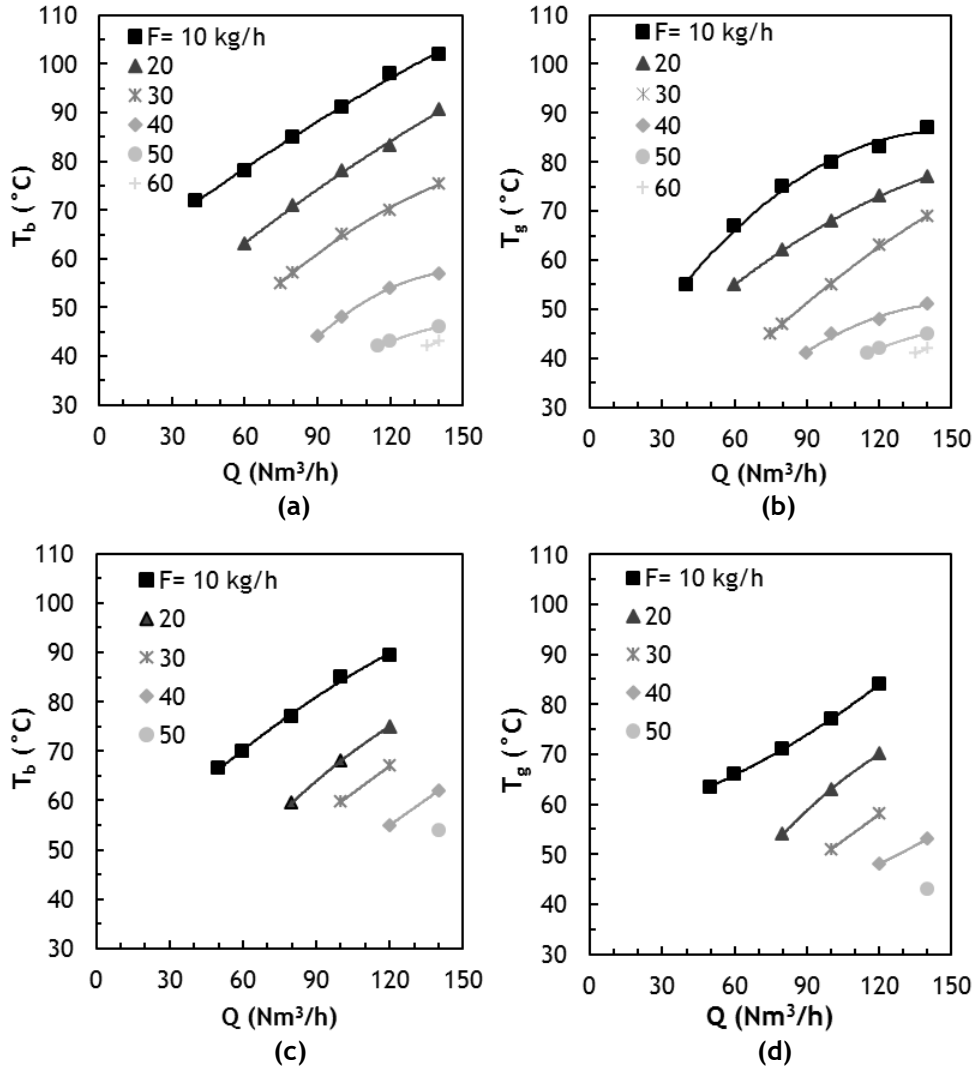


Figura 6.6. Efecto del caudal de aire (Q) y de alimentación de sólido (F) en la temperatura del lecho y en la temperatura de salida del gas. (a) y (b) arena fina, (c) y (d) arena ultrafina.

Por otro lado comparando por separado la temperatura del lecho en el secado de arena fina (Figura 6.6a) y ultrafina (Figura 6.6c) y la temperatura del aire a la salida con ambas arenas (Figuras 6.6b y 6.6d respectivamente) se aprecia que con la arena ultrafina la temperatura del aire y del lecho es siempre más baja para cualquier combinación de caudal de gas y de alimentación de sólido, lo que podría ser atribuido a una mayor saturación de la humedad del aire y por tanto a una mayor eficiencia. Sin embargo como se intuía en las pruebas preliminares y se ha corroborado en la Figura 6.6, la eficiencia del secado de la

arena ultrafina es menor, por lo que la menor temperatura del lecho y del gas a la salida no puede ser atribuida a un mejor aprovechamiento de la entalpía introducida en el sistema.

En la Figura 6.7 se muestra el efecto de los caudales de aire y de alimentación de sólido sobre la humedad relativa del aire a la salida, que es el parámetro que mejor refleja el funcionamiento del proceso. Efectivamente una mayor saturación implica un mayor aprovechamiento de la capacidad de secado del aire y por tanto este parámetro está directamente relacionada con la eficiencia energética del secado.

Tal y como era de esperar la humedad relativa aumenta al disminuir la proporción entre el caudal de aire y el caudal de alimentación de sólido, bien por disminución del numerador o por aumento del denominador. También puede constatarse que cuanto mayor es el caudal de alimentación de sólido mas pronunciada es la reducción de la humedad relativa al aumentar el caudal de aire.

Comparando el comportamiento de ambas arenas se observa que los valores de humedad relativa y por tanto los valores de saturación que se alcanzan trabajando con la arena ultrafina son menores que los que se consiguen con la arena fina, por lo que vuelve a comprobarse el menor aprovechamiento del aire debido al peor contacto logrado tanto por las limitaciones fluidodinámicas como por las morfológicas (superficie algo más porosa). Así, observando la Figura 6.7a se comprueba que con la arena fina se consigue un aprovechamiento muy alto del aire introducido llegándose a valores cercanos al 100% de la humedad relativa a partir de caudales de alimentación de sólido de 40 kg/h. Estos valores son un indicativo más del alto grado de eficiencia del proceso.

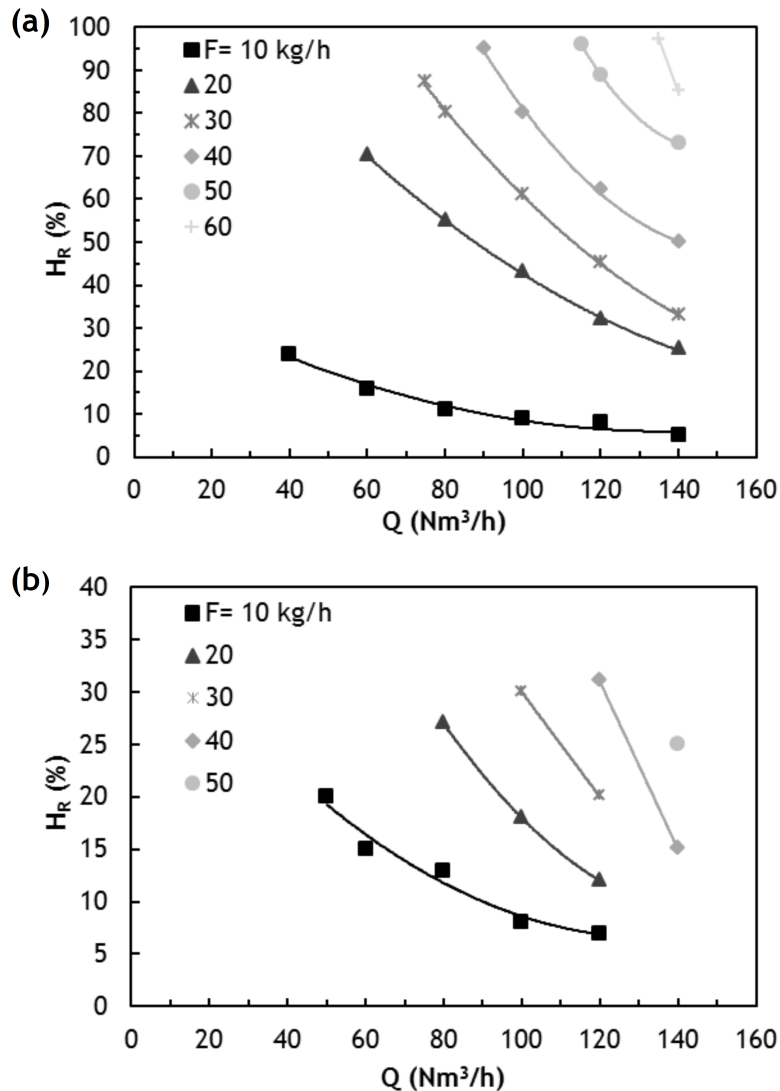


Figura 6.7. Efecto del caudal de aire (Q) y de alimentación de sólido (F) en la humedad relativa del aire de salida. (a) arena fina, (b) arena ultrafina.

6.2.3 Eficiencia de secado

El estudio de la eficiencia requiere inicialmente dedicar unas líneas a explicar cómo se define y se calcula este parámetro, que pretende cuantificar el aprovechamiento de la entalpía que se aporta a la operación de secado. Aunque en la Bibliografía se pueden encontrar numerosas definiciones con diferentes niveles de rigor, en este Trabajo se suponen despreciables los cambios en la

energía cinética y potencial, el primero justificado porque el aumento en el contenido de humedad del aire no supone una variación sustancial de la velocidad del gas entre el conducto de entrada y en el de salida, y el segundo debido a la baja densidad del aire. Igualmente no se consideran las pérdidas de energía debido a la disminución de la presión por la pérdida de carga que genera el diafragma, el lecho y los elementos internos de la cámara, ni se consideran las pérdidas por fricción, y tan solo se ha tenido en cuenta en el balance las entalpías que entran y salen del sistema. Se consideran por tanto los términos definidos en los siguientes puntos:

- Energía mínima de evaporación: Energía mínima necesaria para evaporar el agua a las condiciones ambientales (20 °C) y calentarla hasta las condiciones del aire de salida. Se calcula mediante la Ec. 6.1:

$$h_{v,min} = F_{agua} \left[|\lambda|_{T_{amb}} + \int_{T_{amb}}^{T_s} C_{p,v} dt \right] \quad (6.1)$$

donde F_{agua} es el caudal másico de agua evaporada, $C_{p,v}$ el calor específico del vapor de agua, T_g la temperatura del aire de salida y $|\lambda|_{T_{amb}}$ el calor latente del agua a 20 °C, que se calcula mediante la Ec. 5.21.

- Entalpía del aire: Energía térmica del aire a unas condiciones de temperatura dadas, tomando como temperatura de referencia 0 °C. Se calcula siguiendo la Ec. 6.3:

$$h_{g,T} = Q \rho_g \left[\int_{T_{ref}}^T C_{p,g} dt + y_g \left(|\lambda|_{T_{ref}} + \int_{T_{ref}}^T C_{p,v} dt \right) \right] \quad (6.3)$$

donde h_T es la entalpía del aire a la temperatura T , Q_i es el caudal de entrada aire, $|\rho_g|_i$ la densidad del aire a la temperatura de entrada, Y la humedad absoluta del aire y $C_{p,a}$ el calor específico del aire.

- Entalpía adquirida: Energía térmica aportada por el calefactor para elevar la temperatura del aire desde las condiciones ambientales hasta las de proceso. Se calcula mediante la Ec. 6.4:

$$h_a = Q_i |\rho_g|_i \left[\int_{T_{amb}}^{T_{g,i}} C_{p,g} dt + y_g \int_{T_{amb}}^{T_{g,i}} C_{p,v} dt \right] \quad (6.4)$$

donde T_p es la temperatura de proceso.

SECADO EN CONTINUO

A partir de estas expresiones se han definido dos eficiencias complementarias: la eficiencia adiabática, η_a , es la relación entre la entalpía del aire de salida y la entalpía del aire de entrada, mientras que la eficiencia de secado (Ec. 6.5), η_s , se calcula como la relación entre la energía mínima de evaporación y la entalpía adquirida (Ec. 6.6). La primera hace referencia a la idealidad del proceso, y por tanto un valor de 100% supone que el aire incrementa su humedad de forma adiabática, o de otra manera, que se aporta para el secado la mínima energía necesaria y que la sobrante se mantiene en la corriente de aire. La segunda definición hace referencia al nivel de aprovechamiento del calor aportado para el secado, y un valor de 100% supone que todo el calor aportado ha sido aprovechado para el secado.

$$\eta_s = \frac{h_{v, min}}{h_a} \quad (6.5)$$

$$\eta_a = \frac{h_{g, T_s}}{h_{g, T_{g,i}}} \quad (6.6)$$

En la Figura 6.8 se muestran los resultados de eficiencia adiabática obtenidos en los ensayos de secado de ambas arenas. Los valores medios se recogen en la Tabla 6.3 para una mejor comparación.

Tal y como se observa, la eficiencia adiabática se mantiene prácticamente constante al variar el caudal de aire, y aumenta notablemente al aumentar la alimentación de sólido, mostrando valores similares para ambas arenas. Además es especialmente destacable que para alcanzar eficiencias adiabáticas superiores al 90% conviene trabajar con caudales de alimentación de sólido elevados, por encima de 40 kg/h.

De forma análoga, en la Figura 6.9 se muestra la eficiencia de secado obtenida en los experimentos en continuo para las dos arenas ensayadas. Al igual que ocurre con la humedad relativa (Figura 6.7), y de forma inversa a lo que se ha observado al analizar las temperaturas del lecho y del gas y la diferencia entre ambas (Figura 6.6), la eficiencia de secado aumenta al reducir la relación proporcional entre el caudal de aire y el caudal de alimentación de sólido. Es decir, al reducir el caudal de aire o al aumentar el caudal de sólido para un caudal de gas fijo, las temperaturas de salida del aire y del sólido y la diferencia entre ambas disminuyen, mientras que la humedad relativa y la eficiencia de secado aumentan. Estas evidencias experimentales son coherentes entre si y se explican porque la modificación de la proporción caudal de gas/caudal de sólido

obliga al aire a una variación del aporte de entalpía y de la cantidad de humedad que debe arrastrar.

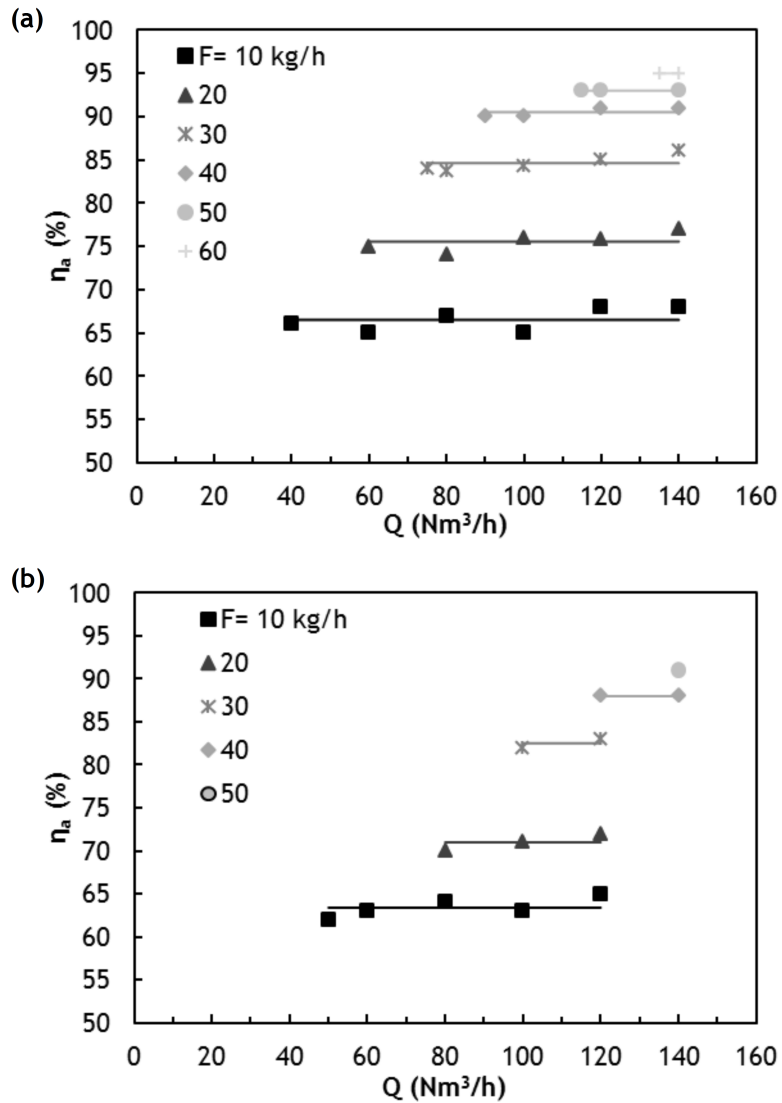


Figura 6.8. Efecto del caudal de aire (Q) y de alimentación de sólido (F) en la eficiencia adiabática. (a) arena fina, (b) arena ultrafina.

Tabla 6.3. Eficiencia adiabática media obtenida para cada arena y caudal de alimentación de sólido.

F (kg/h)	η_a (%)	
	Arena fina	Arena ultrafina
10	66	63
20	74	71
30	85	83
40	91	89
50	92	-
60	95	-

La eficiencia máxima medida, que alcanza un valor del 95%, se consigue con la arena fina trabajando en las condiciones correspondientes a la máxima capacidad de la planta (60 kg/h de arena húmeda). Este resultado además es coherente con el aumento de la humedad relativa y con lo que se ha observado en la Figura 6.6, donde se observa que la temperatura de salida del gas y la del lecho tienden a igualarse al disminuir el caudal de gas y al aumentar el caudal de alimentación. Efectivamente la reducción de la diferencia de temperaturas evidencia una mayor proximidad del equilibrio térmico, y por tanto un mejor aprovechamiento del calor aportado por el aire.

En la Figura 6.9a, correspondiente a la arena fina, se aprecia que con el caudal de alimentación más bajo de los ensayados, $F= 10$ kg/h, es imposible alcanzar eficiencias de secado por encima del 50% debido a la limitación fluidodinámica, es decir, a la necesidad de aportar un caudal de aire para mover el lecho superior al mínimo necesario para el secado. Por otro lado también se aprecia que al igual que ocurría con la eficiencia adiabática, para alcanzar valores de la eficiencia de secado por encima del 90% se requieren caudales de alimentación del sólido superiores a 40 kg/h. Este hecho se explica en base a los mismos argumentos del párrafo anterior, ya que alimentaciones de sólido bajas dentro del rango estudiado suponen relaciones de caudal de gas/caudal de sólido altas y por tanto eficiencias bajas. Además también hay que tener en cuenta que tal y como se ha comprobado al analizar las curvas de capacidad (Figura 6.5), cuando se trabaja con caudales de sólido bajos el límite mínimo de caudal de gas está condicionado por la fluidodinámica, es decir, por la necesidad de mover el lecho. Sin embargo, cuando se trabaja con caudales de sólido elevados, la

limitación del caudal de gas es termodinámica, es decir, que el secado está limitado por la aportación de entalpía necesaria para secar el sólido, y en este caso el caudal de gas está siempre sobradamente por encima del caudal mínimo para garantizar el movimiento del lecho. En consecuencia, cuando se alimentan caudales de sólido elevados, la vigorosidad del lecho, es decir, la relación u/u_{ms} y el movimiento de las partículas que conforman el lecho, son muy superiores. Todo ello influye beneficiosamente al secado.

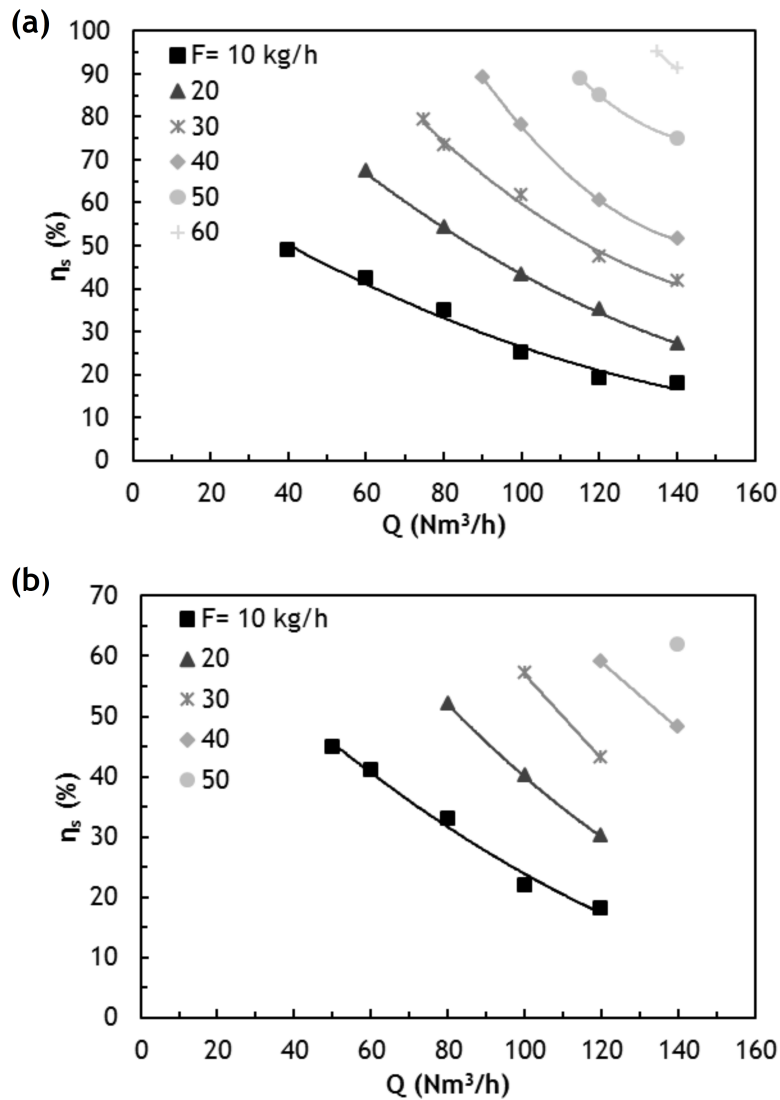


Figura 6.9. Efecto del caudal de aire (Q) y de alimentación de sólido (F) en la eficiencia de secado. (a) arena fina, (b) arena ultrafina.

SECADO EN CONTINUO

Por otro lado, y como era de esperar en base a otros resultados ya comentados en este apartado, la máxima eficiencia de secado conseguida trabajando con la arena ultrafina es menor, y alcanza un valor del 62% cuando se alimentan 50 kg/h de arena húmeda. Este resultado además es coherente con los que se muestran en la Tabla 6.2, donde como se ha comentado la arena ultrafina requiere caudales superiores para el secado, lo que es atribuible a su comportamiento fluidodinámico y a lo observado en los experimentos de secado en discontinuo, donde como se ha comentado en el Capítulo 6, este material por su estructura algo más porosa tiene un secado más lento.

Por último conviene apuntar que en base a los resultados obtenidos, parece que la eficiencia adiabática representa el máximo alcanzable en la eficiencia de secado para cada combinación de las condiciones de operación. Este hecho puede explicarse debido a que, al ser un valor casi constante, puede asumirse que la entalpía consumida en calentar el sólido y en pérdidas de calor representa siempre el mismo porcentaje de la entalpía introducida, lo que significa que la eficiencia adiabática representa el porcentaje de entalpía introducida que está disponible para el secado.

Para ponderar los resultados de eficiencia de secado obtenidos en este Trabajo, se han comparado estos valores con los correspondientes a otras tecnologías comerciales para las que la información disponible permite calcular la eficiencia tal y como se ha definido en esta Tesis. Como se aprecia en la Tabla 6.3, la tecnología de spouted bed seleccionada y desarrollada permite alcanzar unos valores de la eficiencia de secado muy por encima de los del resto de tecnologías comparadas. Con todo hay que apuntar que la capacidad nominal de las plantas con las que se ha comparado la instalación descrita en esta Memoria es mucho mayor, por lo que será necesario verificar si los buenos valores de eficiencia, que cumplen con las expectativas iniciales depositadas en esta tecnología de contacto gas-sólido, se mantienen con el aumento de escala. Por otro lado también conviene apuntar que para alcanzar eficiencias de secado elevadas la humedad relativa del aire a la salida debe ser elevada, lo puede ocasionar problemas de condensaciones aguas abajo de la cámara de secado, sobre todo en el sistema de filtrado del aire. Aunque en el desarrollo de este Trabajo no se ha observado condensación, no es descartable cuando la planta opere en las mismas condiciones durante muchas horas seguidas. Este problema suele resolverse industrialmente aumentando la temperatura de entrada del aire, de manera que a la salida no baje nunca de 100 °C antes de llegar al filtro. Esta estrategia, adecuada para minimizar la condensación, provoca sin embargo una reducción de la eficiencia de secado.

Dados los buenos resultados conseguidos en la eficiencia de secado de la planta piloto desarrollada en esta Tesis, que confirman las expectativas depositadas en esta tecnología, Novattia está actualmente abordando el escalado de la planta en base a un contactor de 1 m de diámetro (Figura 6.11) que trabaje con un lecho de arena de aprox. 900 kg y que permita aumentar la capacidad de secado hasta los 500 kg agua/h.

Tabla 6.4. Eficiencias de secado de algunas tecnologías comerciales^[298,299].

Tipo	Capacidad de secado (kg agua/h)	η_s (%)
Secadero Spouted bed (esta Tesis)	7.8	95
Secadero bandejas SEGHERS	10000	86
Secadero lecho fluido ANDRITZ	1000	80
Secadero rotativo NOVATTIA	2150	80
Secadero rotativo por convección SERNAGIOTTO	1000	75
Secadero banda HUBER	750	70
Secadero rotativo por conducción SERNAGIOTTO	2000	63

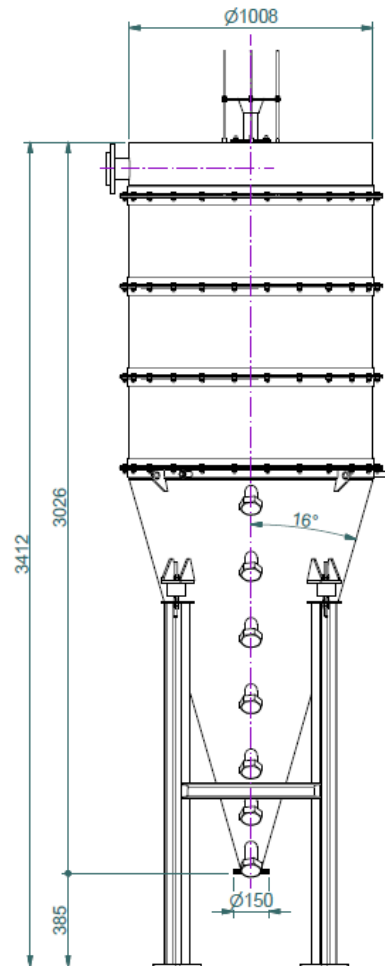


Figura 6.10. Plano de la cámara de secado proyectada.



**VIABILIDAD
ECONÓMICA**

7 VIABILIDAD ECONÓMICA

Un trabajo con base industrial como el que se ha desarrollado en esta Tesis debe incluir un estudio de viabilidad económica que permita cuantificar la inversión requerida y determine, al menos de forma aproximada, alguno de los criterios habituales de rentabilidad, e incluso su comparación con los correspondientes a otros secaderos ya disponibles en el mercado.

Este estudio será necesariamente preliminar, ya que la estimación definitiva de los parámetros económicos requiere haber finalizado la ingeniería básica, cierto desarrollo de la ingeniería de proyecto y también haber comenzado a especificar algunos aspectos básicos de la ingeniería de detalle. Se debe disponer de ofertas actualizadas para los equipos principales, y para las tuberías, válvulas y accesorios son necesarias unas mediciones bastante detalladas, debiendo contar también con la lista de motores, instrumentos y otros elementos de control.

Para este Trabajo se cuenta con la experiencia de Novattia Desarrollos S.L. y Técnicas Hidráulicas S.A. en el diseño, desarrollo y fabricación de equipos para el procesamiento de minerales en procesos como el secado, separación sólido-líquido, trituración, clasificación y cribado. Gracias a su colaboración se han obtenido valores fiables de los costes de diversos equipos, así como asesoramiento en la realización de este estudio económico.

Por otro lado, con objeto de obtener una comparación fundada de los resultados de este estudio económico preliminar, la empresa Novattia Desarrollos S.L. ha facilitado para este Trabajo los datos económicos y de proceso de un trómel con una capacidad de secado de 2150 kg agua/h. En consecuencia, en el presente Trabajo se realizará el estudio de la rentabilidad de una planta de secado basada en la tecnología de spouted bed y escalada hasta esa capacidad de secado.

7.1 Capital inmovilizado

Para la estimación del capital inmovilizado se debe tener en cuenta que el diámetro máximo de la cámara de secado en los contactores de spouted bed se estima en 1 m, por lo que para llegar a la capacidad deseada de 2150 kg agua/h se necesitará instalar varios equipos en paralelo. Se toma como referencia el contactor escalado mencionado en el Apartado 7 de esta Memoria (Figura 6.11), cuya capacidad se estimará suponiendo que la capacidad máxima de secado (en kg agua/h) del spouted bed es proporcional a la masa del lecho.

En base a este diseño preliminar se proponen dos casos de estudio (1) Proyecto 1: Se supone que la capacidad máxima de secado del secadero empleado en este Trabajo corresponde a la capacidad más alta de las ensayadas en este Trabajo: 60 kg/h de arena con una humedad del 15% p/p, lo que equivale a la eliminación de 7.8 kg agua/h; y (2) Proyecto 2: Se supone que la capacidad máxima de secado del secadero de spouted bed empleado en esta Tesis es en realidad un 50% superior a la más alta de las ensayadas: 90 kg/h de arena con una humedad del 15% p/p, lo que equivale a 11.5 kg agua/h. Por tanto el secadero escalado de 900 kg de lecho tendrá una capacidad estimada de 334 y 490 kg agua/h respectivamente para los Proyectos 1 y 2.

Además para la estimación del inmovilizado se han realizado las siguientes suposiciones:

- Para el cálculo del caudal de aire se supone una temperatura de entrada de 250 °C, idéntica a la empleada en la planta comercial de secado de tipo tromel cuyos datos han sido facilitados por Novattia Desarrollos S.L.
- La eficiencia de secado mínima exigible a la planta de spouted bed es de 90%.
- El suministro de aire de cada cámara de secado dispuesta en paralelo se realiza mediante soplante, quemador y conductos individuales.
- El aire húmedo de salida se trata en un filtro con ventilador incorporado, único y común para todos los contactores.
- Los sistemas de transporte de sólidos para la alimentación y la extracción de producto son iguales para ambos proyectos.

En base a estas suposiciones de partida se han estimado las especificaciones de cada proyecto, que se resumen en la Tabla 7.1 y se comparan con las de la planta comercial de tipo trómel. Como puede verse, para igualar la capacidad del trómel se requieren 7 unidades en paralelo en el Proyecto 1 y 5 unidades en el Proyecto 2, alcanzando unas capacidades máximas de secado de 2340 y 2450 kg agua/h, respectivamente, ambas algo superiores a la capacidad nominal de la planta comercial.

Tabla 7.1. Especificaciones de proceso de los dos proyectos estudiados y de la planta comercial comparada.

Especificación	Trómel	Proy. 1	Proy. 2
Capacidad de secado (kg agua/h)	2150	2340	2450
Caudal de aire (Nm ³ /h)	20500	17000	17820
Longitud de la cámara de secado (m)	13	3.4*	3.4*
Diámetro de la cámara de secado (m)	2	1	1
Número de unidades de secado	1	7	5
Área ocupada por el secadero (m ²)	26	28**	20**

*Altura para el spouted bed. **Se supone un metro de distancia entre cada unidad.

Para la estimación del coste de los equipos escalados se utiliza el método de Williams, que supone que el valor de las plantas o equipos es proporcional a su capacidad (Ec. 8.1).

$$I_2 = I_1 \left[\frac{Q_2}{Q_1} \right]^b \quad (7.1)$$

donde I_1 es el coste del equipo conocido, I_2 el coste del equipo escalado, Q_1 la capacidad del equipo conocido, Q_2 la capacidad del equipo escalado y b una constante empírica, que para numerosas instalaciones y equipos industriales se suele fijar en 0.7. Este método también se ha utilizado para estimar la potencia de la soplante y el ventilador, ambos imprescindibles para estimar el consumo energético. En la Tabla 7.2 se resumen las partidas en las que se ha empleado el método de Williams para la estimación de costes y potencias.

Así, partiendo de cada suposición inicial y conocido el coste de fabricación de la planta piloto con contactor de $D_c = 1$ m, se ha estimado el coste de cada equipo escalado y, con ello, el coste del inmovilizado. Como ya se ha mencionado, se ha supuesto que los sistemas de transporte de sólidos son iguales para todos los proyectos (incluido el trómel comercial), por lo que las partidas de alimentación

VIABILIDAD ECONÓMICA

y evacuación de producto seco son iguales en los tres casos. Por otro lado, al no disponer de datos para las partidas de evacuación de gases, la estimación de su coste se ha realizado partiendo del valor correspondiente al trómel comercial, y teniendo en cuenta que las plantas basadas en la tecnología de spouted bed (Proyectos 1 y 2) requieren un caudal de aire de menor y por tanto una chimenea más pequeña y más económica. Además el coste de las estructuras también será notablemente diferente, teniendo en cuenta que el flujo del gas y del sólido es horizontal en el trómel y vertical en los spouted beds. Por tanto el valor de la estructura del spouted bed ha sido duplicado, ya que al tratarse de un equipo de más de 2 metros es necesario construir una estructura a dos alturas. La Tabla 7.3 recoge el coste de los equipos que componen las plantas piloto de los Proyectos 1 y 2 así como la correspondiente al tromel comercial.

Tabla 7.2. Partidas estimadas mediante el método de Williams.

Partida	Parámetro estimado	Parámetro característico
Soplante	Potencia	Caudal de aire
	Coste	Potencia
Filtro y ventilador	Potencia	Caudal de aire
	Coste	Potencia
Cuadro eléctrico y programación	Coste	Potencia eléctrica instalada
Evacuación de gases	Coste	Caudal de aire
Estructuras y accesos	Coste	Superficie ocupada por el secadero
Generador de calor	Coste	Potencia térmica

Las diferencias en el coste de las soplantes en los Proyectos 1 y 2 se deben a las diferencias en el número de unidades necesarias (7 y 5 respectivamente) y a la potencia nominal de cada una. Efectivamente hay que tener en cuenta que la capacidad de secado de los contactores del Proyecto 1 es inferior a la de los del Proyecto 2, y por tanto también serán menores los requerimientos de aire. Así la potencia estimada mediante la Ec. 8.1 para las soplantes del Proyecto 1 es de 30 kW mientras que la de las del Proyecto 2 asciende a 40 kW.

Aunque los requerimientos del ventilador y los quemadores de ambos proyectos también tienen diferencias, lo que se traduce en su potencia eléctrica y térmica estimada, se ha optado por usar equipos con la misma potencia para ambos proyectos. Así la potencia eléctrica del ventilador se fija en 30 kW para

ambos (los valores nominales calculados son de 26 y 27 kW respectivamente) y la potencia térmica del quemador se fija en 400 kW (las estimaciones son de 300 y 350 kW respectivamente). El ventilador del trómel comercial tiene una potencia eléctrica de 75 kW y el quemador una potencia térmica de 3000 kW.

Tabla 7.3. Desglose del inmovilizado para el trómel comercial y para los dos casos estudiados (en €).

Partida	Trómel	Proy. 1	Proy. 2
Unidades de secado	262.660	35.000	25.000
Soplantes		42.400	37.100
Generación de calor		42.000	30.100
Cuadro eléctrico y progr.		28.200	27.400
Instrumental	*	28.000	20.000
Evacuación de gases	25.530	22.400	23.200
Alimentación	80.200	80.200	80.200
Evacuación de producto seco	123.000	123.000	123.000
Estructuras y accesos	56.410	96.600	76.300
Filtro y ventilador	71.050	32.400	34.600
TOTAL INMOVILIZADO	618.840	530.200	476.900

*En el trómel el coste de cada partida incluye el instrumental.

7.2 Costes de operación

Los costes asociados con la operación (COM) de una planta son determinantes para la viabilidad del proceso, y generalmente se dividen en tres categorías: costes directos, costes fijos y costes generales. A falta de información más detallada, su estimación se puede realizar en base a otros valores más fácilmente calculables, como el inmovilizado (I), el coste de mano de obra (C_{OL}), los costes de servicios (C_{UT}), el coste de tratamiento de residuos (C_{WT}) y el coste de las materias primas (C_{RM}), Tabla 7.4. En las partidas en las que se propone un intervalo de proporcionalidad se ha tomado el valor intermedio.

El coste de materias primas (C_{RM}) no resulta determinante en un estudio comparativo como el que se plantea en este Trabajo, ya que la capacidad nominal de las tres plantas se supone idéntica. Además el cliente potencial de este tipo de plantas es la minería y empresas relacionadas, en las que o bien la materia prima se produce de forma extractiva o bien es un residuo de

VIABILIDAD ECONÓMICA

clasificación de otras corrientes. El coste de tratamiento de residuos (C_{WT}) también es nulo, ya que se refiere a residuos líquidos o sólidos y los efluentes en una planta de secado son gases. Aunque en este caso se deberá garantizar la eliminación de partículas del aire y la detección de gases nocivos que puedan surgir a partir de una mala combustión en el quemador, estos costes ya se han tenido en cuenta en el inmovilizado (filtro e instrumental).

Tabla 7.4 Factores de multiplicación para la estimación de los costes de operación^[300].

Partida	Intervalos típicos de factores de multiplicación
Inmovilizado	I
Costes directos de operación	DMC
A. Materias primas	C_{RM}
B. Tratamiento de residuos	C_{WT}
C. Servicios de fabricación	C_{UT}
D. Mano de obra	C_{OL}
E. Supervisión directa y trabajo de oficina	$(0.1-0.25) C_{OL}$
F. Mantenimiento y reparaciones	$(0.02-0.1) I$
G. Suministros de operación	$(0.1-0.2) F$
H. Costes de laboratorio	$(0.1-0.2) C_{OL}$
I. Patentes y royalties	$(0-0.06) COM$
Costes fijos de operación	FMC
A. Amortización	$0.1 I^*$
B. Impuestos locales y seguros	$(0.014-0.05) I$
C. Costes generales de planta	$(0.5-0.7) (D+E+F)$
Costes generales de operación	GE
A. Gastos financieros	$0.15 (D+E+F)$
B. Gastos comerciales	$(0.02-0.2) COM$
C. Investigación y desarrollo	$0.05 COM$

*El uso del 10% como coste de amortización es una aproximación rudimentaria

El coste de los servicios (C_{UT}) depende en gran medida del coste del combustible, por lo que puede variar sensiblemente dependiendo de la situación geográfica de la planta y de las fluctuaciones del mercado. Para este Trabajo se han seleccionado valores de 0.0425 €/kWh para el gas natural y 0.1 €/Wh para la electricidad. Estos valores se han obtenido con la colaboración de Selectra

España, utilizando un valor medio de las tarifas para empresa con un consumo anual superior a 100.000 kWh. Suponiendo un poder calorífico inferior del gas natural de 10.35 kWh/m³ y un 91% de rendimiento del quemador (de acuerdo al fabricante), se estima el coste de servicios para cada planta estudiada, Tabla 7.4.

Tabla 7.5. Coste de servicios para cada caso de estudio (en €).

Especificación	Trómel	Proy. 1	Proy. 2
Coste gas natural (€/año)	1.734.800	1.002.800	716.300
Coste electricidad (€/año)	119.200	214.700	205.900
C_{UT} (€/año)	1.854.000	1.217.500	922.200

Para estimar los costes de mano de obra (C_{OL}) se ha empleado el método propuesto por Ulrich^[300], que propone estimaciones de los operarios por equipo y turno para una variedad de procesos y de equipos. Los valores seleccionados para los equipos empleados en las plantas de secado contempladas en este estudio se muestran en la Tabla 7.6.

Tabla 7.6. Estimación de las necesidades de mano de obra para cada uno de los equipos del proceso de secado^[300].

Tipo de equipo	Operarios por equipo y turno
Soplantes	0.15
Ventiladores	0.05
Generadores de calor	0.05
Secaderos lecho fluido*	0.1
Secaderos rotativos	0.3
Filtros de mangas	0.05

*Se usa el factor correspondiente al lecho fluidizado por ser la tecnología más próxima al spouted bed.

Un operario trabaja un promedio de 49 semanas al año, cinco turnos de 8 horas por semana, lo que equivale a 245 turnos por operario y año. Para una planta que opera las 24 horas del día durante todo el año se requieren 1095 turnos por año. Por tanto se requieren aproximadamente 4.5 operarios por cada puesto para cubrir los turnos anuales, sin incluir el personal de apoyo ni de supervisión. Para estimar el coste de mano de obra se utiliza el salario medio de un operario, empleándose en este Trabajo un valor típico de 40.000 €/año. De esa forma, en la Tabla 7.7 se muestran los operarios necesarios para cada planta estudiada y el coste de mano de obra para cada caso. Como puede verse las

VIABILIDAD ECONÓMICA

plantas de secado propuestas en este Trabajo tienen un coste de mano de obra mayor por la necesidad de instalar múltiples contactores en paralelo.

Tabla 7.7. Estimación de los operarios por turno y coste de mano de obra para cada caso de estudio.

Especificación	Trómel	Proy. 1	Proy. 2
Soplantes	-	1.05	0.75
Ventilador	0.05	0.05	0.05
Generadores de calor	0.05	0.35	0.25
Secaderos	0.3	0.7	0.5
Filtro de mangas	0.05	0.05	0.05
Total operarios por turno	0.45	2.2	1.6
C_{OL} (€/año)	81.000	396.000	288.000

En base a todas estas suposiciones se ha realizado la estimación de los costes de operación, Tabla 7.8. Como puede verse, aunque la mano de obra lastra los costes de operación de los secaderos spouted bed, el ahorro en el coste de servicios es bastante considerable. En consecuencia los costes de operación del Proyecto 1 son muy similares a los del trómel comercial, mientras que los del Proyecto 2, más beneficiado por la reducción de los costes de servicios, son considerablemente más reducidos.

Tabla 7.8. Detalle de los costes de operación para cada caso estudiado (en €).

Especificación	Trómel	Proy. 1	Proy. 2
Costes directos	2.085.380	1.863.170	1.400.260
Materias primas	-	-	-
Tratamiento de residuos	-	-	-
Servicios de fabricación	1.854.000	1.217.500	922.200
Mano de obra	81.000	396.000	288.000
Supervisión directa y oficina	14.580	71.280	51.840
Mantenimiento y reparaciones	37.130	31.810	28.610
Suministros de operación	5.570	4.770	4.290
Costes de laboratorio	12.150	59.400	43.200
Patentes y royalties	80.950	82.410	62.120
Costes fijos	161.314	369.450	284.020
Amortización	61.880	53.020	47.690

Tabla 7.9. Continuación.

Especificación	Trómel	Proy. 1	Proy. 2
Impuestos locales y seguros	19.800	16.970	15.260
Costes generales de planta	79.630	299.460	221.070
Costes generales	451.620	514.360	386.600
Gastos financieros	19.910	74.860	55.270
Gastos comerciales	296.800	302.160	227.790
Investigación y desarrollo	134.910	137.340	103.540
COM (€/año)	2.698.200	2.746.890	2.070.830

7.3 Evaluación de rentabilidad

Los métodos de selección de inversiones se pueden clasificar en dos grupos: estáticos y dinámicos. Los primeros consideran todos los cobros y pagos que conlleva un proyecto sin tener en cuenta el momento en el que se producen, simplificando los cálculos pero perdiendo en rigurosidad y exactitud. Los métodos dinámicos sin embargo consideran el momento en el que se realizan los flujos de caja, y consideran la depreciación del valor del dinero con el tiempo mediante una tasa de actualización (también llamada de retorno) que de forma resumida establece el beneficio que se obtendría de cada cobro o pago en el mercado desde el momento en el que se produce hasta el final del proyecto. Aunque a medida que avanza la definición de la inversión se hace hincapié en establecer valores más ajustados que tengan en cuenta las fluctuaciones del mercado, el precio de los recursos y el riesgo económico y financiero, en estudios preliminares como el que se plantea en esta Tesis su valor suele fijarse en un 10%, un valor ligeramente elevado y que por tanto garantiza en la mayoría de los casos la viabilidad del proyecto.

De entre los métodos dinámicos más conocidos destacan los encaminados a determinar el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). El primero consiste en calcular el valor actualizado de todos los flujos de caja (cobros y pagos). Tiene en cuenta que la inversión se realiza al inicio y los beneficios se obtienen una vez que la planta está en marcha (primer año en proyectos de menor envergadura y segundo o tercer año para plantas grandes complejas). Para un proyecto de secadero como los que se contemplan en este estudio es razonable establecer un año desde la inversión para el comienzo de funcionamiento de la planta, por lo que el VAN se calcula mediante la siguiente expresión:

$$VAN = -C_0 + \frac{C_1}{1+k} + \frac{C_2}{(1+k)^2} + \dots + \frac{C_n}{(1+k)^n} \quad (7.2)$$

donde C_i es el beneficio anual para el año i , C_0 la inversión realizada y k la tasa de actualización.

El cálculo del TIR consiste en establecer la tasa de actualización a la que el valor actualizado de los cobros iguala la inversión realizada, es decir, aquella que hace que el VAN al final del proyecto sea nulo.

En este Trabajo se ha optado por realizar el análisis de rentabilidad en base a dos supuestos:

- Caso 1: Es necesario instalar una nueva planta de secado y se desea seleccionar el proyecto más rentable entre los tres considerados (Trómel, Proyecto 1 y Proyecto 2).
- Caso 2: Existe un secador rotativo (trómel) ya instalado y se desea estudiar la viabilidad económica de sustituirlo por uno de spouted beds el quinto año de vida de la planta.

Conviene tener en cuenta que en el Caso 1 no existen beneficios o flujos de caja entrantes. En consecuencia no se puede determinar el TIR, ya que el VAN siempre será negativo y por lo tanto la mejor opción será la que obtenga el valor absoluto del VAN más pequeño. En el Caso 2 por el contrario se pueden definir los beneficios como el ahorro que se consigue debido a la reducción en los costes de operación, menores en el secadero de spouted beds, y por tanto el VAN será positivo y en consecuencia se puede calcular el TIR.

En la Tabla 7.9 se resumen los flujos anuales y el VAN calculado correspondientes al Caso 1, es decir, comparando los tres proyectos para decidir cuál es la mejor opción de inversión. En el año 0 se computan los costes de inversión (únicamente el inmovilizado en los tres casos) y en los años posteriores se considera el coste de operación actualizado. Se ha supuesto una vida útil de 10 años y que ningún equipo tiene valor residual (valor del equipo al final de su vida útil).

Como puede verse el VAN menos negativo se consigue con el secadero de spouted beds correspondientes al Proyecto 2, con una diferencia de más de 4 M€ respecto a las otras dos opciones. Por otro lado el secadero correspondiente al Proyecto 1 tiene un VAN ligeramente mayor (en valor absoluto) al del trómel, aunque dada la diferencia entre ambos (en torno a 200.000 €) se encuentra dentro del margen de error de la estimación. Dado que la tecnología de spouted bed no presenta partes móviles, es razonable suponer que la vida de estas plantas podría alargarse hasta los 20 años, en cuyo caso el secadero de spouted beds del Proyecto 2 mejora aún sus resultados, con una diferencia cercana a los 5.5 M€ con respecto al trómel.

A la vista de los resultados mostrados en la Tabla 7.9 se puede concluir que, incluso con todas las suposiciones conservadoras adoptadas en este estudio, el secadero de spouted beds es una opción competitiva en comparación con la tecnología comercial de secadero rotativo, y que un aumento de la capacidad del

VIABILIDAD ECONÓMICA

equipo redundará aún más en la rentabilidad de la propuesta tecnológica de esta Tesis. Además, a falta de la comprobación a escala superior, hay que tener en cuenta que el secadero de spouted beds ha demostrado tener una eficiencia de secado superior, lo que supone un menor impacto ambiental que podría traducirse en alguna forma de beneficio económico.

Tabla 7.9. Flujos anuales y VAN para el Caso 1 (en €).

AÑO	Trómel	Proyecto 1	Proyecto 2
0	-618.840	-530.200	-476.900
1	-2.452.909	- 2.497.173	- 1.882.573
2	- 2.229.917	-2.270.157	-1.711.430
3	- 2.027.198	- 2.063.779	- 1.555.845
4	-1.842.907	- 1.876.163	- 1.414.405
5	- 1.675.370	-1.705.603	-1.285.823
6	- 1.523.064	- 1.550.548	-1.168.930
7	- 1.384.603	-1.409.589	-1.062.663
8	-1.258.730	-1.281.444	- 966.057
9	- 1.144.300	-1.164.950	- 878.234
10	- 1.040.273	- 1.059.045	- 798.395
VAN	- 17.198.111	- 17.408.650	- 13.201.254

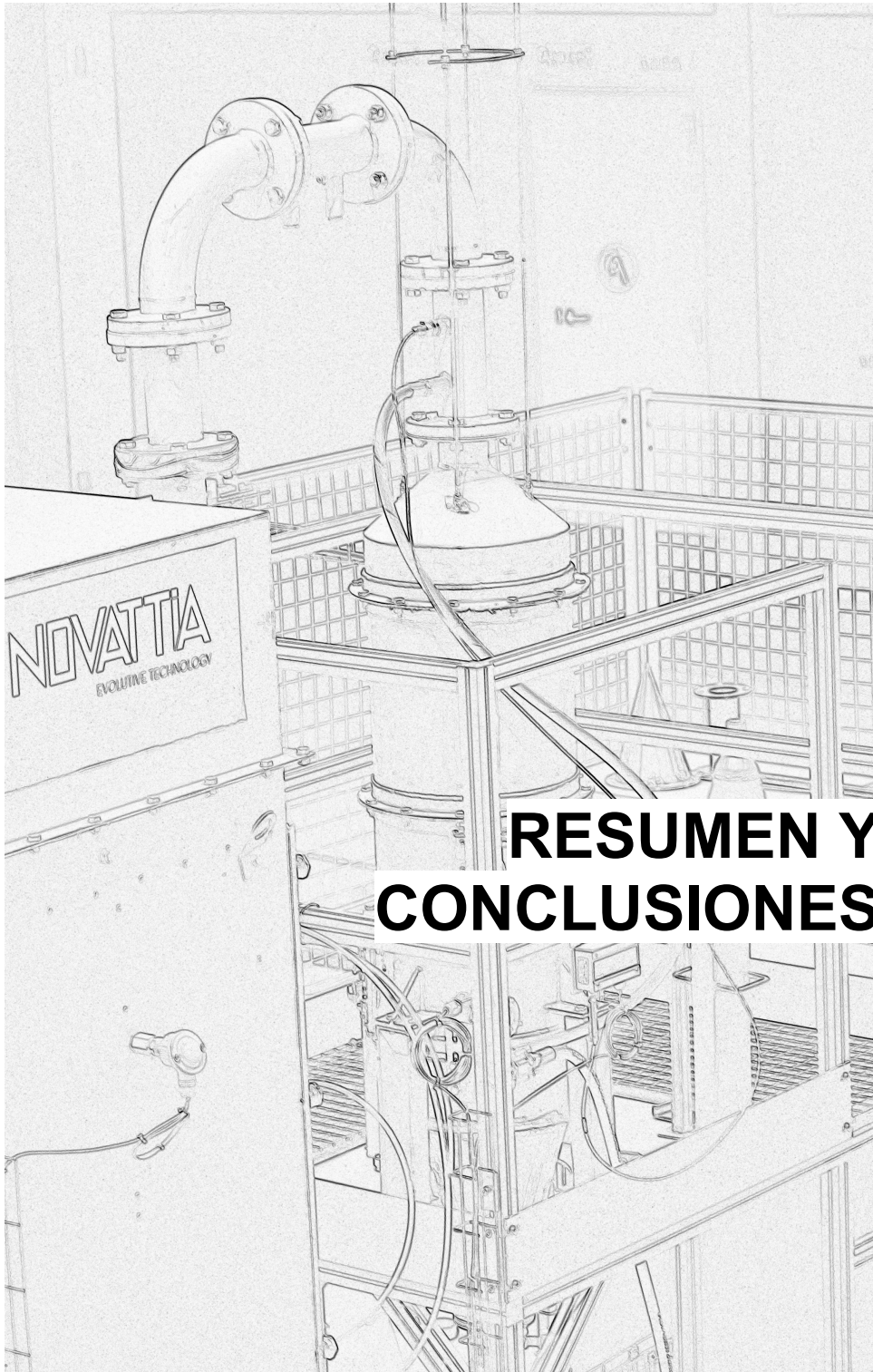
Los resultados del Caso 1 ponen claramente de manifiesto que de las dos opciones contempladas para el secadero de spouted beds es el Proyecto 2 el que presenta una mayor competitividad comercial. Por lo tanto, para el Caso 2, en el que se estudia el análisis de rentabilidad de la sustitución de una planta en la mitad de su vida útil, se ha considerado únicamente una planta de secado con las características del Proyecto 2. Tal y como se ha comentado anteriormente, en este caso se considera beneficio el ahorro correspondiente a la diferencia en los costes de producción, debidos fundamentalmente al consumo de servicios. Para este tipo de comparaciones, el procedimiento habitual consiste en calcular el VAN y/o el TIR correspondiente exclusivamente a la inversión y a los beneficios anuales actualizados, ya que el objetivo es decidir si resulta atractivo dedicar recursos económicos a esta inversión. En la Tabla 7.10 se muestran los resultados correspondientes a los flujos anuales y el VAN resultante.

Tabla 7.10. Flujos anuales y VAN para el Caso 2 (en €).

AÑO	Importe
0	- 476.900
1	570.336
2	518.488
3	471.352
4	428.502
5	389.547
VAN	1.901.326

Se observa que el tiempo de recuperación compuesto, es decir, el tiempo necesario para recuperar la inversión, es menor a un año, y que el VAN con una tasa de actualización del 10% es cercano a los 2 M€. Estos buenos resultados se confirman con el cálculo del TIR, que llega al 129%.

Este estudio confirma la rentabilidad económica de la tecnología propuesta en esta Tesis, y dado que actualmente existen muchas plantas de proceso en funcionamiento con tecnologías de baja eficiencia, los resultados confirman la existencia de un amplio mercado y en consecuencia unas buenas posibilidades de negocio tanto para la instalación de la tecnología en nuevos proyectos como para la sustitución de plantas comerciales actualmente en operación.



RESUMEN Y CONCLUSIONES

8 RESUMEN Y CONCLUSIONES

8.1 Resumen

Con la intención de desarrollar una planta de secado de arenas finas y ultrafinas a escala industrial basada en la tecnología de spouted bed cónico, en este Trabajo se ha realizado un plan completo de desarrollo tecnológico que se inicia con la investigación básica y que pasa por la validación del equipo a escala de planta piloto. En el proceso ha sido necesario abordar varios retos tecnológicos, entre los que destacan el aumento de escala desde la unidad de laboratorio a la planta piloto y la alimentación de este tipo de sólidos muy finos y con comportamiento adherente. En este sentido la experiencia del Grupo de Investigación PROCAT-VARES de la UPV/EHU, y de la empresa Novattia Desarrollos han sido clave en el éxito alcanzado.

El Proyecto se ha dividido en dos fases bien diferenciadas. La primera se ha centrado en la caracterización de los materiales y de su comportamiento fluidodinámico en la planta de laboratorio. La segunda fase, llevada a cabo en la planta piloto de secado, ha incluido el secado en discontinuo y en continuo. Durante todo el proceso las conclusiones obtenidas en cada fase han servido para implementar mejoras para adecuar tanto el contactor de spouted bed como las condiciones de operación y así lograr finalmente el objetivo propuesto.

Como resultado de la primera fase se ha profundizado en el conocimiento de las propiedades y el comportamiento de este tipo de áridos, que son materiales muy finos y con alta adherencia cuando están húmedos, lo que dificulta su manejo. Además se ha realizado un estudio fluidodinámico del material seco y del material húmedo en la planta de laboratorio, lo que se ha completado con un estudio de atrición, elutriación y segregación para predecir el comportamiento del lecho en condiciones de secado. En base a los resultados de este estudio se han establecido los parámetros de diseño del contactor de spouted bed cónico para el secado y se ha comprobado que el lecho debe tener una humedad por debajo del 2% p/p b.s. para garantizar la fluidización estable. Por otro lado, en el estudio de elutriación, atrición y segregación, se ha verificado el buen comportamiento del confinador de fuente para evitar el arrastre de partículas y garantizar un buen mezclado y por tanto una minimización de la segregación. Además el uso de este dispositivo interno en combinación con el draft-tube ha demostrado ser una estrategia válida para la ampliación del intervalo de diámetros de partícula con los que puede operar el spouted bed. De hecho el empleo del confinador de fuente ha permitido tratar

RESUMEN Y CONCLUSIONES

materiales finos hasta ahora inmanejables con esta tecnología de contacto gas-sólido y que la hacen competitiva frente al lecho fluidizado.

El estudio del secado en discontinuo ha sido uno de los aspectos en los que más se han focalizado los esfuerzos, tanto en número de ensayos (más de 500) como en la propuesta y verificación de mejoras. Como resultado se ha alcanzado un amplio conocimiento de la influencia en el secado de las condiciones de operación y de los parámetros de diseño del equipo. Además se han determinado las condiciones óptimas de operación, estableciendo así el punto de partida para el estudio de secado en continuo. Adicionalmente los datos experimentales se han empleado para validar un modelo de secado que predice cualitativamente el comportamiento de la arena en la cámara de secado, aunque deberán realizarse mejoras en el futuro para ajustar el resultado cuantitativo. Este modelo será una herramienta válida para predecir la respuesta del sistema en condiciones diferentes a las de proceso y para el escalado de la planta.

El estudio de secado en continuo llevado a cabo en planta piloto ha requerido un gran esfuerzo para superar los retos tecnológicos intrínsecos a trabajar en continuo en una planta de tamaño industrial, especialmente en lo relativo a la selección, instalación y puesta en marcha del sistema de alimentación. Además las primeras pruebas preliminares pusieron de manifiesto la necesidad de optimizar el punto de alimentación y de implementar mejoras adicionales para garantizar el secado con éxito en un amplio intervalo de caudales de alimentación. Finalmente se ha establecido el mapa de operación del contactor que establece la capacidad máxima del equipo para unas condiciones de operación determinadas. De esa forma se ha conseguido secar el máximo teórico correspondiente al aporte energético de la planta, con eficiencias de secado por encima del 90%, y estos buenos resultados permiten ser optimista en cuanto a la posibilidad de superar la capacidad máxima ensayada si se mejora el sistema de aporte de calor.

Por último el estudio preliminar de la viabilidad económica ha arrojado resultados positivos, lo que confirma las posibilidades comerciales de la propuesta tecnológica desarrollada en esta Tesis e invita a seguir avanzando en el estudio y aplicación de la misma. Además las conclusiones del Trabajo han permitido abordar el diseño de una planta de secado a escala industrial que se encuentra en fase de construcción y cuya capacidad nominal esperada es de 500 kg agua/h.

8.2 Conclusiones

De los resultados de esta Tesis Doctoral se puede extraer como conclusión general más relevante la ampliación del intervalo de aplicación de la tecnología de spouted bed:

Los resultados obtenidos en este trabajo con el confinador de fuente y draft-tube evidencian la enorme versatilidad de los spouted bed cónicos y amplían en gran medida el intervalo de aplicación de la tecnología de spouted bed. Con las mejoras introducidas, el spouted bed es la tecnología de secado que mayor intervalo de condiciones de operación abarca, tanto en el intervalo de diámetros de partícula (permite trabajar con partículas Geldart tipo D, B y A) como en velocidades de alimentación de aire. De esa forma, esta tecnología de contacto permite tratar partículas grandes a velocidades inferiores a la mínima de fluidización operando en contactores spouted bed cilíndricos, operar a velocidades superiores a la de mínima fluidización cuando se requiere un movimiento más vigoroso y una mejora en los coeficientes de transferencia de materia y de calor (spouted bed cónico o jet spouted bed), y también operar con materiales finos o ultrafinos añadiendo dispositivos internos como los propuestos en esta Tesis.

Como conclusiones particulares se pueden extraer las siguientes:

Sobre la influencia de los parámetros de diseño en la fluidodinámica

El diámetro del draft-tube debe ser ligeramente superior al diámetro de la entrada para una buena estabilidad del lecho. Estos parámetros no tienen una influencia significativa sobre la pérdida de carga en el intervalo estudiado, por lo que se recomienda utilizar los valores máximos para el caudal de operación requerido (en nuestro caso 0.054 m y 0.05 m, respectivamente). Esta combinación de factores genera un chorro central de subida del aire y sólidos (spout) más ancho, lo que provoca una mayor turbulencia y el movimiento de una mayor cantidad de material y, con ello, un mejor contacto entre las fases.

Sobre el tipo de draft-tube

El tipo de draft-tube afecta significativamente tanto en la pérdida de carga del lecho como en la calidad de la fluidización, observándose una mejor relación vigorosidad/pérdida de carga operando con los draft-tubes con abertura lateral. El draft-tube con abertura lateral provoca una pérdida de carga ligeramente mayor que los draft-tubes sólidos, sin embargo, la vigorosidad del

RESUMEN Y CONCLUSIONES

lecho es muy inferior en la operación con éstos últimos, por lo que los draft-tube con aberturas laterales son los más adecuados para generar un buen contacto en el secado.

Sobre la fluidodinámica en húmedo

Se ha comprobado que con un contenido de humedad en el lecho superior al 2% p/p b.s. no es posible lograr un régimen de spouting apropiado en la que se alcancen las características propias del movimiento del gas y del sólido en este tipo de lecho. Ahora bien, esto no supone una limitación para su aplicación en el secado, ya que normalmente los requerimientos para un secado térmico siempre están por debajo del 1%.

Este hecho es de especial relevancia cuando se requieren utilizar dos o más contactores en serie. En ese caso, el primer spouted bed deberá secar el material por debajo del 2% p/p b.s. y los siguientes deben bajar el contenido de humedad hasta la especificación requerida.

Sobre la elutriación y atrición de las partículas

La coloración de la arena por tamaños (diferentes colores para diferentes intervalos de tamaños) permite visualizar el comportamiento de las partículas en el lecho y estudiar en detalle el fenómeno de la atrición. Es, por lo tanto, una técnica sencilla y con un gran potencial para estudiar el comportamiento de la fluidización de los materiales finos, que puede utilizarse como complemento a otras técnicas como el seguimiento de las trayectorias de partículas.

La atrición tiene lugar especialmente en las partículas de arena de más de 200 μm , mientras que la elutriación afecta sobre todo a las partículas menores. La pérdida de masa del lecho por atrición es más pronunciada en el intervalo de 300-500 μm que en el de 200-300 μm y superior a 500 μm . Este hecho es debido a la mayor velocidad y por tanto mayor cantidad de movimiento alcanzada por las partículas de 300-500 μm .

Sobre la segregación del lecho

Los ensayos de 8 horas de duración con una velocidad de operación doble a la mínima de spouting han demostrado que apenas se produce segregación en el lecho. Las zonas más cercanas a la interfase spout-anular tienen una distribución de tamaño de partícula muy parecida a la global mientras que se aprecia una distribución ligeramente diferente en las zonas periféricas del lecho. La

explicación reside en la influencia del confinador, que corta el flujo de partículas que se desplazan hacia la pared haciendo que la mayoría de las partículas vuelvan al lecho siguiendo la línea vertical de la pared del confinador.

La baja segregación observada tiene una especial relevancia en el diseño de la extracción de sólidos, que se puede realizar mediante rebose en una zona lateral del cono.

Sobre el confinador de la fuente

El confinador de la fuente (incluso sin draft-tube) mantiene un lecho estable sin elutriación del material del lecho, minimizando la segregación en el lecho. Por consiguiente, se puede operar en continuo durante largos periodos de tiempo sin que el material del lecho sea alterado y por tanto manteniendo constantes los parámetros fluidodinámicos de operación como la pérdida de carga y la velocidad mínima de spouting. Además, el uso de este dispositivo, aumenta el tiempo de residencia de las partículas y aumenta el contacto gas-sólido de forma controlada, por lo que claramente mejora el proceso de secado.

Sobre la influencia de los parámetros de operación en el secado en discontinuo

El tiempo de secado es mayor cuando se aumenta la cantidad de arena húmeda introducida, cuando se reduce la velocidad del aire o cuando se reduce la temperatura de entrada.

Asimismo, la saturación del aire es mayor al aumentar la cantidad de arena húmeda introducida o disminuir la velocidad del aire; sin embargo, en este caso el valor de saturación aumenta al aumentar la temperatura. Estas tendencias se explican por el hecho de que el sistema siempre busca un punto de alta eficiencia. En los dos primeros casos, al aumentar la cantidad de arena húmeda o disminuir la velocidad del aire, la relación entre el agua introducida y la entalpía aportada aumenta, lo que genera una mayor exigencia al sistema que responde llevando el aire a un punto de mayor saturación. Por otro lado, el aumento de temperatura genera una mayor capacidad de saturación del aire, que es aprovechado por el sistema para saturar más el aire.

A temperaturas bajas y con todas las cantidades de arena, la humedad absoluta sigue la misma tendencia, siguiendo curvas similares que terminan en valores de equilibrio distintos según la cantidad de arena introducida. Este hecho

RESUMEN Y CONCLUSIONES

indica la buena reproducibilidad de los ensayos y los elevados valores de saturación del aire conseguidos.

Sobre la influencia de los parámetros geométricos en el secado discontinuo

En base a los resultados obtenidos se concluye que las condiciones más apropiadas para el secado son una distancia del confinador al lecho, H_{CF} , de 0.15 m; una longitud de confinador, L_{CF} , de 0.9 m y un draft-tube con una abertura lateral, A_0/A_T , de un 60%.

En lo referente al confinador de fuente, una mayor distancia del extremo inferior del confinador a la superficie del lecho reduce el tiempo de secado, por lo que se puede concluir que una mayor altura de fuente implica una reducción del tiempo de secado.

En lo referente al draft-tube, cuanto más cerrado (menos porcentaje de abertura) sea el draft-tube mayor es el tiempo de secado, ya que este dispositivo empeora el contacto del aire con el sólido al restringir el acceso del aire a la zona anular.

Para una velocidad dada del aire, el tiempo mínimo de secado se consigue para un draft-tube de 60% de abertura. Mayores aberturas o la operación sin draft-tube empeoran la fluidodinámica del lecho, afectando negativamente al contacto entre las fases y, por tanto, a la transferencia de materia en el secado.

Sobre el modelo cinético propuesto para el secado discontinuo

El modelo cinético propuesto predice aceptablemente la evolución de la humedad del sólido con el tiempo y la humedad final para las diferentes condiciones de operación, utilizando únicamente el coeficiente de transferencia de materia como parámetro ajustable.

El modelo subestima la velocidad de secado en la primera mitad del proceso, mientras que en la segunda mitad predice un secado más rápido que el real. Para corregir estas diferencias será necesario mejorar la estimación de la transferencia de calor redefiniendo los coeficientes de convección y el coeficiente global de transferencia para las pérdidas de calor.

Sobre la puesta en marcha de la planta piloto para el secado en continuo

Si para la operación en discontinuo ya fue necesario superar varios retos, la operación en continuo exigió superar el reto más simple y difícil de prever: la capacidad de llevar a cabo la propia operación. Es por ello que la puesta en marcha de esta fase adquirió entidad en sí misma, siendo clave el diseño del alimentador que ha permitido una gran operatividad en el trabajo en continuo.

En la operación con la arena fina el lecho se mantenía prácticamente con la masa inicial introducida. Sin embargo, con la arena ultrafina el lecho se veía notablemente reducido. El arrastre de la arena ultrafina indica la modificación del régimen de contacto de spouted bed convencional a spouted bed diluido. Las altas capacidades de secado necesarias en equipos industriales no invitan a la posibilidad del trabajo con caudales reducidos por lo que se espera solucionar este problema en el futuro trabajando en dos vías que ya están en fase de estudio: (1) el uso de un material inerte que aumente la superficie de secado mientras que el material ultrafino es recogido en un filtro de mangas aguas abajo del contactor y (2) la construcción de un equipo de mayores dimensiones que por su diseño genere unas velocidades menores (mayor área de paso para el aire) en la zona cilíndrica.

Sobre la optimización de la zona de alimentación en continuo

Un punto clave del diseño de la operación en continuo ha sido el desarrollo de un sistema de alimentación óptimo.

La alimentación anular en un único punto, tal y como se realiza en los ensayos en discontinuo, demostró ser ineficiente, ya que incluso a bajos caudales de alimentación se colapsaba el lecho. Este problema ha sido resuelto mediante el diseño de un encauzador interno, que dirige todo el material de entrada hacia la zona de la fuente. De esa forma, el material es repartido homogéneamente por la propia fuente, a la vez que la transferencia de materia es beneficiada por la alta turbulencia generada en esa zona. El encauzador ha demostrado, además, tener la capacidad de estabilizar el lecho incluso sin utilizar ningún tubo interno, por lo que simplifica el escalado y abarata costes de fabricación. El hecho de no usar tubo interno genera mayor turbulencia en la zona del lecho que da lugar a un mayor contacto entre el material y el aire y con ello unos rendimientos mayores.

Sobre los parámetros del proceso del secado en continuo

En lo referente a la temperatura del lecho y del gas de salida, se observa que ambas disminuyen al disminuir el caudal de gas o al aumentar el caudal de alimentación de sólido. Esto se debe a que ambas acciones provocan una mayor exigencia entálpica al aire, que se traduce en una reducción de su temperatura y, en consecuencia, también la del sólido.

La temperatura del lecho es siempre mayor que la del gas a la salida, lo que indica que el aire sigue cediendo calor para secar el sólido mientras atraviesa la parte superior del lecho y el confinador de fuente. Este hecho confirma el beneficio aportado al secado por el confinador de fuente, ya observado en el estudio en discontinuo.

El sistema alcance una situación más próxima al equilibrio térmico cuando se reduce la proporción de aire alimentado por sólido alimentando, alcanzándose temperaturas de salida del aire y de lecho muy parejas y, a su vez, cercanas a la temperatura de saturación adiabática.

En lo referente a la humedad relativa, la arena fina consigue un aprovechamiento muy alto del aire introducido, llegándose a valores cercanos a la completa saturación. Estos valores son un indicativo más del alto grado de eficiencia del proceso. Los resultados obtenidos con la arena ultrafina son considerablemente inferiores.

Sobre las eficiencias del proceso de secado en continuo

La eficiencia adiabática aumenta al aumentar el caudal de alimentación, alcanzándose el máximo de 95 y 89%, para arena fina y ultrafina, respectivamente.

La entalpía consumida en calentar el sólido y en pérdidas de calor se mantiene aproximadamente constante en todos los casos, lo que significa que la eficiencia adiabática representa el porcentaje de entalpía introducida que está disponible para el secado.

El caudal mínimo de operación en esta tecnología viene impuesto por la termodinámica, siendo superior al doble del mínimo de spouting ($u/u_{ms} = 2$) para alimentaciones superiores a 40 kg/h. De ese modo, la vigorosidad del lecho en ese punto de trabajo es mucho mayor que la observada con alimentaciones inferiores, lo que produce un mayor contacto entre las fases y, por ende, una mejor eficiencia del proceso.

Ponderando los resultados de eficiencia de secado obtenidos en esta Tesis con los de otras tecnologías comerciales se observa que la tecnología spouted bed permite alcanzar unos valores de la eficiencia de secado muy superiores. Asimismo, será necesario verificar si los buenos valores de eficiencia obtenidos en esta Tesis se mantienen con el aumento de escala. Como ya se ha mencionado anteriormente, este proceso se está actualmente abordando por la empresa Novattia Desarrollos, la cual está desarrollando una planta con un contactor de 1 m de diámetro que trabajará con un lecho de arena de aproximadamente 900 kg y que se espera permita aumentar la capacidad de secado hasta los 500 kg agua/h.

Sobre las mejoras introducidas para el secado en continuo

Las modificaciones realizadas en el contactor han sido clave en aras de conseguir una operación eficiente. No en vano, el confinador de fuente es un dispositivo que se encuentra en proceso de ser patentado, ya que está demostrando aportar beneficios tanto en la fluidodinámica, reduciendo el arrastre y estabilizando la fuente, como en la transferencia de materia, aumentando el contacto entre las fases. Por otro lado, el encauzador interno ha supuesto una completa novedad en el ámbito académico y, dados los buenos resultados obtenidos, se espera que siga el camino del confinador tanto en el grado de estudio como en patentabilidad.

Sobre la viabilidad económica del secadero

Comparando el spouted bed con un secadero rotativo, se puede concluir incluso con todas las suposiciones conservadoras adoptadas en este estudio, el secadero basado en la tecnología de spouted bed es una opción competitiva en comparación con la tecnología comercial de secadero rotativo, y que un aumento de la capacidad del equipo redundará aún más en la rentabilidad de la propuesta tecnológica de esta Tesis.

Observando los resultados obtenidos para las alternativas estudiadas, se puede afirmar la existencia de un amplio mercado y en consecuencia unas buenas posibilidades de negocio tanto para la instalación de la tecnología en nuevos proyectos como para la sustitución de plantas comerciales actualmente en operación.

Sobre las próximas actuaciones y el éxito del proceso

Esta Tesis se concluye con la esperanza de que sea la base para la comercialización de un nuevo secadero en el futuro. Objetivo muy ambicioso y, a la vez, nada descartable por los buenos resultados obtenidos. Es por ello que serán necesarias varias actuaciones en el futuro que permitirán establecer si finalmente la comercialización de un secadero spouted bed es viable o no. Estas actuaciones son:

- Trabajo con arena ultrafina. Será necesario mejorar los resultados obtenidos con este material. Si el escalado del equipo no solucionara el problema sería necesario el trabajo con inerte.
- Trabajo con un equipo de mayores dimensiones. Será necesario comprobar si los buenos resultados obtenidos, en forma de alta eficiencia, se siguen manteniendo con un equipo de mayores dimensiones, con un mayor aporte energético y con mayores capacidades de secado.
- Ampliar la variedad del tipo de sólido a tratar. Estudiar la respuesta del equipo secando materiales diferentes, tales como pastas y suspensiones puede abrir un nuevo mercado a la tecnología.
- Integración energética. Es conveniente conocer la respuesta del equipo utilizando diversas corrientes de entrada, tales como vapor de agua sobrecalentado o aire proveniente de otros secaderos, para prever la posible integración energética en las plantas industriales, así como la posibilidad de usar una única corriente de aire trabajando con varios contactores serie e, incluso, en paralelo.

Ι	Κ	Λ	Μ	Ν	Ξ	Ο	Π	Ρ	Σ	Τ
İ	ÿ	ά	έ	ή	ί	ÿ	α	β	γ	δ
κ	λ	μ	ν	ξ	ο	π	ρ	ς	σ	τ
ï	ÿ	ó	ú	ώ	κ	β	θ	γ	γ	ÿ
ς	ς	ƒ	ƒ	℥	℥	Ⓜ	Ⓜ	Ⓜ	Ⓜ	Ⓜ
χ	χ	б	б	†	†	к	ρ	с	ј	θ
М	м	р	р	с	с	ѐ	ë	ѣ	ѓ	є
Н	н	к	й	ÿ	ц	а	б	в	г	д

NOMENCLATURA

9 NOMENCLATURA

A	Área superficial del sólido	$L^2 M^{-1}$
a	Área de interfase gas-liquido	$L^2 M^{-1}$
A_0, A_T	Área lateral del draft-tube abierta, total	L^2
Ar	Número de Arquímedes	-
a_w	Actividad del agua	-
C, C_0, C_i	Costes, de inversión, del año i	€
$C_p, C_{pg}, C_{ps}, C_{pv}, C_{pw}$	Capacidad calorífica, del aire, del sólido, del vapor, del agua	$L^2 T^{-1} t^{-2}$
d_p, d_{pB}, d_{pS}	Diámetro de partícula, de las partículas más grandes, más pequeñas	L
d_p^*	Módulo de tamaño y densidad de partícula de Grace	L
$\overline{d_{sv}}, \overline{d_{sv_u}}$	Diámetro medio de Sauter del lecho, de la mitad superior del lecho	L
$D_0, D_b, D_c, D_{CF}, D_i, D_T$	Diámetro de entrada, superficie de lecho, zona cilíndrica, confinador de fuente, base del cono, draft-tube	L
D_{AB}	Difusividad del agua en el aire	$M L^{-2} t^{-1}$
$\overline{f(d_{sv})}, \overline{f(d_{sv})_u}$	Valor medio de la función de distribución de tamaño de partícula del lecho, de la mitad superior del lecho	L
F, F_{agua}	Caudal másico de alimentación, de agua	$M t^{-1}$
g	Constante de gravitación universal, 9.8 m/s^2	$L t^{-2}$
h, h_1, h_2	Coefficiente de convección, del gas al sólido, del sólido al gas	$T^{-1} t^{-3}$
$H, H_0, H_c, H_{cil}, H_T$	Altura, del lecho estático, de la zona cónica, de la zona cilíndrica, total	L
H_{CF}	Distancia entre el lecho y el confinador de fuente	L
H_R	Humedad relativa	-

NOMENCLATURA

$h_a, h_d, h_g, h_s, h_v,$ h_w	Entalpía adquirida, de la arena seca, del aire, de la arena húmeda, del vapor, del agua	$L^2 t^{-2}$
I	Inmovilizado	€
K	Coefficiente de transferencia de materia	t^{-1}
k_g	Conductividad térmica del aire	$M L T^{-1} t^{-3}$
L_{CF}, L_H, L_T	Longitud del confinador de fuente, sección de entrada, draft-tube	L
$M, M_d, M_g, M_s,$ $M_{w,s},$	Masa, de arena seca, del aire, de arena húmeda, de agua	M
M_a, M_w	Masa molecular del aire, del agua	$M mol^{-1}$
M_b, M_t	Índice de mezcla para mezclas binarias, terciarias	-
$M_L, M_{L,0}, M_{L,F}$	Masa del lecho, inicial, final	M
n	Número de datos experimentales	
Nu	Número de Nusselt, $h \frac{d_p}{k_g}$	-
P, P_c, P_v^w	Presión total, crítica, de vapor del agua	$M L^{-2}$
Pr	Número de Prandtl $\frac{C_p \mu}{k_g}$	-
q	Flujo de calor por convección, conducción y/o radiación	$L^2 t^{-3}$
$Q, Q_g, Q_j, Q_{min},$ Q_{ms}	Caudal volumétrico, del gas, de entrada, mínimo de proceso, mínimo de spout	$L^3 t^{-1}$
R	Relación entre la cantidad de arena húmeda añadida y la cantidad de arena seca del lecho	-
R	Constante universal de los gases, 8.314 J/mol K	$M L^2 t^{-2} mol^{-1} T^{-1}$
Re, Re_{ms}	Numero de Reynolds, para la velocidad mínima de spouting, $\frac{d_p u \rho_g}{\mu}$	-
R_w	Velocidad de secado	t^{-1}
Sc	Número de Schmidt, $\frac{\mu}{\rho_g D_{AB}}$	-

Sh	Numero de Sherwood, $\frac{k d_p}{D_{AB}}$	-
$T, T_a, T_{amb}, T_b,$ $T_c, T_d, T_{db}, T_g,$ T_s, T_{wb}	Temperatura, adiabática, ambiental, del lecho, crítica, del sólido seco, del bulbo seco, del aire, del sólido húmedo, del bulbo húmedo	T
$t, t_s, t_{v.c.}, t_{v.d.}$	Tiempo, de secado, del periodo de velocidad de secado constante, del periodo de velocidad de secado decreciente	t
u, u_o, u_{mf}, u_{ms}	Velocidad del aire, a la entrada del contactor, mínima de fluidización, mínima de spouting	L t ⁻¹
u_t	Velocidad terminal de la partícula	L t ⁻¹
u^*	Módulo de velocidad de Grace.	L t ⁻¹
$U_o A_o$	Coefficiente global para la transferencia de calor	M L ² T ⁻¹ t ⁻³
v	Volumen molar	L ³ mol ⁻¹
$V, V_d, V_h, V_s,$	Volumen, de la cámara de secado, de huecos, del sólido	L ³
$\bar{X}_B, (\bar{X}_B)_u$	Fracción media en peso de las partículas más grandes en todo el lecho, en la mitad superior del lecho	-
X_B	Fracción en peso de las partículas más grandes	-
$x_s, x_s^*, x_{s,c}, x_{s,f},$	Contenido de humedad total, de equilibrio, crítica, libre	-
x_L	Contenido de humedad del lecho	-
$y, y_g, y_{g,i}, y_{sat}$	Humedad absoluta del aire, de la cámara de secado, de entrada, de equilibrio	-

Letras Griegas

γ	Ángulo del cono	θ
ϵ	Porosidad del lecho	-
η, η_a, η_s	Eficiencia, adiabática, de secado	-

NOMENCLATURA

λ	Calor latente de vaporización del agua	$L^2 t^{-2}$
μ	Viscosidad dinámica del fluido	$M L^{-1} t^{-1}$
ρ, ρ_g, ρ_s	Densidad, del fluido, del sólido	$M L^{-3}$
τ	Eficacia de secado	-

Abreviaturas

<i>2DSB</i>	Two- Dimensional Spouted Bed (Spouted bed bidimensional)
<i>ANN</i>	Artificial Neural Network (Redes neuronales artificiales)
<i>CcSB</i>	Cylindrical-conical Spouted Bed (Spouted bed cónico-cilíndrico)
<i>CF</i>	Confinador de Fuente
<i>CFD</i>	Computational Fluid Dynamics
<i>C_{OL}</i>	Cost of Labor (Coste de mano de obra)
<i>COM</i>	Cost of Manufacturing (Coste de operación)
<i>C_{RM}</i>	Cost of Raw Material (Coste de materias primas)
<i>CSB</i>	Cylindrical-Spouted Bed (Spouted bed cilíndrico)
<i>CST</i>	Continuous Stirred Tank (Tanque continuamente agitado)
<i>C_{UT}</i>	Cost of Utilities (Costes de servicios)
<i>C_{WT}</i>	Cost of Waste Treatment (Coste de tratamiento de residuos)
<i>DEM</i>	Discrete Element Method
<i>DM</i>	Direct Manufacturing Costs (Costes directos de operación)
<i>DT</i>	Draft-Tube
<i>FMC</i>	Fixed Manufacturing Costs (Costes fijos de operación)
<i>FOE</i>	Función Objetivo de Error
<i>GE</i>	General Expenses (Costes generales de operación)
<i>JSB</i>	Jet Spouted Bed (Spouted bed diluido)
<i>NIST</i>	National Institute for Standards and Technology
<i>NRC</i>	National Research Council of Canada
<i>PBSB</i>	Parabolical Spouted Bed (Spouted bed parabólico)
<i>RJSB</i>	Rotary Jet Spouted Bed (Spouted bed rotatorio diluido)
<i>SFB</i>	Spout-Fluid Bed (Spouted bed fluidizado)
<i>TIR</i>	Tasa Interna de Retorno

<i>TSB</i>	Triangular Spouted Bed (Spouted bed triangular)
<i>VAN</i>	Valor Actual Neto

Reprinted from *AIChE JOURNAL*, Vol. 24,
Copyright © 1976 by the American Chemical Society and translated by permission of the copyright owner.

Stable Operation Conditions for Gas-Solid Contact Regimes in Conical Spouted Beds

María Olascoaga, María J. San José, Andrés T. Aguayo, José M. Arceles, and Javier Bilbao
Departamento de Ingeniería Química, Universidad del País Vasco, Apartado 624, 48930 Leizor, Spain

The operation regimes of spouting and jet spouting have been delineated in the bed operation in conical contactors. Both contact regimes, but in particular the original regime of jet spouting, have a characteristic hydrodynamic behavior different from that of the conventional spouted bed, and they enable the characterization of high velocity of gas and solid, typical of transport beds, with the cyclic movement typical of the spouted bed. Its interest is centered on the handling of particles of large diameter, with different solids and with size distribution. The ranges of the pressure history of the contactor-particle system and of the gas velocity for stable operation in both regimes have been determined by experiments in a pilot plant using different solids. The operative ranges of both regimes in conical contactors are compared with the conventional gas-solid contact regimes. The limitations of the few correlations in the literature for design of conical spouted beds and the novelty of these conventional correlations proposed for cylindrical spouted beds have been proved. Consequently, original hydrodynamic correlations for spouting and jet spouting corresponding to conical contactors have been proposed for the calculation of the minimum velocity in stable operational conditions.

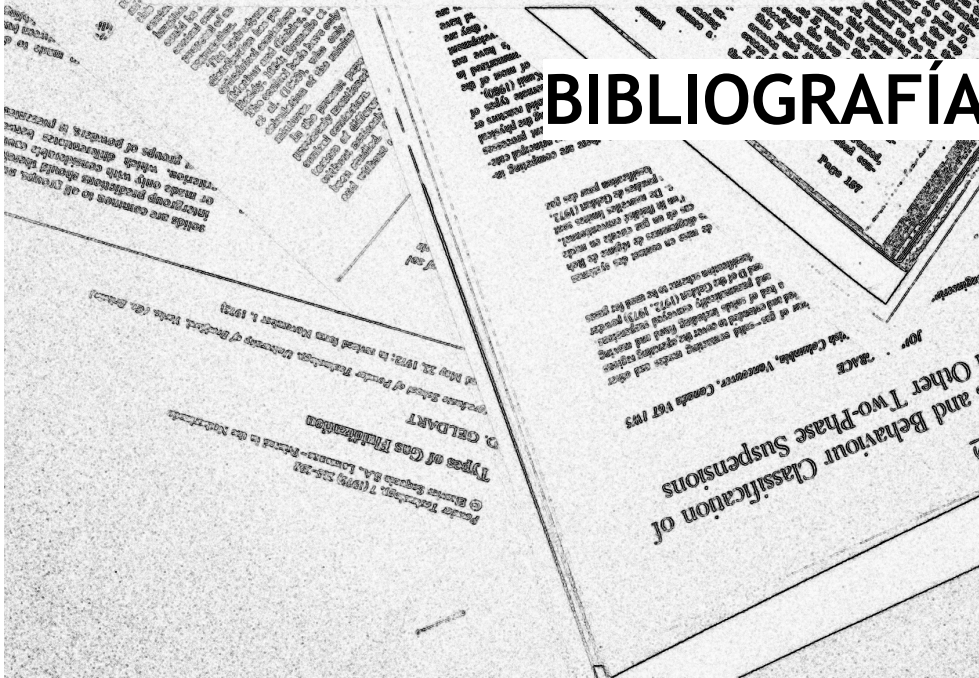
Introduction

When using the gas-solid contact, there are situations where the regime of fluid bed or fluidized bed are not suitable. In fast reactions, short residence times for the gas are needed (for optimum selectivity). The innovative designs—jets (Kunii and Levenspiel, 1961), cyclonic reactor (Lede et al., 1972a,b), impinging jets (Tami, 1969),

etc.—satisfy these objectives (with gas residence times between 0.05 and 1.5 s), and they even increase the demands of heat and mass transfer between phases, but they hardly combine the characteristics desired in the fluid flow where particle size or where optimum residence time is excessively high (in catalytic reaction for example, the residence time of the solid is between 0.07 and 1.5 s).

0898-0281/82/0031-1784\$03.00/0 © 1982 American Chemical Society

BIBLIOGRAFÍA



10 BIBLIOGRAFÍA

- [1] Wellmer, F. W. y Becker-Platen, J. D. 2001. World Natural Resources Policy (With focus on mineral resources). In *Our fragile world: Challenges and Opportunities for Sustainable Development* (ed M. K. Tolba), pp. 183-207. EOLSS Publications, Oxford.
- [2] Asociación Nacional de Empresarios Fabricantes de Áridos (ANEFA) y FdA 2016. El sector de los Áridos en 2016. URL: http://www.aridos.org/docs/Revista_Anual_2016.pdf. Última fecha disponible: 04/04/2017.
- [3] Ministerio de Industria, Energía y Turismo 2014. Estadística Minera de España. URL: <http://www.minetad.gob.es/energia/mineria/Estadistica/2014/annual-2014.pdf>. Última fecha disponible: 04/04/2017.
- [4] Blazy, P. 1977. *El beneficio de los minerales: (manual de minerometalurgia)*. Autor-Editor, Madrid.
- [5] Wills, B. A. 1987. *Tecnología de procesamiento de minerales: tratamiento de menas y recuperación de minerales*. Limusa, México.
- [6] Knoule, F. 1968. *El Secado*. Ediciones Urno, Bilbao.
- [7] Mujumdar, A. S. 1997. Drying Fundamentals. In *Industrial Drying of Foods* (ed Baker), pp. 7-30. Blackie Academic & Professional, Londres.
- [8] Mujumdar, A. S. 2007. Principles, Classification, and Selection of Dryers. In *Mujumdar, A S.* (ed A. S. Mujumdar.), pp. 3-32. Taylor & Francis, New York.
- [9] Mujumdar, A. S. y Devahastin, S. 2000. Fundamental Principles of Drying. In *Mujumdar's Practical Guide to industrial Drying* (ed S. Devahastin), Exergex Corp., Montreal, Canadá.
- [10] Kasatkin, A. G. 1950. *Fundamental processes and apparatus in chemical technology*. Goz. Tech. Izd., Moscow.
- [11] Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operations, 3rd Edition*. McGraw-Hill Book Company, New York.

BIBLIOGRAFÍA

- [12] Menon, A. S. y Mujumdar, A. S. 1992. *Drying of solids*. Mc Graw Hill, Montreal, Canada.
- [13] Madariaga, J. F. 1995. El secado de la biomasa residual de la caña de azucar. Tesis para la C. Dr. C. T. ISJAE. Fac. de Ing. Mecánicas.
- [14] Keey, R. B. 1978. *Introduction to Industrial Drying Operations*. Pergamon Press, Oxford.
- [15] Mujumdar, A. S. y Menon, A. S. 1995. Drying of Solids. In *Handbook of Industrial Drying* (ed A. S. Mujumdar), pp. 1-46. Marcel Dekker, New York.
- [16] Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition*. Prentice Hall, Englewood Cliffs.
- [17] Gong, Z.-X., Devahastin, S. y Mujumdar, A. S. 1997. Two-Dimensional Finite Element Model for Wheat Drying in a Novel Rotating Jet Spouted Bed. *Dry. Technol. Int. J.* **15**, 575-592.
- [18] Okos, M. R., Narsimhan, G., Singh, R. K. y Weitnauer, A. C. 1992. Food Dehydration. In *Handbook of Food Engineering* (ed A. S. Mujumdar), pp. 437-562. Marcel Dekker, New York.
- [19] Zogzas, N. P., Maroulis, Z. B. y Marinos-Kouris, D. 1996. Moisture Diffusivity Data Compilation in Foodstuffs. *Dry. Technol. Int. J.* **14**, 2225-2253.
- [20] Marinos-Kouris, D. y Maroulis, Z. B. 1995. Transport Properties in the Drying of Solids. In *Handbook of Industrial Drying, 2nd Edition* (ed A. S. Mujumdar), pp. 113-159. Marcel Dekker, New York.
- [21] Liapis, A. y Marchello, J. M. 1984. Advances in Modeling and Control of Freeze Drying. In *Advances in Drying, Vol. 3* (ed A. S. Mujumdar), Hemisphere, Washington.
- [22] Turner, I. y Mujumdar, A. S. 1997. *Mathematical Modeling and Numerical Techniques in Drying Technology*. Marcel Dekker, New York.
- [23] Treybal, R. C. 1965. *Operaciones de transferencia de masas*. McGraw-Hill, Madrid, España.

- [24] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE) y Ministerio de Industria, Energía y Turismo. Gobierno de España 2015. Estudios, informes y estadísticas. 2007-2015. URL: <http://www.idae.es/index.php/idpag.802/relcategoria.1368/relmenu.363/mod.pags/mem.detalle>. Última fecha disponible: 04/04/2017.
- [25] Itaya, Y., Mori, S. y Hasatani, M. 2007. Drying of Ceramics. In *Handbook of Industrial Drying* (ed A. S. Mujumdar), pp. 729-742. Taylor & Francis, New York.
- [26] Colijn, H. 1978. Application Of Screw Feeders. *Chem. Eng.* **85**, 43-58.
- [27] Jumah, R. Y. y Mujumdar, A. S. 2007. Dryer Feeding Systems. In *Handbook of Industrial Drying* (ed A. S. Mujumdar), pp. 1019-1040. Taylor & Francis, New York.
- [28] Woodcock, C. R., Mason, J. S. y Unit, T. P. B. S. H. 1987. *Bulk solids handling: an introduction to the practice and technology*. Hill.
- [29] Wilson, D. H. y Dunnington, D. L. 1991. Wilson, D.H. and Dunnington, D.L., Chemical Engineering, 98:72-81, August 1991. *Chem. Eng.* **98**, 72-81.
- [30] Mujumdar, A. S. 2000. Classification and selection of industrial Dryers. In *Mujumdar's Practical Guide to industrial Drying* (ed sakamon Devahastin), Exergex corp., Montreal, Canadá.
- [31] Kudra, T. y Mujumdar, A. S. 2009. *Advanced Drying Technologies, Second Edition*. CRC Press.
- [32] Seader, J. D., Henley, E. J. y Roper, D. K. 2010. Drying of solids. In *Separation Process Principles: Chemical and Biochemical Operations*, pp. 726-776. John Wiley & Sons Inc, Hoboken, NJ.
- [33] Poirier, D. 1995. Conveyor dryers. In *Handbook of Industrial Drying* (ed A. S. Mujumdar), pp. 437-448. Marcel Dekker, New York.
- [34] Gawrzynski, Z. y Glaser, R. 1996. Drying in a Pulsed-Fluid Bed with Relocated Gas Stream. *Dry. Technol.- Int. J.* **14**, 1121-1172.
- [35] Geldart, D. 1973. Types of gas fluidization. *Powder Technol.* **7**, 285-292.

BIBLIOGRAFÍA

- [36] Mathur, K. B. y Gishler, P. E. 1954. A technique of contacting gases with coarse solid particles. (Borrador del artículo para ser presentado en la conferencia del American Institute of Chemical Engineers (AIChE). Glenwood Spring, Colorado.
- [37] Mathur, K. B. y Gishler, P. E. 1955. A technique for contacting gases with coarse solid particles. *AIChE J.* **1**, 157-164.
- [38] Gishler, P. E. y Mathur, K. B. 1957. Method of contacting solid particles with fluids. Patente: US2786280 (A).
- [39] Mathur, K. B. y Epstein, N. 1974. *Spouted Beds*. Academic Press, New York.
- [40] Epstein, N. y Grace, J. R. 2010. *Spouted and spout-fluid beds: Fundamentals and applications*.
- [41] Brunello, G., Nina, G. D. y Peck, R. E. 1974. The drying of barley malt in the spouted bed dryer. In *Canadian Journal, Chemical Engineering*, Canada.
- [42] Chhinnan, M. S., Bakshi, A. S. y Singh, R. P. 1978. Study of high temperature drying of rice in a Spouted Bed. *Pap. - Am. Soc. Agric. Eng.*
- [43] Zuritz, C. A. y Singh, R. P. 1980. Simulation of rough rice drying in a spouted bed. *Pap. - Am. Soc. Agric. Eng.*
- [44] Kucharski, J. y Kmieć, A. 1989. Kinetics of granulation process during coating of tablets in a spouted bed. *Chem. Eng. Sci.* **44**, 1627-1636.
- [45] Borini, G. B., Andrade, T. C. y Freitas, L. A. P. 2009. Hot melt granulation of coarse pharmaceutical powders in a spouted bed. *Powder Technol.* **189**, 520-527.
- [46] Link, J. M., Godlieb, W., Deen, N. G. y Kuipers, J. A. M. 2007. Discrete element study of granulation in a spout-fluidized bed. *Chem. Eng. Sci.* **62**, 195-207.
- [47] Blei, S., Schneider, K. H., Fricke, H. M. y Werner, A. 2012. Production of Pesticide Granulates in a Spouted Bed Apparatus. Patente: KR20120114233 (A).

- [48] Fries, L., Antonyuk, S., Heinrich, S., Dopfer, D. y Palzer, S. 2013. Collision dynamics in fluidised bed granulators: A DEM-CFD study. *Chem. Eng. Sci.* **86**, 108-123.
- [49] Glatt, C. 2006. *Innovative Technologies for Granules and Pellets*. Glatt Ingenieurtechnik GmbH, Weimar (Folleto de la compañía). Germany.
- [50] da Rosa, G. S. y dos Santos Rocha, S. C. 2010. Effect of process conditions on particle growth for spouted bed coating of urea. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* **49**, 836-842.
- [51] Ijichi, K., Uemura, Y. y Hatate, Y. 2000. Coating of particles with finer particles using a draft-tube spouted-bed. *J. Chem. Eng. Jpn.* **33**, 526-528.
- [52] Lopes, N. E. C., Moris, V. A. S. y Taranto, O. P. 2009. Analysis of spouted bed pressure fluctuations during particle coating. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* **48**, 1129-1134.
- [53] Donida, M. W. y Rocha, S. C. S. 2002. Coating of urea with an aqueous polymeric suspension in a two-dimensional spouted bed. *Dry. Technol.* **20**, 685-704.
- [54] Filho, R. S. C., Barrozo, M. A. S., Limaverde, J. R. y Ataíde, C. H. 1998. Use of a spouted bed in the fertilizer coating of soybean seeds. *Dry. Technol.* **16**, 2049-2064.
- [55] Kfuri, C. R. y Freitas, L. A. P. 2005. A comparative study of spouted and spout-fluid beds for tablet coating. *Dry. Technol.* **23**, 2369-2387.
- [56] Liu, L. X. y Litster, J. D. 1993. Spouted bed seed coating: The effect of process variables on maximum coating rate and elutriation. *Powder Technol.* **74**, 215-230.
- [57] Silva, D. O., Tamiozzo, L. M., Duarte, C. R., Murata, V. V. y Barrozo, M. A. S. 2011. Modeling of seed coating in a spouted bed. *Dry. Technol.* **29**, 286-294.
- [58] Weiss, P. J. y Meisen, A. 1982. Laboratory studies on sulfur-coating urea by the spouted bed process. pp. 257-269.

BIBLIOGRAFÍA

- [59] Yang, X., Zhao, B., Li, Y., Lin, Z., Yuan, L., Qi, J. y Li, J. 2013. Multi-nozzle spouted bed used for continuously producing film-coated controlled release fertilizer. Patente: CN103420725 (A).
- [60] Olazar, M., San, J., Zabala, G. y Bilbao, J. 1994. New reactor in jet spouted bed regime for catalytic polymerizations. *Chem. Eng. Sci.* **49**, 4579-4588.
- [61] Olazar, M., Zabala, G., Arandes, J. M., Gayubo, A. G. y Bilbao, J. 1996. Deactivation Kinetic Model in Catalytic Polymerizations-Taking into Account the Initiation Step. *Ind. Eng. Chem. Res.* **35**, 62-69.
- [62] Olazar, M., Arandes, J. M., Zabala, G., Aguayo, A. T. y Bilbao, J. 1997. Design and Operation of a Catalytic Polymerization Reactor in a Dilute Spouted Bed Regime. *Ind. Eng. Chem. Res.* **36**, 1637-1643.
- [63] Aguado, R., Arrizabalaga, A., Arabiourrutia, M., Lopez, G., Bilbao, J. y Olazar, M. 2014. Principal component analysis for kinetic scheme proposal in the thermal and catalytic pyrolysis of waste tyres. *Chem. Eng. Sci.* **106**, 9-17.
- [64] Aguado, R., Olazar, M., San, J., Aguirre, G. y Bilbao, J. 2000. Pyrolysis of sawdust in a conical spouted bed reactor. Yields and product composition. *Ind. Eng. Chem. Res.* **39**, 1925-1933.
- [65] Amutio, M., Lopez, G., Aguado, R., Artetxe, M., Bilbao, J. y Olazar, M. 2012. Kinetic study of lignocellulosic biomass oxidative pyrolysis. *Fuel* **95**, 305-311.
- [66] Amutio, M., Lopez, G., Artetxe, M., Elordi, G., Olazar, M. y Bilbao, J. 2012. Influence of temperature on biomass pyrolysis in a conical spouted bed reactor. *Resour. Conserv. Recycl.* **59**, 23-31.
- [67] Arabiourrutia, M., Lopez, G., Elordi, G., Olazar, M., Aguado, R. y Bilbao, J. 2007. Product distribution obtained in the pyrolysis of tyres in a conical spouted bed reactor. *Chem. Eng. Sci.* **62**, 5271-5275.
- [68] Artetxe, M., Lopez, G., Amutio, M., Elordi, G., Olazar, M. y Bilbao, J. 2010. Operating conditions for the pyrolysis of poly-(ethylene terephthalate) in a conical spouted-bed reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.* **49**, 2064-2069.

- [69] Elordi, G., Olazar, M., Lopez, G., Artetxe, M. y Bilbao, J. 2011. Product yields and compositions in the continuous pyrolysis of high-density polyethylene in a conical spouted bed reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.* **50**, 6650-6659.
- [70] López, G., Olazar, M., Aguado, R. y Bilbao, J. 2010. Continuous pyrolysis of waste tyres in a conical spouted bed reactor. *Fuel* **89**, 1946-1952.
- [71] Makibar, J., Fernandez-Akarregi, A. R., Díaz, L., Lopez, G. y Olazar, M. 2012. Pilot scale conical spouted bed pyrolysis reactor: Draft tube selection and hydrodynamic performance. *Powder Technol.* **219**, 49-58.
- [72] Olazar, M., Lopez, G., Arabiourrutia, M., Elordi, G., Aguado, R. y Bilbao, J. 2008. Kinetic modelling of tyre pyrolysis in a conical spouted bed reactor. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* **81**, 127-132.
- [73] Olazar, M., Arabiourrutia, M., Lopez, G., Aguado, R. y Bilbao, J. 2008. Effect of acid catalysts on scrap tyre pyrolysis under fast heating conditions. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* **82**.
- [74] Olazar, M., Aguado, R., San Jose, M. J., Alvarez, S. y Bilbao, J. 2006. Minimum spouting velocity for the pyrolysis of scrap tyres with sand in conical spouted beds. *Powder Technol.* **165**, 128-132.
- [75] Xavier, T. P., Libardi, B. P., Lira, T. S. y Barrozo, M. A. S. 2016. Fluid dynamic analysis for pyrolysis of macadamia shell in a conical spouted bed. *Powder Technol.* **299**, 210-216.
- [76] Aguado, Z. R., Olazar, A. M., Bilbao, E. J., Martinez, C. J. L., Bilbao, E., Martinez, C., Aguado, Z. y Olazar, A. 2010. Method for Treating Plastics, in Particular Waste Plastics, and Use of Hydrocarbons Coming from the Catalytic Pyrolysis of Said Waste Plastics. Patente: ES2334293 (A1).
- [77] Aguado, Z. R., Olazar, A. M., Bilbao, E. J., Martinez, C. J. L., Bilbao, E., Martinez, C., Aguado, Z. y Olazar, A. 2010. Method for Treating Tetra-Brick Containers, in Particular for Treating the Metal and Plastic Waste of Said Containers, and Pyrolysis Reactor for Carrying Out Said Method. Patente: ES2334415 (A1).

BIBLIOGRAFÍA

- [78] Aguado, Z. R., Olazar, A. M., Bilbao, E. J., Martinez, C. J. L., Bilbao, E., Martinez, C., Aguado, Z. y Olazar, A. 2010. Method for Treating Tyres and Pyrolysis Reactor for Carrying Out Said Method. Patente: ES2334475 (A1).
- [79] Lei, X., Hou, A., Feng, N. y Guo, L. 2015. Bed reactor's pyrolysis of coal system is spouted in utilization. Patente: CN204589098 (U).
- [80] Lei, X., Hou, A., Feng, N. y Guo, L. 2015. Coal pyrolysis system with utilization of spouted bed reactor and method of coal pyrolysis system. Patente: CN104531222 (A).
- [81] She, Y. y Dong, F. 2015. Spouted fluidized bed powdered coal pyrolysis device and method. Patente: CN105062529 (A).
- [82] Belyaev, A. A. 2008. Gasification of low-grade fuels in a spouted bed for power generation. *Solid Fuel Chem.* **42**, 335-341.
- [83] He, S., Wang, Y. y Wang, L. 2015. Atmospheric-pressure pulverized coal gasifier of spouted bed. Patente: CN204251568 (U).
- [84] Mihara, H. 1995. Development of a draft tube spouted bed catalytic coal gasifier. *Kagoshima Daigaku Kogukubu Ketrkyu Hokoku* **37**, 264.
- [85] Zhong, W., Liu, X., Jin, B. y Shao, Y. 2014. Biomass quick cracking device based on internal-external circulation spouted fluidized bed. Patente: CN103756712 (A).
- [86] Mathur, K. B. y Epstein, N. 1974. Developments in Spouted bed technology. *Can. J. Chem. Eng.* **52**, 129-144.
- [87] Artetxe, M., Lopez, G., Elordi, G., Amutio, M., Bilbao, J. y Olazar, M. 2012. Production of light olefins from polyethylene in a two-step process: Pyrolysis in a conical spouted bed and downstream high-temperature thermal cracking. *Ind. Eng. Chem. Res.* **51**, 13915-13923.
- [88] Elordi, G., Olazar, M., Lopez, G., Artetxe, M. y Bilbao, J. 2011. Continuous polyolefin cracking on an HZSM-5 zeolite catalyst in a conical spouted bed reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.* **50**, 6061-6070.
- [89] Elordi, G., Olazar, M., Artetxe, M., Castaño, P. y Bilbao, J. 2012. Effect of the acidity of the HZSM-5 zeolite catalyst on the cracking of high density

- polyethylene in a conical spouted bed reactor. *Appl. Catal. Gen.* **415-416**, 89-95.
- [90] Elordi, G., Olazar, M., Castaño, P., Artetxe, M. y Bilbao, J. 2012. Polyethylene cracking on a spent FCC catalyst in a conical spouted bed. *Ind. Eng. Chem. Res.* **51**, 14008-14017.
- [91] Silva Costa, A. B., Freire, F. B., Freire, J. T. y Ferreira, M. C. 2016. Modelling drying pastes in vibrofluidized bed with inert particles. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* **103**, 1-11.
- [92] Freire, F. B., Atxutegi, A., Freire, F. B., Freire, J. T., Aguado, R. y Olazar, M. 2016. An adaptive lumped parameter cascade model for orange juice solid waste drying in spouted bed. *Dry. Technol.*
- [93] Costa Jr., E. F., Freire, F. B., Freire, J. T. y Passos, M. L. 2006. Spouted Beds of Inert Particles for Drying Suspension. *Dry. Technol.* **24**, 315-325.
- [94] Nascimento, B. S., Freire, F. B. y Freire, J. T. 2013. Moisture Prediction During Paste Drying in a Spouted Bed. *Dry. Technol.* **31**.
- [95] Re, H. J. y Texeira Freire, J. 1988. Drying of pastelike materials in spouted bed. pp. P.O. 119-125. Versailles, France.
- [96] Corrêa, N. A., Freire, F. B., Corrêa, R. G. y Freire, J. T. 2004. Industrial trials of paste drying in spouted beds under QDMC. *Dry. Technol.* **22**, 1087-1105.
- [97] Spitzner, P. I. y Freire, J. T. 1998. Analysis of the Effect of Paste on the Behavior of a Spouted Bed with Inerts. In *Proceedings*, pp. 1936-1943. Thessaloniki-Halkidiki, Greece.
- [98] Spitzner, P. I. y Freire, J. T. 1998. Evaluation of Models on the Drying of Pastes in Spouted Beds with Inerts. In *Proceedings*, pp. 2009-2016. Thessaloniki-Halkidiki, Greece.
- [99] Bacelos, M. S., Passos, M. L. y Freire, J. T. 2007. Effect of interparticle forces on the conical spouted bed behavior of wet particles with size distribution. *Powder Technol.* **174**, 114-126.

BIBLIOGRAFÍA

- [100] Bacelos, M. S. y Freire, J. T. 2006. Stability of Spouting Regimes in Conical Spouted Beds with Inert Particle Mixtures. *Ind. Eng. Chem. Res.* **45**, 808-817.
- [101] Corrêa, N. A., Costa, C. E. S., Corrêa, R. G. y Freire, J. T. 2004. Control of spouted bed dryers. *Can. J. Chem. Eng.* **82**, 555-565.
- [102] Almeida, A. R. F., Freire, F. B. y Freire, J. T. 2010. Transient analysis of pasty material drying in a spouted bed of inert particles. *Dry. Technol.* **28**, 330-340.
- [103] Araújo, A. D. A., Coelho, R. M. D., Fontes, C. P. M. L., Silva, A. R. A., da Costa, J. M. C. y Rodrigues, S. 2015. Production and spouted bed drying of acerola juice containing oligosaccharides. *Food Bioprod. Process.* **94**, 565-571.
- [104] Medeiros, M. F. D., Rocha, S. C. S., Alsina, O. L. S., Jerônimo, C. E. M., Medeiros, U. K. L. y Mata, A. L. M. L. da 2002. Drying of Pulps of Tropical Fruits in Spouted Bed: Effect of Composition on Dryer Performance. *Dry. Technol.* **20**, 855-881.
- [105] Benelli, L., Souza, C. R. F. y Oliveira, W. P. 2013. Spouted bed performance on drying of an aromatic plant extract. *Powder Technol.* **239**, 59-71.
- [106] Freire, J. T., Do, C. F. y Freire, F. B. 2010. Drying of solutions, slurries, and pastes. In *Spouted and Spout-Fluid Beds: Fundamentals and Applications*, pp. 206-221.
- [107] Spitzner, N., Cunha, F. O. y Freire, J. T. 2002. Effect of the presence of paste in a conical spouted bed dryer with continuous feeding. *Dry. Technol.* **20**, 789-811.
- [108] Freitas, L. A. P. y Freire, J. T. 2001. Gas-to-particle heat transfer in the draft tube of a spouted bed. *Dry. Technol.* **19**, 1065-1082.
- [109] Passos, M. L., Massarani, G., Freire, J. T. y Mujumdar, A. S. 1997. Drying of pastes in spouted beds of inert particles: Design criteria and modeling. *Dry. Technol.* **15**, 605-624.

- [110] Pallai, E., Szentmarjay, T. y Mujumdar, A. S. 2007. Spouted Bed Drying. In *Handbook of Industrial Drying* (ed A. S. Mujumdar), pp. 363-384. Taylor & Francis, New York.
- [111] Mujumdar, A. S. 2000. Dryers for particulate solids, slurries and sheet-form materials. In *Mujumdar's Practical Guide to industrial Drying* (ed S. Devahastin), Exergex Corp., Montreal, Canadá.
- [112] Kudra, T. y Bartczak, Z. 1989. Drying of paste-like materials in screw-type spouted-bed and spin-flash dryers. *Dry. Technol.* **7**, 583-597.
- [113] Reger, E. O., Romankov, P. G. y Rashkovskaya, N. B. 1976. Drying of Pastelike Materials in Spouted Beds with Inert Bodies. *Zhurn.Prikl.Khim.* **40**, 2276.
- [114] Souza, C. R. F. y Oliveira, W. P. 2005. Spouted bed drying of *Bauhinia forficata* link extract: the effects of feed atomizer position and operating conditions on equipment performance and product properties. *Braz. J. Chem. Eng.* **22**, 239-247.
- [115] Souza, C. R. F. y Oliveira, W. P. 2009. Drying of herbal extract in a draft-tube spouted bed. *Can. J. Chem. Eng.* **87**, 279-288.
- [116] Arsenijević, Z. L., Grbavčić, Z. B. y Garić-Grulović, R. V. 2004. Drying of suspensions in the draft tube spouted bed. *Can. J. Chem. Eng.* **82**, 450-464.
- [117] Grbavčić, Z. B., Arsenijević, Z. L. y Garić-Grulović, R. V. 2000. Drying of suspension and pastes in fluidized bed of inert particles. *J. Serbian Chem. Soc.* **65**, 963-974.
- [118] Oliveira, I. M. y Passos, M. L. 1997. Simulation of drying suspension in a conical spouted bed. *Dry. Technol.* **15**, 593-604.
- [119] Pallai-Varsányi, E., Tóth, J. y Gyenis, J. 2007. Drying of suspensions and solutions on inert particle surface in mechanically spouted bed dryer. *China Particuology* **5**, 337-344.
- [120] Schneider, T. y Bridgwater, J. 1988. *Drying of Solutions and Suspensions in Spouted Beds*. Paris, France.

BIBLIOGRAFÍA

- [121] Szentmarjay, T. y Pallai, E. 1989. Drying of suspensions in a modified spouted bed drier with an inert packing. *Dry. Technol.* **7**, 523-536.
- [122] Rabinovich, M. J. 1977. *Teplociye processi fontaniruyushchem sloye (Procesos térmicos en spouted beds)*. Nauka Dumka, Kiev,.
- [123] Romankov, P. G. y Rashkovskaya, N. B. 1979. *Sushka v vzveshennom sloye (Secado en lecho fluidizado)*. Chimiya, San Petersburgo.
- [124] Szentmarjay, T., Szalay, A. y Pallai, E. 1994. Scale-up Aspects of the Mechanically Spouted Bed Dryer with Inert Particles. *Dry. Technol.* **12**, 341-350.
- [125] Brereton, C. y Lim, C. J. 1993. Spouted Bed Drying of Sludge from Metals Finishing Industries Wastewater Treatment Plants. *Dry. Technol.* **11**, 389-399.
- [126] Szentmarjay, T., Pallai, E. y Regényi, Z. 1996. Short-Time Drying of Beatsensitwe, Biologically Active Pulps and Pastes. *Dry. Technol.* **14**, 2091-2115.
- [127] Pallai, E., Szentmarjay, T. y Szijjártó, E. 2001. Effect of Partial Processes of Drying on Inert Particles on Product Quality. *Dry. Technol.* **19**, 2019-2032.
- [128] Jumah, R. Y. y Raghavan, G. S. V. 2001. Analysis of Heat and Mass Transfer During Combined Microwave Convective Spouted-Bed Drying. *Dry. Technol.* **19**, 485-506.
- [129] Swain, M. V. L. 1998. Electromagnetic heating for food production. INCO-Copernicus. Workshop on Food Quality Improvement. Brussels, 28-29 May.
- [130] Kundu, K. M., Datta, A. B. y Chatterjee, P. K. 2001. Drying of Oilseeds. *Dry. Technol.* **19**, 343-358.
- [131] Chielle, D. P., Bertuol, D. A., Meili, L., Tanabe, E. H. y Dotto, G. L. 2016. Spouted bed drying of papaya seeds for oil production. *LWT - Food Sci. Technol.* **65**, 852-860.
- [132] Ando, S., Maki, T., Nakagawa, Y., Namiki, N., Emi, H. y Otani, Y. 2002. Analysis of the drying process of seed particles in a spouted bed with a draft tube. *Adv. Powder Technol.* **13**, 73-91.

- [133] Duarte, C. R., Neto, J. L. V., Lisboa, M. H., Santana, R. C., Barrozo, M. A. S. y Murata, V. V. 2004. Experimental study and simulation of mass distribution of the covering layer of soybean seeds coated in a spouted bed. *Braz. J. Chem. Eng.* **21**, 59-67.
- [134] Becker, H. A. y Sallans, H. R. 1961. Drying wheat in a spouted bed: on continuous moisture diffusion controlled drying of solid particles in a well-mixed isothermal bed. *Chem. Eng. Sci.* **13**, 97-112.
- [135] Mathur, K. B. y Gishler, P. E. 1955. A study of the application of the spouted bed technique to wheat drying. *J. Appl. Chem.* **5**, 624-636.
- [136] Jumah, R. Y., Mujumdar, A. S. y Raghavan, G. S. V. 1996. Batch Drying Kinetics of Corn in a Novel Rotating Jet Spouted bed. *Can. J. Chem. Eng.* **74**, 479-486.
- [137] Olazar, M., Lopez, G., Altzibar, H., Amutio, M. y Bilbao, J. 2012. Drying of Biomass in a Conical Spouted Bed with Different Types of Internal Devices. *Dry. Technol.* **30**, 207-216.
- [138] Berghel, J. y Renström, R. 2014. An Experimental Study on the Influence of Using a Draft Tube in a Continuous Spouted Bed Dryer. *Dry. Technol.* **32**, 519-527.
- [139] Liu, W., Xie, X., Liu, J., Wang, L., Zhao, R. y Zhao, J. 2010. Co-spouting capabilities of mixture of coal with straw in rotating draft tube spouted bed. *Nongye Gongcheng Xuebao Transactions Chin. Soc. Agric. Eng.* **26**, 134-139.
- [140] Renström, R. 2008. Mean residence time and residence time distribution when sawdust is dried in continuous dryers. *Dry. Technol.* **26**, 1457-1463.
- [141] Cui, H. y Grace, J. R. 2008. Spouting of biomass particles: A review. *Bioresour. Technol.* **99**, 4008-4020.
- [142] Berghel, J. y Renström, R. 2004. Controllability of product moisture content when nonscreened sawdust is dried in a spouted bed. *Dry. Technol.* **22**, 507-519.
- [143] Martins, L. A. B., Reis, M. A., Ferreira, M. E. y Teixeira, J. C. 2011. Drying kinetics of solid biomass. pp. 857-864.

BIBLIOGRAFÍA

- [144] Leva, M. 1959. *Fluidization*. New York.
- [145] Zabrodsky, S. S. 1967. Hydrodynamics and heat transfer in fluidized beds. *Aiche J.* **13**.
- [146] Passos, M. L., da Costa, E. F. y Mujumdar, A. S. 2011. Drying of particulate solids. In *Spouted and spout-fluid beds: Fundamentals and Applications* (eds N. Epstein y J. R. Grace), pp. 187-205. Cambridge university press, UK.
- [147] Passos, M. L., Mujumdar, A. S. y Raghavan, V. G. S. 1987. Spouted beds for drying: principles and design considerations. In *Advances in Drying* (ed A. S. Mujumdar), pp. 359-397. Hemisphere, New York.
- [148] Freitas, M. E. A. 1996. Modeling the transient drying of grains in conical spouted beds. Tesis para la Federal University of Minas Gerais.
- [149] Passos, M. L., Oliveira, L. S., Franca, A. S. y Massarani, G. 1998. Bixin Powder Production in Conical Spouted Bed Units. *Dry. Technol.* **16**, 1855-1879.
- [150] Kmiec, A. y Szafran, R. G. 2000. Kinetics of drying of microspherical particles in a spouted bed dryer with a draft tube. In *Twelfth International Drying Symposium.*, Noordwijkerhout, The Netherlands.
- [151] Altzibar, H., Lopez, G., Alvarez, S., San Jose, M. J., Barona, A. y Olazar, M. 2008. A draft-tube conical spouted bed for drying fine particles. *Dry. Technol.* **26**, 308-314.
- [152] San Jose, M. J., Olazar, M., Penas, F. J. y Bilbao, J. 1994. Segregation in Conical Spouted Beds with Binary and Ternary Mixtures of Equidensity Spherical Particles. *Ind. Eng. Chem. Res.* **33**, 1838-1844.
- [153] Olazar, M., Lopez, G., Altzibar, H. y Bilbao, J. 2011. Modelling batch drying of sand in a draft-tube conical spouted bed. *Chem. Eng. Res. Des.* **89**, 2054-2062.
- [154] Passos, M. L., Mujumdar, A. S. y Massaranl, G. 1994. Scale-up of Spouted Bed Dryers: Criteria and Applications. *Dry. Technol.* **12**, 351-391.

- [155] Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. y Prachayawarakorn, S. 2003. Soybean Drying by Two-Dimensional Spouted Bed. *Dry. Technol.* **21**, 1735-1757.
- [156] Balakrisnan, M., Sreenarayanan, V. V. y Raghavan, G. S. V. 2002. Batch drying kinetics of cardamom in a two-dimensional spouted bed. In *Proceedings of the 13th International Drying Symposium, IDS2002* (eds C. W. Cao Y. K. Pan y X. D. Liu), pp. 729-734. Beijing Univ. of Chemical Technology, Beijing. [cited 2016 Jul. 28].
- [157] Rockwell, W. C., Lowe, E., Walker, H. G. y Morgan, A. I. 1968. Hot air grain popping. *feedlot*
- [158] Rovero, G. y Piccinini, N. 2011. Particle mixing and segregation. In *Spouted and spout-fluid beds: Fundamentals and Applications* (eds N. Epstein y J. R. Grace), pp. 141-160. Cambridge University press, UK.
- [159] Grbavcic, Z. B., Littman, H., Morgan III, M. H. y Paccione, J. D. 2011. Spouted and spout-fluid beds with draft-tubes. In *Spouted and spout-fluid beds: Fundamentals and Applications* (eds N. Epstein y J. R. Grace), pp. 128-140. Cambridge University press, Cambridge.
- [160] Olazar, M., San Jose, M. J. y Bilbao, J. 2011. Conical Spouted Beds. In *Spouted and spout-fluid beds: Fundamentals and Applications* (eds N. Epstein y J. R. Grace), pp. 82-104. Cambridge University press, UK.
- [161] Ishikura, T., Nagashima, H. y Ide, M. 2003. Hydrodynamics of a spouted bed with a porous draft tube containing a small amount of finer particles. *Powder Technol.* **131**, 56-65.
- [162] Zhao, X.-L., Yao, Q. y Li, S.-Q. 2006. Effects of draft tubes on particle velocity profiles in spouted beds. *Chem. Eng. Technol.* **29**, 875-881.
- [163] Takeuchi, S., Wang, X. S. y Rhodes, M. J. 2005. Discrete element study of particle circulation in a 3-D spouted bed. *Chem. Eng. Sci.* **60**, 1267-1276.
- [164] Zhonghua, W. y Mujumdar, A. S. 2007. Simulation of the hydrodynamics and drying in a spouted bed dryer. *Dry. Technol.* **25**, 59-74.
- [165] Yang, S., Luo, K., Fang, M. y Fan, J. 2013. Discrete element simulation of the hydrodynamics in a 3D spouted bed: Influence of tube configuration. *Powder Technol.* **243**, 85-95.

BIBLIOGRAFÍA

- [166] Altzibar, H., Lopez, G., Bilbao, J. y Olazar, M. 2013. Minimum Spouting Velocity of Conical Spouted Beds Equipped with Draft Tubes of Different Configuration. *Ind. Eng. Chem. Res.* **52**, 2995-3006.
- [167] Altzibar, H., Lopez, G., Olazar, M. y Bilbao, J. 2011. Effect of Temperature on Fine Particle Drying in a Draft-Tube Conical Spouted Bed. *Chem. Eng. Technol.* **34**, 1130-1135.
- [168] Fernandez-Akarregui, A. R., Makibar, J., Alava, I., Diaz, L., Cueva, F., Aguado, R., Lopez, G. y Olazar, M. 2012. Sand attrition in conical spouted beds. *Particuology* **10**, 592-599.
- [169] San José, M. J., Alvarez, S., Peñas, F. J. y García, I. In press. Cycle time in draft tube conical spouted bed dryer for sludge from paper industry. *Chem. Eng. Sci.*
- [170] Olazar, M., Lopez, G., Altzibar, H., Barona, A. y Bilbao, J. 2009. One-dimensional modelling of conical spouted beds. *Chem. Eng. Process.* **48**, 1264-1269.
- [171] San José, M. J., Olazar, M., Peñas, F. J., Arandes, J. M. y Bilbao, J. 1995. Correlation for calculation of the gas dispersion coefficient in conical spouted beds. *Chem. Eng. Sci.* **50**, 2161-2172.
- [172] Olazar, M., San, J., Aguayo, A. T., Arandes, J. M. y Bilbao, J. 1992. Stable operation conditions for gas-solid contact regimes in conical spouted beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* **31**, 1784-1792.
- [173] Olazar, M., San, J., Aguayo, A. T., Arandes, J. M. y Bilbao, J. 1993. Design factors of conical spouted beds and jet spouted beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* **32**, 1245-1250.
- [174] Altzibar, H., Lopez, G., Aguado, R., Alvarez, S., San, J. y Olazar, M. 2009. Hydrodynamics of conical spouted beds using different types of internal devices. *Chem. Eng. Technol.* **32**, 463-469.
- [175] San Jose, M. J., Alvarez, S., Ortiz de Salazar, A., Olazar, M. y Bilbao, J. 2007. Operating conditions of conical spouted beds with a draft tube. Effect of the diameter of the draft tube and of the height of entrainment zone. *Ind. Eng. Chem. Res.* **46**, 2877-2884.

- [176] Olazar, M., San, J., Aguayo, A. T., Arandes, J. M. y Bilbao, J. 1993. Pressure drop in conical spouted beds. *Chem. Eng. J.* **51**, 53-60.
- [177] Olazar, M., San Jose, M. J., LLamosas, R. y Bilbao, J. 1994. Hydrodynamics of Sawdust and Mixtures of Wood Residues in Conical Spouted Beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* **33**, 993-1000.
- [178] San José, M. J., Olazar, M., Aguayo, A. T., Arandes, J. M. y Bilbao, J. 1993. Expansion of spouted beds in conical contactors. *Chem. Eng. J.* **51**, 45-52.
- [179] San José, M. J., Olazar, M., Alvarez, S. y Bilbao, J. 1998. Local Bed Voidage in Conical Spouted Beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* **37**, 2553-2558.
- [180] Olazar, M., San José, María J., Alvarez, S., Morales, A. y Bilbao, J. 1998. Measurement of Particle Velocities in Conical Spouted Beds Using an Optical Fiber Probe. *Ind. Eng. Chem. Res.* **37**, 4520-4527.
- [181] San Jose, M. J., Alvarez, S., de Salazar, A. O., Olazar, M. y Bilbao, J. 2005. Influence of the particle diameter and density in the gas velocity in jet spouted beds. *Chem. Eng. Process.* **44**, 153-157.
- [182] Saldarriaga, J. F., Aguado, R., Altzibar, H., Atxutegi, A., Bilbao, J. y Olazar, M. 2016. Minimum spouting velocity for conical spouted beds of vegetable waste biomasses. *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* **60**, 509-519.
- [183] Saldarriaga, J. F., Grace, J., Lim, C. J., Wang, Z., Xu, N., Atxutegi, A., Aguado, R. y Olazar, M. 2015. Bed-to-surface heat transfer in conical spouted beds of biomass-sand mixtures. *Powder Technol.* **283**, 447-454.
- [184] Olazar, A. M., San, J. A. M. J., Aguado, Z. R., Bilbao, E. J., Bezdicek, V. J., Olazar, A. M. y Bilbao, E. J. 2009. Dispositivo Para El Secado En Continuo De Materiales Granulares. Patente: ES2331269 (A1).
- [185] Kalwar, M. i., Kudra, T., Raghavan, G. s. v. y Mujumdar, A. s. 1991. Drying of Grains in a Drafted Two Dimensional Spouted Bed. *J. Food Process Eng.* **13**, 321-332.
- [186] Dias, M. C., Marques, W. M., Borges, S. V. y Mancini, M. C. 2000. Effect of drying in two-dimensional spouted bed drying on physical and technological properties of black beans (*Phaseolus vulgaris*, L). *Food Sci. Technol. Camp.* **20**, 401-405.

BIBLIOGRAFÍA

- [187] Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. y Prachayawarakorn, S. 2006. Drying and Urease Inactivation Models of Soybean Using Two-dimensional Spouted Bed Technique. *Dry. Technol.* **24**, 1673-1681.
- [188] Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. y Tia, W. 2001. Industrial-Scale Prototype of Continuous Spouted Bed Paddy Dryer. *Dry. Technol.* **19**, 207-216.
- [189] Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. y Tia, W. 2002. A Mathematical Model for Continuous Drying of Grains in a Spouted Bed Dryer. *Dry. Technol.* **20**, 587-614.
- [190] Hung-Nguyen, L., Driscoll, R. H. y Srzednicki, G. 2000. Modeling the drying process of paddy in a triangular spouted bed. In *Proceedings of the 12th International Drying Symposium, IDS2000* (eds P. J. A. M. Kerkhof W. J. Coumans y G. D. Mooiweer), Elsevier Science, Amsterdam. [cited 2016 Jul. 28].
- [191] Nguyen, L. H., Driscoll, R. H. y Srzednicki, G. 2001. Drying of High Moisture Content Paddy in a Pilot Scale Triangular Spouted Bed Dryer. *Dry. Technol.* **19**, 375-387.
- [192] Evin, D., Gul, H. y Tanyiildizi, V. 2008. Grain drying in a paraboloid-based spouted bed with and without draft tube. *Dry. Technol.* **26**, 1577-1583.
- [193] Reyes, A. y Vidal, I. 2000. Experimental Analysis of a Mechanically Stirred Spouted Bed Dryer. *Dry. Technol.* **18**, 341-359.
- [194] Lima, A. C. C. y Rocha, S. C. S. 1998. Bean Drying in Fixed, Spouted and Spout-Fluid Beds: A Comparison and Empirical Modeling. *Dry. Technol.* **16**, 1881-1901.
- [195] Białobrzewski, I., Zielińska, M., Mujumdar, A. S. y Markowski, M. 2008. Heat and mass transfer during drying of a bed of shrinking particles - Simulation for carrot cubes dried in a spout-fluidized-bed drier. *Int. J. Heat Mass Transf.* **51**, 4704-4716.
- [196] Passos, M. L., Mujumdar, A. S. y Raghavan, V. G. 1989. Spouted and spout-fluidized beds for grain drying. *Dry. Technol.* **7**, 663-696.
- [197] Almeida, M. M., Silva, O. S. y Alsina, O. L. S. 2006. Fluid-Dynamic Study of Deformable Materials in Spouted-Bed Dryer. *Dry. Technol.* **24**, 499-508.

- [198] Grabowski, S., Mujumdar, A. S., Ramaswamy, H. S. y Strumillo, C. 1997. Evaluation Of Fluidized Versus Spouted Bed Drying Of Baker'S Yeast. *Dry. Technol.* **15**, 625-634.
- [199] Niamnuy, C., Devahastin, S., Soponronnarit, S. y Vijaya Raghavan, G. S. 2008. Modeling coupled transport phenomena and mechanical deformation of shrimp during drying in a jet spouted bed dryer. *Chem. Eng. Sci.* **63**, 5503-5512.
- [200] Wachiraphansakul, S. y Devahastin, S. 2007. Drying kinetics and quality of okara dried in a jet spouted bed of sorbent particles. *LWT - Food Sci. Technol.* **40**, 207-219.
- [201] Feng, H., Tang, J. y Cavaliere, R. P. 1999. Combined Microwave and Spouted Bed Drying of Diced Apples: Effect of Drying Conditions on Drying Kinetics and Product Temperature. *Dry. Technol.* **17**, 1981-1998.
- [202] Berghel, J. 2005. The Gas-to-Particle Heat Transfer and Hydrodynamics in Spouted Bed Drying of Sawdust. *Dry. Technol.* **23**, 1027-1041.
- [203] Jumah, R. Y., Mujumdar, A. S. y Raghavan, G. S. V. 1996. A Mathematical Model for Constant and Intermittent Batch Drying of Grains in a Novel Rotating Jet Spouted bed. *Dry. Technol.* **14**, 765-802.
- [204] Jumah, R. Y. 1995. Flow and drying characteristics of a rotating jet spouted bed. Tesis para la McGill University.
- [205] He, Y. L., Lim, C. J. y Grace, J. R. 1997. Scale-up studies of spouted beds. *Chem. Eng. Sci.* **52**, 329-339.
- [206] Grace, J. R. y Lim, C. J. 2011. Scaleup, slot-rectangular, and multiple spouting. In *Spouted and spout-fluid beds: Fundamentals and Applications* (eds N. Epstein y J. R. Grace), pp. 287-296. Cambridge University press, UK.
- [207] Rovero, G., Curti, M. y Cavaglià, G. 2012. Optimization of spouted bed Scale-Up by square-based multiple unit design. In *Advances in Chemical Engineering* (eds Z. Nawaz y S. Naveed), pp. 405-434. InTech, Italy.
- [208] Ogawa, H., Sato, H., Ueda, H. y Publication, P. A. 2011. Spouted bed device, polyolefin production system with spouted bed device, and polyolefin production process. Patente. , 11.
-

BIBLIOGRAFÍA

- [209] Jacob, M., Ruempler, K., Ohlendorf, F. y Kloeppe, T. 2010. Method and Apparatus for the Treatment of Fine-Grained Material in a Spouted Bed. Patente: WO2010028710 (A2).
- [210] Gryczka, O., Heinrich, S., Deen, N. G., van Sint Annaland, M., Kuipers, J. A. M., Jacob, M. y Mörl, L. 2009. Characterization and CFD-modeling of the hydrodynamics of a prismatic spouted bed apparatus. *Chem. Eng. Sci.* **64**, 3352-3375.
- [211] Jacob, M. 2009. ProCell technology: Modelling and application. *Powder Technol.* **189**, 332-342.
- [212] Gryczka, O., Heinrich, S., Miteva, V., Deen, N. G., Kuipers, J. A. M., Jacob, M. y Moerl, L. 2008. Characterization of the pneumatic behavior of a novel spouted bed apparatus with two adjustable gas inlets. *Chem. Eng. Sci.* **63**, 791-814.
- [213] San Jose, M. J. 1991. Regímenes de operación en spouted beds cónicos. Condiciones de estabilidad y fluidodinámica. Tesis para la Universidad del País Vasco.
- [214] Kucharski, J. y Kmiec, A. 1983. Hydrodynamics, heat and mass transfer during coating of tablets in a spouted bed. *Can. J. Chem. Eng.* **61**, 435-439.
- [215] Aguado, R. 1999. Combustión y pirólisis de residuos de madera en spouted bed cónico. Tesis para la Universidad del País Vasco.
- [216] Grace, J. R. 1986. Contacting modes and behaviour classification of gas–solid and other two-phase suspensions. *Can. J. Chem. Eng.* **64**, 353-363.
- [217] Olazar, M., López, G., Altzibar, H., Aguado, R. y Bilbao, J. 2009. Minimum spouting velocity under vacuum and high temperature in conical spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **87**, 541-546.
- [218] Altzibar, H., Lopez, G., Estiati, I., Bilbao, J. y Olazar, M. 2013. Particle Cycle Times and Solid Circulation Rates in Conical Spouted Beds with Draft Tubes of Different Configuration. *Ind. Eng. Chem. Res.* **52**, 15959-15967.
- [219] Kmiec, A. 1983. The minimum spouting velocity in conical beds. *Can. J. Chem. Eng.* **61**, 274-280.

- [220] Luo, B., Lim, C. J., Freitas, L. A. P. y Grace, J. R. 2004. Flow Characteristics in Slot-Rectangular Spouted Beds with Draft Plates. *Can. J. Chem. Eng.* **82**, 83-88.
- [221] Marmo, L. 2007. Low temperature drying of pomace in spout and spout-fluid beds. *J. Food Eng.* **79**, 1179-1190.
- [222] Altzibar, H., Lopez, G., Bilbao, J. y Olazar, M. 2014. Operating and Peak Pressure Drops in Conical Spouted Beds Equipped with Draft Tubes of Different Configuration. *Ind. Eng. Chem. Res.* **53**, 415-427.
- [223] Gorshtein, A. E. y Mukhlenov, I. P. 1964. Hydraulic resistance of a fluidized bed in a cyclone without a grate. ii. Critical gas rate corresponding to the beginning of jet formation. *Zh Prikl Khim* **37**, 1887-1893.
- [224] Nikolaev, A. M. y Golubev, L. G. 1964. Basic hydrodynamic characteristics of a spouting bed. *zv Vyssh Ucheb Khim Tekhnol* **7**, 855-857.
- [225] Goltsiker, A. D. 1967. Thesis dissertation. Tesis para la Lensovet Technology Inst.
- [226] Markowski, A. y Kaminski, W. 1983. Hydrodynamic characteristics of jet-spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **61**, 377-381.
- [227] Choi, M. y Meisen, A. 1992. Hydrodynamics of shallow, conical spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **70**, 916-924.
- [228] Tsvik, M. Z., Nabiev, M. N., Rizaev, N. U., Merenkov, K. V. y Vyzgo, V. Z. 1967. External flow rates in composite production of granulated fertilizers. *Uzb Khim Zh* , 50-51.
- [229] Kmiec, A., Ludwig, W. y Szafran, R. 2009. Minimum Circulation Velocity in a Spouted Bed Apparatus with Draft Tube. *Chem. Eng. Technol.* **32**, 450-453.
- [230] Becker, H. A. y Isaacson, R. A. 1970. Wheat drying in well-stirred-batch and continuous-moving-bed dryers. *Can. J. Chem. Eng.* **48**, 560-567.
- [231] Viswanathan, K., Lyall, M. S., Negi, K. S. y Raychaudhury, B. C. 1984. Experimental and theoretical study of batch drying of wheaat in spouted beds. pp. 552-558, pn.

BIBLIOGRAFÍA

- [232] Shu-Tung Chu and Andrew Hustrulid 1968. General Characteristics of Variable Diffusivity Process and the Dynamic Equilibrium Moisture Content. *11*.
- [233] Zuritz, C. A. y Singh, R. P. 1982. Simulation of rough rice drying in a spouted-bed. , ed., Washington, D.C., U.S.A., Hemisphere Publishing Corp., 1982, Section 8, 239-247.
- [234] Zahed, A. H. y Epstein, N. 1992. Batch and continuous spouted bed drying of cereal grains: The thermal equilibrium model. *Can. J. Chem. Eng.* **70**, 945-953.
- [235] Kalwar, M. I. y Raghavan, G. S. V. 1993. Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates. *Dry. Technol.* **11**, 339-354.
- [236] Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Panich-ich-orn, J. y Suthicharoenpanich, S. 1999. Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique. In *Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC'99)*, pp. 300-307. Bali, Indonesia. [cited 2017 Mar. 9].
- [237] Nguyen, L. H. 2000. Evaluation of a Modified Spouted Bed Dryer for High Moisture Grain Drying. Tesis para la University of New South Wales.
- [238] Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. y Tia, W. 2001. A Two-Region Mathematical Model for Batch Drying of Grains in a Two-Dimensional Spouted Bed. *Dry. Technol.* **19**, 1045-1064.
- [239] Kalwar, M. I., Raghavan, G. S. V. y Mujumdar, A. S. 1993. Circulation of particles in two-dimensional spouted beds with draft plates. *Powder Technol.* **77**, 233-242.
- [240] Markowski, M., Białobrzewski, I. y Modrzewska, A. 2010. Kinetics of spouted-bed drying of barley: Diffusivities for sphere and ellipsoid. *J. Food Eng.* **96**, 380-387.
- [241] Freire, J. T., Ferreira, M. C., Freire, F. B. y Nascimento, B. S. 2012. A Review on Paste Drying with Inert Particles as Support Medium. *Dry. Technol.* **30**, 330-341.

- [242] Freire, J. T., Freire, F. B., Ferreira, M. C. y Nascimento, B. S. 2012. Hybrid Lumped Parameter/Neural Network Model for Spouted Bed Drying of Pastes with Inert Particles. *Dry. Technol.*
- [243] Karimi, F., Rafiee, S., Taheri-Garavand, A. y Karimi, M. 2012. Optimization of an air drying process for Artemisia absinthium leaves using response surface and artificial neural network models. *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* **43**, 29-39.
- [244] Spreutels, L., Haut, B., Chaouki, J., Bertrand, F. y Legros, R. 2014. Conical spouted bed drying of Baker's yeast: Experimentation and multi-modeling. *Food Res. Int.* **62**, 137-150.
- [245] Thorley, B., Mathur, K. B., Klassen, J. y Gishler, P. E. 1958. Effect of Design Variables on Flow Characteristics in a Spouted Bed. *Natl. Res. Counc. Can.*
- [246] Du, W., Wei, W., Xu, J., Fan, Y. y Bao, X. 2006. Computational fluid dynamics (CFD) modeling of fine particle spouting. *Int. J. Chem. React. Eng.* **4**.
- [247] Lim, C. J. y Mathur, K. B. 1978. Modeling of particle movement in spouted beds. In *Fluidization* (eds J. F. Davidson y D. L. Keairns), pp. 104-109. Cambridge University press, Cambridge.
- [248] Epstein, N. y Grace, J. R. 1984. Spouting of Particulate Solids. In *Handbook of Powder Science & Technology* (eds M. E. Fayed y L. Otten), pp. 507-536. Van Nostrand Reinhold, New York.
- [249] Lefroy, G. A. 1966. The Mechanics of Spouted Beds. Tesis para la University of Cambridge.
- [250] Lefroy, G. A. y Davidson, J. F. 1969. Mechanics of the spouted beds. *Trans. Inst. Chem. Eng.* **47**, t120-t128.
- [251] Szafran, R. G. y Kmiec, A. 2004. CFD Modeling of Heat and Mass Transfer in a Spouted Bed Dryer. *Ind. Eng. Chem. Res.* **43**, 1113-1124.
- [252] Lettieri, P., Micale, G., Cammarata, L. y Colman, D. 2002. Computational fluid-dynamics simulations of gas-fluidized beds: A preliminary investigation of different modelling approaches. In *Proceedings of the 10th Workshop on Two-Phase Flow Predictions, Merseburg.*
-

BIBLIOGRAFÍA

- [253] Szafran, R. G. y Kmiec, A. 2005. Point-by-Point Solution Procedure for the Computational Fluid Dynamics Modeling of Long-Time Batch Drying. *Ind. Eng. Chem. Res.* **44**, 7892-7898.
- [254] He, Y.-L., Lim, C. J., Grace, J. R., Zhu, J.-X. y Qzn, S.-Z. 1994. Measurements of voidage profiles in spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **72**, 229-234.
- [255] He, Y.-L., Qin, S.-Z., Lim, C. J. y Grace, J. R. 1994. Particle velocity profiles and solid flow patterns in spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **72**, 561-568.
- [256] Piccinini, N., Bernhard, A., Campagna, P. y Vallana, F. 1977. Segregation phenomenon in spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **55**, 122-125.
- [257] Mcnab, C. S. y Bridgwater, J. 1979. Solids mixing and segregation in spouted beds. pp. 125-140. BHRA, (York, Reino Unido).
- [258] Piccinini, N. 1980. Particle Segregation in Continuously Operating Spouted Beds. In *Fluidization* (eds J. R. Grace y J. M. Matsen), pp. 279-286. Springer US. [cited 2016 Dec. 20].
- [259] Kutluoglu, E., Grace, J. R., Murchie, K. W. y Cavanagh, P. H. 1983. Particle segregation in spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **61**, 308-316.
- [260] Olazar, M., San, J., Penas, F. J., Aguayo, A. T. y Bilbao, J. 1993. Stability and hydrodynamics of conical spouted beds with binary mixtures. *Ind. Eng. Chem. Res.* **32**, 2826-2834.
- [261] Bacelos, M. S. y Freire, J. T. 2008. Flow regimes in wet conical spouted beds using glass bead mixtures. *Particuology* **6**, 72-80.
- [262] Nienow, A. W., Naimer, N. S. y Chiba, T. 1987. Studies of Segregation/Mixing in Fluidised Beds of Different Size Particles. *Chem. Eng. Commun.* **62**, 53-66.
- [263] Stein, M., Seville, J. P. K. y Parker, D. J. 1998. Attrition of porous glass particles in a fluidised bed. *Powder Technol.* **100**, 242-250.
- [264] Buczek, B. 1983. Working of active carbon by attrition in a spouted bed. *Powder Technol.* **35**, 113-114.

- [265] Wongvicha, P. y Bhattacharya, S. C. 1994. Attrition of lignite char in a spouted bed combustor. *Int. J. Energy Res.* **18**, 9-20.
- [266] Flamant, G., Chraïbi, M. A., Vallbona, G. y Bertrand, C. 1990. Decarbonation and attrition of calcite in a plasma spouted bed reactor. *J. Phys. Colloq.* **51**, C5-27-C5-34.
- [267] Al-Senawi, S., Hadi, B., Briens, C. y Chabagno, J.-M. 2009. A Comparison of the Breakage Mechanisms for Attrition of Selected Polymers in Pneumatic Transport and Spouted Beds. *Int. J. Chem. React. Eng.* **6**.
- [268] Boerefijn, R., Gudde, N. J. y Ghadiri, M. 2000. A review of attrition of fluid cracking catalyst particles. *Adv. Powder Technol.* **11**, 145-174.
- [269] Lin, C.-L. y Wey, M.-Y. 2005. Influence of hydrodynamic parameters on particle attrition during fluidization at high temperature. *Korean J. Chem. Eng.* **22**, 154-160.
- [270] Welt, J., Lee, W. y Krambeck, F. J. 1977. Catalyst attrition and deactivation in fluid catalytic cracking system. *Chem. Eng. Sci.* **32**, 1211-1218.
- [271] Lee, S. K., Jiang, X., Keener, T. C. y Khang, S. J. 1993. Attrition of lime sorbents during fluidization in a circulating fluidized bed absorber. *Ind. Eng. Chem. Res.* **32**, 2758-2766.
- [272] Lin, C.-L. y Wey, M.-Y. 2003. Effects of high temperature and combustion on fluidized material attrition in a fluidized bed. *Korean J. Chem. Eng.* **20**, 1123-1130.
- [273] Shih, H. H., Chu, C. Y. y Hwang, S. J. 2003. Solids Circulation and Attrition Rates and Gas Bypassing in an Internally Circulating Fluidized Bed. *Ind. Eng. Chem. Res.* **42**, 5915-5923.
- [274] Arena, U., D'Amore, M. y Massimilla, L. 1983. Carbon attrition during the fluidized combustion of a coal. *AIChE J.* **29**, 40-49.
- [275] Bemrose, C. R. y Bridgwater, J. 1987. A review of attrition and attrition test methods. *Powder Technol.* **49**, 97-126.

BIBLIOGRAFÍA

- [276] Boerefijn, R., Ghadiri, M. y Salatino, P. 2007. Attrition in fluidised beds. In *Handbook of powder technology: Particle breakage* (eds A. D. Salman M. Ghadiri y M. Hounslow), pp. 1019-1053. Elsevier Science, Amsterdam.
- [277] Chan, I. H. y Knowlton, T. M. 1984. The effect of pressure on entrainment from bubbling gas fluidized beds. In *Fluidization* (eds D. Kunii y R. Toei), pp. 283-290. Engineering Foundation, New York.
- [278] Geldart, D., Cullinan, J., Georghiades, S., Gilvray, D. y Pope, D. J. 1979. The effect of fines on entrainment from gas fluidized beds. *Trans. Inst. Chem. Eng.* **57**, 269-275.
- [279] Yates, J. G. 1996. Effects of temperature and pressure on gas-solid fluidization. *Chem. Eng. Sci.* **51**, 167-205.
- [280] Kunii, D. y Levenspiel, O. 1991. *Fluidization Engineering*. Butterworth-Heinemann.
- [281] Pablos, A. 2013. Caracterización y obtención de la cinética de secado de arenas en lecho fluidizado. PFC para la Universidad del País Vasco.
- [282] Brown, R. L. y Richards, J. C. 1970. *Principles of Powder Mechanics*. Pergamon Press, Oxford.
- [283] Altzibar, H., Lopez, G., San Jose, M. J., Alvarez, S. y Olazar, M. 2007. Drying of Fine Sand in a Pilot Plant Unit Provided with a Draft-Tube Conical Spouted Bed. *Chem. Eng. Trans.* **11**, 725-730.
- [284] Altzibar, H., Estiati, I., Lopez, G., Saldarriaga, J. F., Aguado, R., Bilbao, J. y Olazar, M. 2017. Fountain confined conical spouted beds. *Powder Technol.* **312**, 334-346.
- [285] Neto, J. L. V., Duarte, C. R., Murata, V. V. y Barrozo, M. A. S. 2008. Effect of a Draft Tube on the Fluid Dynamics of a Spouted Bed: Experimental and CFD Studies. *Dry. Technol.* **26**, 299-307.
- [286] Nagashima, H., Ishikura, T. y Ide, M. 2009. Effect of the tube shape on gas and particle flow in spouted beds with a porous draft tube. *Can. J. Chem. Eng.* **87**, 228-236.

- [287] Altzibar, H., Lopez, G., Bilbao, J. y Olazar, M. 2013. Effect of draft tube geometry on pressure drop in draft tube conical spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.* **91**, 1865-1870.
- [288] San José, M. J., Olazar, M., Izquierdo, M. A., Alvarez, S. y Bilbao, J. 2004. Solid Trajectories and Cycle Times in Spouted Beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* **43**, 3433-3438.
- [289] Morales, A. 2002. Fluidodinámica y modelado del flujo del sólido en spouted beds cónicos para sólidos de diferente densidad. Tesis para la Universidad del País Vasco.
- [290] Thoenes, D. y Kramers, H. 1958. Mass transfer from spheres in various regular packings to a flowing fluid. *Chem. Eng. Sci.* **8**, 271-283.
- [291] Crane Company 1988. *Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe*. Artículo técnico: TP- 410. Crane Co.
- [292] Fuller, E. N., Schettler, P. D. y Giddings, J. C. 1966. New method for prediction of binary gas-phase diffusion coefficients. *Ind. Eng. Chem.* **58**, 18-27.
- [293] National Institute for Standards and Technology (NIST) In press. Base de Datos de Referencia Estándar del NIST. URL: <http://webbook.nist.gov/chemistry/>. Última fecha disponible: 04/04/2017.
- [294] Liu, C.-T. y Lindsay, W. T. 1970. Vapor pressure of deuterated water from 106 to 300.deg. *J. Chem. Eng. Data* **15**, 510-513.
- [295] Stull, D. R. 1947. Vapor Pressure of Pure Substances. Organic and Inorganic Compounds. *Ind. Eng. Chem.* **39**, 517-540.
- [296] Saldarriaga, J. F., Aguado, R., Atxutegi, A., Grace, J., Bilbao, J. y Olazar, M. 2016. Correlation for Calculating Heat Transfer Coefficient in Conical Spouted Beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* **55**, 9524-9532.
- [297] Olazar, M., San José, María J., Aguado, R., Gaisán, B. y Bilbao, J. 1999. Bed Voidage in Conical Sawdust Beds in the Transition Regime between Spouting and Jet Spouting. *Ind. Eng. Chem. Res.* **38**, 4120-4122.

BIBLIOGRAFÍA

- [298] Sanchez, J. 2004. Estudio de las tecnologías de secado de biosolidos procedentes del EDAR. PFC para la Universidad de Sevilla.
- [299] Ratti, C. 2008. *Advances in Food Dehydration*. CRC Press, Londres.
- [300] Ulrich, G. D. 1984. *A guide to chemical engineering process design and economics*. Wiley, Londres.