

Proyecto Fin de Carrera

Estudio Fluidodinámico de la Fase Densa de
un Reactor de Lecho Fluidizado de Dos Zonas
con Cambio de Sección. Validación del
Modelo de Retromezcla a Contracorriente

Autor

María Ángel San Pío Bordejé

Director

Ignacio Julián Burillo

Ponente

Javier Herguido Huerta

Escuela de Ingeniería y Arquitectura (EINA)

2012

AGRADECIMIENTOS

Quisiera en estas líneas mostrar mi más sincero agradecimiento a todas aquellas personas que de una u otra forma me han ayudado y apoyado durante la realización de mi Proyecto Fin de Carrera. En primer lugar a mi director Ignacio Julián, quien ha estado en los bueno y los malos momentos del proyecto siempre dispuesto a aconsejarme y guiarme por los mejores caminos, y a mi ponente, el doctor Javier Herguido, por haber confiado en mí para la realización del proyecto, y por haberme dado sabio consejos ante las dificultades surgidas. Quisiera también agradecer a mis compañeros de laboratorio José Antonio, Javier y Miriam, con quienes he pasado muy buenos momentos, y a los doctores Miguel Menéndez, Carlos Téllez y Jaime Soler, por haberme aconsejado en muchos momentos.

Gracias, también a mi familia por brindarme siempre su apoyo más incondicional, por ayudarme a encontrar mi camino en momentos de desesperación. A mis amigos, del colegio, de la universidad y de distintos momentos de mi vida.

María Ángel San Pío Bordejé

**ESTUDIO FLUIDODINÁMICO DE LA FASE DENSA DE UN REACTOR DE LECHO
FLUIDIZADO DE DOS ZONAS CON CAMBIO DE SECCIÓN. VALIDACIÓN DEL MODELO
DE RETROMEZCLA A CONTRACORRIENTE**

RESUMEN

Las reacciones gas-sólido catalíticas son ampliamente utilizadas en diversos procesos productivos de la industria química. En algunas de ellas (deshidrogenación de hidrocarburos, reformado, etc.), el catalizador sufre una rápida desactivación por deposición de coque sobre sus centros activos, de manera que es necesaria una etapa posterior de regeneración para garantizar un buen funcionamiento en continuo sin pérdida de actividad. El problema ha sido afrontado tradicionalmente con el uso de reactores en adicionales, dando lugar a ciclos semi-continuos de reacción y regeneración del catalizador.

El reactor de lecho fluidizado de dos zonas (RLFDZ), ha sido propuesto como una solución al problema de la desactivación catalítica en este tipo de reacciones. El diseño del RLFDZ proporciona una integración de procesos permitiendo, simultáneamente, la reacción y la regeneración del catalizador en continuo en un único lecho fluidizado. Esta integración de procesos es posible gracias a la alimentación separada de gases (reactivo y oxidante) por distintos puntos del lecho. De este modo, se generan dos zonas con diferente atmósfera (reactiva y regenerativa) en el interior del lecho y la circulación de partículas de catalizador entre ambas zonas permite la operación en continuo. Para conseguir un buen régimen de fluidización con pequeños caudales en la zona de regeneración, ha sido propuesto un cambio de sección entre zonas de lecho (RLFDZ con dos secciones, RLFDZ-DS). Este reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección ha sido recientemente patentado en la Universidad de Zaragoza por el grupo de investigación de Catálisis, Separaciones Moleculares e Ingeniería de Reactores (CREG).

El trasiego de sólidos entre las distintas zonas del lecho determina la calidad de la integración de procesos en un RLFDZ-DS. Por este motivo, el presente trabajo tiene como objetivo principal el estudio fluidodinámico del lecho particulado (o fase densa) en un RLFDZ-DS.

Los resultados relativos a la mezcla axial de sólidos, obtenidos experimentalmente en reactores pseudo-2D, constituirán la base para optimizar el futuro diseño del reactor multifuncional. Estos resultados serán, además, validados mediante una versión modificada del modelo teórico de “retromezcla a contracorriente” (*Counter-current Back-mixing*, CCBM) que predice la mezcla axial de sólidos en lechos fluidizados burbujeantes. Dicha modificación considera el efecto del cambio de sección así como la alimentación de gas fraccionada y hace uso de correlaciones empíricas para estimar el valor de los tres parámetros de ajuste con los que cuenta el modelo teórico original.

ÍNDICE

CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO II ANTECEDENTES	3
II.1) Reactor de lecho fluidizado de dos zonas.	3
II.2) Técnicas experimentales para el estudio fluidodinámico de lechos fluidizados... 6	
II.3) Modelo matemático de mezcla.....	7
CAPÍTULO III PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	11
III. 1) Caracterización del sólido utilizado.....	11
III. 2) Montaje experimental:	13
III. 3) Experimentos de mezcla y análisis y digitalización de imágenes (DIA):.....	15
III. 4) Modelado matemático de la mezcla de sólidos: modelo CCBM.....	18
III. 4.1) CCBM con 3 parámetros ajustables y sección constante	18
III. 4.2) CCBM sin parámetros ajustables y cambio de sección	19
CAPÍTULO IV RESULTADOS Y DISCUSIONES	21
IV. 1) Efecto de la posición de la segunda entrada de gas.....	21
IV. 2) Obtención de los perfiles de concentración en función de la altura de reactor $C(z,t)$	22
IV. 3) Obtención de las gráficas de índice de mezcla en función de los perfiles de concentraciones experimentales, $C(z,t)$	24
IV. 4) Efecto de la velocidad del gas en la mezcla de sólidos.	25
IV. 5) Efecto de la geometría del reactor en la mezcla de sólidos.	27
IV. 6) Validación del modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM).	29
IV. 7) Mejoras del modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM).	31
IV. 7.1) Mejora del modelo CCBM: efecto del ángulo de defluidización.	32
IV. 7.2) Mejora del modelo CCBM: correlación del d_b experimental.	34
IV. 8) Limitaciones del modelo.....	35
IV. 8.1) Diferentes velocidades de gas en la zona de reacción y de regeneración. .	36
CAPÍTULO V CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE FUTURO	37
V. 1) Conclusiones.	37
V. 2) Propuestas de futuro.....	38

V. 2.1) Mejora del modelo CCBM para predecir el comportamiento del RLFDZ con cambio de sección cuando las dos zonas del lecho se fluidizan con distinta velocidad de gas.....	38
V. 2.2) Mejora del modelo CCBM para predecir el comportamiento del RLFDZ con cambio de sección cuando se modifica la altura del distribuidor.	39
NOMENCLATURA	41
REFERENCIAS	45
ANEXOS	51
Anexo A Reactores de lecho fluidizado	53
A.1) Características generales de los lechos fluidizados.....	53
A.2) Aplicaciones de los lechos fluidizados.	56
A.2.1) Aplicaciones físicas.	56
A.2.2) Aplicaciones químicas.	57
A.3) Reactores de lecho fluidizado de dos zonas.....	58
A.4) Línea investigadora del creg en reactores de dos zonas (RLFDZ).	60
Anexo B Mezcla de sólidos en lechos fluidizados	65
B.1) Burbujas en lechos fluidizados.....	65
B.2) Corrientes de circulación de sólidos en lechos fluidizados.....	67
Anexo C Correlaciones hidrodinámicas con grabaciones de burbujeo	69
Anexo D Modelo CCBM	79
Anexo E Técnicas experimentales aplicadas al movimiento de sólidos	91
E.1) Técnicas fotográficas y métodos de análisis de imágenes.....	91
E.2) Técnicas de visualización directa.	92
E.3) Tomografía.	94
E.3.1) Tomografía basada en la capacidad eléctrica.....	94
E.3.2) Tomografía basada en rayos-X y rayos-gamma.....	94
E.4) Medidas de presión.....	95
E.4.1) Medidas de presión basadas en el tiempo medio.	95
Anexo F Determinación de U_{mf} y de la porosidad del lecho	97
F.1) Determinación de la velocidad de mínima fluidización.	97
F.2) Determinación de la porosidad de un lecho fijo.	99
Anexo G Determinación de las concentraciones experimentales	101
Anexo H Efecto de la posición de la segunda entrada de gas	111
H.1) Posición de la altura del distribuidor 10 cm.....	111

H.2) Posición de la altura del distribuidor 9 cm.....	113
Anexo I Efecto de la velocidad del gas en la mezcla de sólidos	115
I.1) Comparaciones experimentales.	115
I.2) Comparaciones teóricas con el modelo CCBM.....	118
Anexo J Efecto de la geometría del reactor en la mezcla de sólidos	121
J.1) Comparaciones experimentales.....	121
J.2) Comparaciones teóricas con el modelo CCBM.	123
Anexo K Ángulo de defluidización.....	125
K.1) Determinación del ángulo de defluidización.	126
K.2) Corrección del modelo ccbm en función del ángulo de defluidización.	128
Anexo L Corrección del modelo CCBM con correlaciones empíricas para d_b...	133
Anexo M Diferentes velocidades de gas en las zonas de reacción y regeneración	139

MEMORIA

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo constituye el Proyecto Fin de Carrera para optar al título de Ingeniería Química. Dicho trabajo se ha llevado a cabo en el grupo de investigación en Catálisis, Separaciones Moleculares e Ingeniería de Reactores (CREG), perteneciente al Departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente (IQTMA) de la Universidad de Zaragoza y tiene como fin el estudio de la fluidodinámica en un nuevo reactor multifuncional, diseñado para llevar a cabo reacciones catalíticas heterogéneas en las que el catalizador sufre una rápida desactivación por deposición de coque sobre su superficie activa.

Para solventar el problema de la pérdida de actividad catalítica, el grupo CREG ha propuesto e investigado durante más de una década el uso de un Reactor de Lecho Fluidizado de Dos Zonas (RLFDZ). La finalidad de este novedoso reactor es establecer atmósferas reactiva y regenerativa en un mismo lecho fluidizado para conseguir operar en continuo sin desactivación del catalizador. Las distintas atmósferas (zonas) son inducidas en el lecho por una alimentación fraccionada de gases reactivo y oxidante que producen, respectivamente, la reacción catalítica y la combustión del coque depositado sobre el catalizador. La circulación de las partículas de catalizador entre ambas zonas del lecho, por efecto de la fluidización, permite mantener la actividad catalítica constante en un RLFDZ [1]. Para una mayor información acerca del concepto de lecho fluidizado, se remite al lector al “Anexo A: Reactores de lecho fluidizado”.

La finalidad principal del trabajo ha consistido en el estudio del movimiento y la mezcla axial de partículas sólidas en este tipo de reactor multifuncional para la regeneración en continuo del catalizador, ya que el trasiego de partículas entre zonas del lecho determina la calidad de la integración de procesos.

El factor clave en el estudio fluidodinámico de un RLFDZ es el grado de mezcla entre sólidos dentro del reactor de dos zonas, en función del tiempo de fluidización. El estudio del grado de mezcla de sólidos se hace especialmente relevante cuando se produce un cambio de sección en la geometría con objeto de mantener la fluidización aún alimentando menos caudal en una de las dos zonas. Esta geometría implica un ángulo de cambio de sección entre las dos zonas presentes en el reactor (reactor de lecho fluidizado de dos zonas y dos secciones, RLFDZ-DS).

En el presente proyecto se han utilizado partículas fosforescentes como trazadores ópticos para el estudio experimental de la mezcla axial de sólidos entre las distintas zonas de lecho en un RLFDZ-DS.

Se ha desarrollado un modelo de retromezcla a contracorriente (CCBM) sin parámetros ajustables con circulación de sólidos para predecir el grado de mezcla de

partículas fosforescentes inicialmente segregadas entre las zonas de reacción y regeneración para las distintas geometrías de RLFDZ-DS [2].

OBJETIVOS

Para alcanzar el objetivo final de la investigación llevada a cabo, se han marcado una serie de objetivos parciales:

- a) Caracterización de las partículas fosforescentes utilizadas como trazadores ópticos en los ensayos fluidodinámicos: determinación de la distribución de tamaños de partícula y velocidad de mínima fluidización.
- b) Grabación de ensayos fluidodinámicos en diferentes condiciones de operación, modificando la velocidad del gas inyectado y la geometría del RLFDZ-DS.
- c) Tratamiento de imágenes: diseño de algoritmos para determinar la variación temporal del perfil axial de concentraciones de trazador en el interior del RLFDZ-DS a partir de las grabaciones realizadas.
- d) Post-procesado: determinación de la variación temporal del grado de mezcla entre partículas de distintas zonas del lecho (“Índice de Mezcla”) en función de los perfiles de concentración de trazador obtenidos.
- e) Implementación del modelo teórico de “retromezcla a contracorriente” (*Counter-current Back-mixing model, CCBM*) con tres parámetros ajustables para predecir la mezcla axial de sólidos en función de las condiciones de operación del sistema.
- f) Aplicación de correlaciones empíricas clásicas para estimar el valor promedio de los parámetros del modelo CCBM en función de las condiciones de operación en un RLFDZ-DS.
- g) Validación de los resultados fluidodinámicos experimentales obtenidos en un RLFDZ-DS con un modelo CCBM sin parámetros ajustables.

CAPÍTULO II

ANTECEDENTES

II.1) REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE DOS ZONAS.

El reactor de lecho fluidizado de dos zonas (RLFDZ) ha sido ampliamente investigado durante la última década en los laboratorios de Ingeniería de Reactores Químicos del grupo de Catálisis, Separaciones Moleculares e Ingeniería de Reactores (CREG), perteneciente al Instituto de Investigación en Ingeniería de Aragón (I3A) de la Universidad de Zaragoza.

El propósito de este tipo de reactor es el de integrar en un mismo lecho fluidizado los procesos de reacción catalítica y regeneración del catalizador desactivado. El objetivo es poder llevar a cabo reacciones catalíticas en las que el catalizador sufre una rápida desactivación por deposición de coque (especialmente aquellas en las que intervienen hidrocarburos ligeros) en continuo y sin pérdida de actividad.

Se puede considerar que el antecedente de este tipo de reactor sería la descripción que realizaron Knox y cols. (1976) [3] en una patente de Monsanto sobre catalizadores para la dimerización oxidativa de tolueno, en la que emplean un reactor de lecho fluidizado en el que el oxígeno se introduce por la zona inferior y el hidrocarburo en un punto intermedio del lecho. Sin embargo en dicha patente no se indica que exista algún tipo de transporte de oxígeno en la red cristalina del catalizador. Posteriormente Hupp y Swift (1979) [4] describieron un reactor de lecho fluidizado con una zona oxidante y una reductora, con circulación de sólido entre ambas zonas y alimentación de oxígeno e hidrocarburo en diferentes puntos del lecho, aunque no llegaron a utilizar dicho sistema en sus experimentos [1].

Como se ha comentado, en aquellas reacciones catalíticas en las que intervienen hidrocarburos ligeros (deshidrogenación de alcanos, por ejemplo) se produce un residuo carbonoso o coque que se deposita sobre la superficie de los centros activos del catalizador provocando su desactivación. Como consecuencia de esta deposición, la conversión del reactivo se ve disminuida, tanto más cuanto mayor sea el grado de cubrimiento por coque. Una manera efectiva de regenerar el catalizador es quemar el residuo carbonoso en presencia de un agente oxidante, de modo que la superficie catalítica recupere su actividad.

Industrialmente, la problemática de la desactivación del catalizador por deposición de coque ha sido afrontada mediante el uso de reactores de lecho fluidizado circulante para craqueo de petróleo (proceso FCC) o mediante unidades en serie para

deshidrogenación de propano (proceso Oleflex® semi-continuo) que constan de dos lechos fluidizados con una única entrada de gas, de manera que en el primero se produce la reacción heterogénea catalítica, y en el segundo la regeneración del catalizador en una atmósfera adecuada, produciéndose la oxidación del coque y su eliminación de los centros activos al hacerlo reaccionar con oxígeno del aire [5].

El RLFDZ (Figura 1.a) no solo es capaz de integrar los procesos de reacción catalítica y regeneración del catalizador en un mismo lecho fluidizado sino que, además, la combustión del residuo carbonoso aporta parte del calor necesario para llevar a cabo la reacción catalítica (generalmente endotérmica) del hidrocarburo. En condiciones óptimas, el RLFDZ podría alcanzar un régimen autotérmico por lo que supondría un cuantioso ahorro en equipos de intercambio de calor, así como en espacio de instalación y mantenimiento.

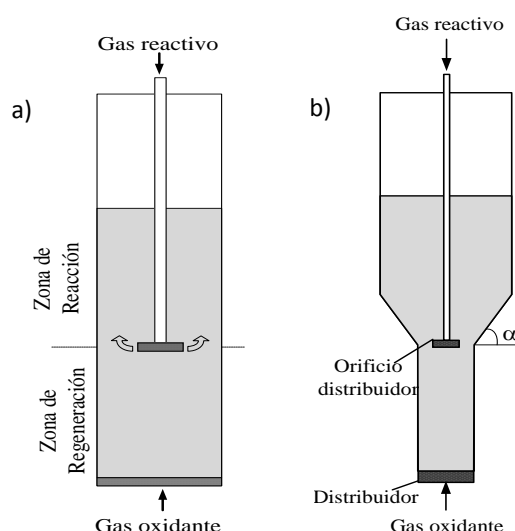


Figura 1. a) Esquema de un RLFDZ 3D, b) RLFDZ-2D.

En el RLFDZ, la integración de estos dos procesos es posible por la implementación de una alimentación separada de gases oxidante y reactivo en el lecho catalítico. Un gas reactivo es introducido en el reactor en un punto intermedio del lecho del catalizador, mientras que un agente oxidante fluye de abajo arriba en el lecho [1], regenerando simultáneamente el catalizador desactivado. La circulación de sólidos entre ambas zonas del lecho, provocada por la acción de las burbujas de gas, proporciona una operación en continuo sin pérdida de actividad catalítica [2].

El comportamiento de este tipo de reactor ha sido ampliamente analizado en reacciones de deshidrogenación de alcanos (deshidrogenación de butano y propano), así como en reformado de etanol utilizando diferentes catalizadores [6-10].

El diseño del novedoso reactor de lecho fluidizado de dos zonas y dos secciones, RLFDZ-DS, utilizado en el presente estudio consiste en la implementación de un área de sección transversal diferente entre las dos zonas del lecho, para permitir poder trabajar con pequeños flujos de gas en la zona de regeneración [5,10]. El ángulo de cambio de sección entre zonas, α , tiene especial importancia en el diseño del reactor, ya que debe permitir una adecuada transferencia de partículas de catalizador entre las zonas de reacción y regeneración sin generar regiones defluidizadas sobre dicho cambio de sección.

Para una óptima integración de los procesos, la reacción y la regeneración tienen que tener lugar al mismo tiempo y en continuo. Es decir, la circulación de sólidos entre las dos zonas determina la eficiencia del proceso. Por este motivo, es necesario estudiar el comportamiento fluidodinámico de la fase densa (particulada) en el interior del reactor, así como analizar la variación temporal del grado de mezcla axial de sólidos entre las dos zonas, con objeto de optimizar la geometría del reactor y definir las condiciones óptimas de operación para un buen comportamiento fluidodinámico del lecho.

Si la circulación de sólidos es adecuada o, lo que es lo mismo, si la tasa de intercambio de sólidos entre ambas zonas del lecho está en concordancia con las cinéticas de coquización y regeneración del catalizador, es posible mantener una actividad catalítica constante en la zona de reacción. En tal caso, las partículas parcialmente coquizadas producto de la reacción química en la zona superior, caerían hacia la parte inferior del lecho donde una corriente de agente oxidante quemaría el coque depositado en las partículas recuperando así su actividad inicial. Las burbujas de gas, características de los lechos fluidizados burbujeantes, arrastrarían dichas partículas regeneradas hasta la zona superior donde volverían a encontrarse con una corriente de hidrocarburo cerrando, así, el ciclo reactivo.

Por tanto, para que la circulación axial de sólidos tenga lugar se tiene que dar un exceso de gas sobre el de mínima fluidización en el lecho, de manera que se generen burbujas de gas que asciendan hacia la superficie libre de sólido arrastrando partículas en su estela. Las partículas que se encuentran fuera del alcance de las burbujas de gas, caen constituyendo la fase densa o emulsión (Figura 2). En el “Anexo B: Mezcla de sólidos en lechos fluidizados” se explica en detalle el fenómeno de la circulación de sólidos en lechos fluidizados.

Cuanto mayores son las burbujas de gas generadas en el lecho, más rápida es la circulación axial de sólidos en éste. Sin embargo, el gas que circula en el interior de las burbujas no entra en contacto con el catalizador y, por tanto, no reacciona. Por ello, es preciso llegar a un compromiso en el régimen de fluidización entre la tasa de circulación de sólido y la tasa de reacción catalítica. Generalmente, el régimen de fluidización idóneo para este tipo de reactores es aquel en el que se forman muchas burbujas de pequeño tamaño. Tampoco puede trabajarse con velocidades de gas muy superiores a la de mínima fluidización, pues ello conlleva la existencia de un flujo de gas descendente

en la fase emulsión. Este flujo supondría la mezcla de las atmósferas gaseosas de ambas zonas desapareciendo la separación de zonas (fenómeno de retromezcla).

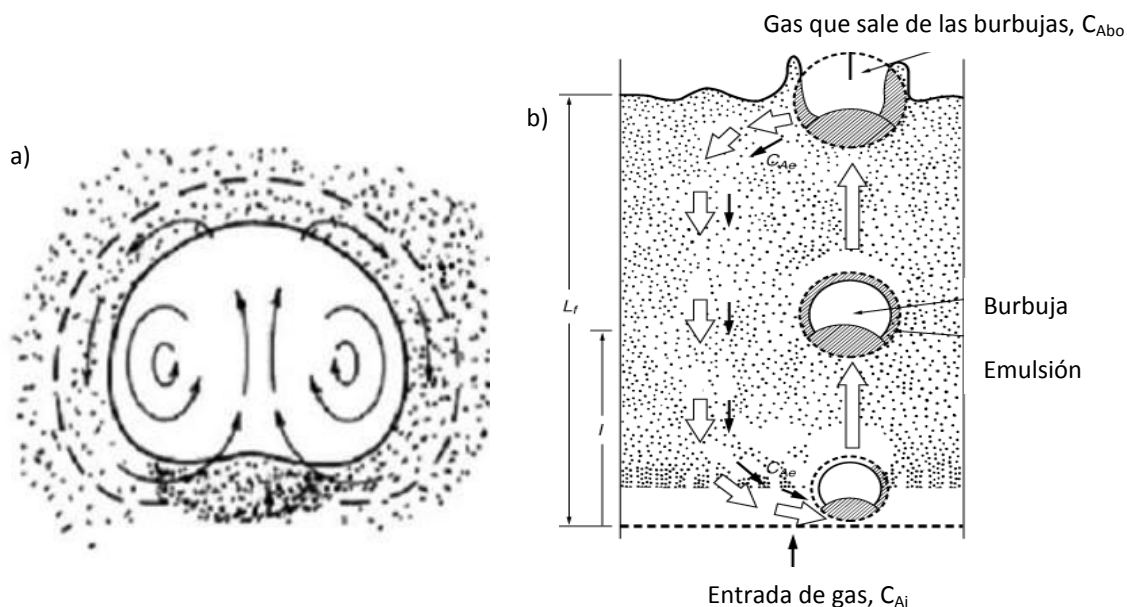


Figura 2. a) Burbuja de gas, b) Transferencia de masa entre la fase densa y la emulsión.

II.2) TÉCNICAS EXPERIMENTALES PARA EL ESTUDIO FLUIDODINÁMICO DE LECHOS FLUIDIZADOS.

Numerosos autores han estudiado desde mediados de los años 50 el comportamiento hidrodinámico de las burbujas de gas en lechos burbujeantes para entender y controlar el fenómeno de la fluidización. En las diversas investigaciones han sido desarrollados modelos matemáticos de mezcla de sólidos, técnicas experimentales para detección y medición de burbujas [11-13], correlaciones empíricas para predecir ciertas características de las burbujas en función de las condiciones de operación aplicadas [14-16], etc. En el “Anexo C: Obtención de correlaciones hidrodinámicas mediante grabaciones de burbujeo” se detalla un ejemplo del procesamiento de imágenes realizado a ensayos de burbujeo en lechos RLFDZ-DS para obtener información acerca del tamaño (d_b) y velocidad (u_b) promedio de burbuja. El estudio estadístico de los datos obtenidos permite establecer correlaciones de d_b y u_b en función de la posición vertical en el lecho y de las condiciones de operación del sistema.

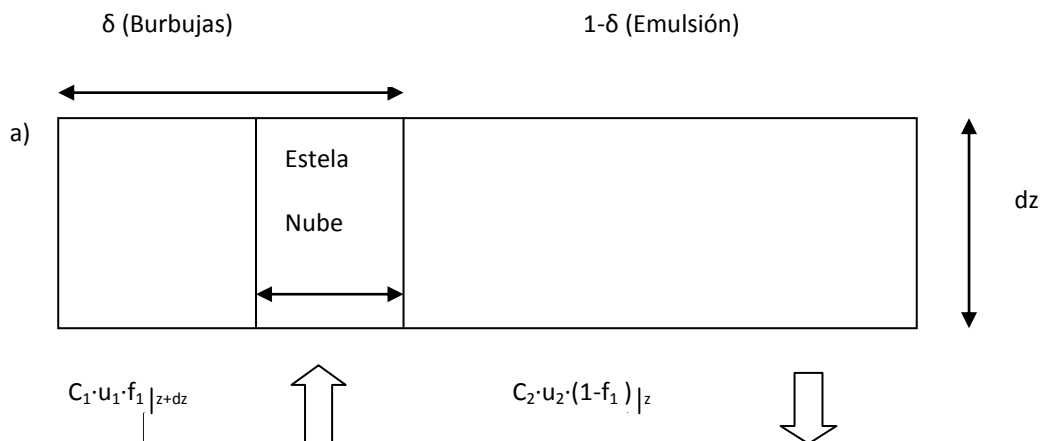
Análogamente, en las últimas décadas se han desarrollado herramientas computacionales para simular el comportamiento fluidodinámico de lechos multifásicos a partir de leyes básicas de la física de fluidos. Todos estos esfuerzos han ido encaminados a lograr un mayor conocimiento del complejo fenómeno de la fluidización.

Aunque existen publicaciones sobre estudios fluidodinámicos de la fase densa en lechos fluidizados burbujeantes, la singular geometría del RLFDZ-DS y la adición de una segunda entrada de gas en un punto intermedio del lecho, motivan la investigación del estudio fluidodinámico en este tipo de reactores.

El objeto principal de este proyecto es estudiar el transporte de sólidos en el interior de un reactor RLFDZ-DS, así como establecer un rango de condiciones de operación adecuado para el buen funcionamiento fluidodinámico del reactor en función de las diferentes variables de operación del sistema: caudales de gas alimentados, geometría del reactor y tipo de partícula utilizado. Para tal fin, se han llevado a cabo ensayos fluidodinámicos experimentales no-invasivos y los resultados obtenidos han sido utilizados para validar un modelo matemático capaz de describir la circulación axial de las partículas en el interior de este novedoso reactor.

II.3) MODELO MATEMÁTICO DE MEZCLA.

El transporte de sólidos en un RLFDZ-DS ha sido modelado con una versión modificada del modelo de retromezcla a contracorriente (*counter-current, back-mixing, CCBM*). El modelo CCBM fue originalmente propuesto por Van Deemter (1961) y ampliamente generalizado por Gwyn et al. (1970) [17]. Este modelo describe el sistema como un conjunto de tres fases: una fase ascendente constituida por burbujas de gas (fase gas), un flujo ascendente constituido por partículas arrastradas por las burbujas (fase estela-nube) y un flujo descendente constituido por partículas que caen por gravedad (fase emulsión). Además, el modelo tiene en cuenta un intercambio de sólidos entre estela y emulsión debido a la interacción entre las distintas fases del lecho [18]. La Figura 3.a muestra el modelo de tres fases para un lecho fluidizado burbujeante. La Figura 3.b muestra el diagrama de flujos de sólido en un elemento diferencial de altura para el modelo CCBM con tres parámetros ajustables: u_1 , f_1 y k_w .



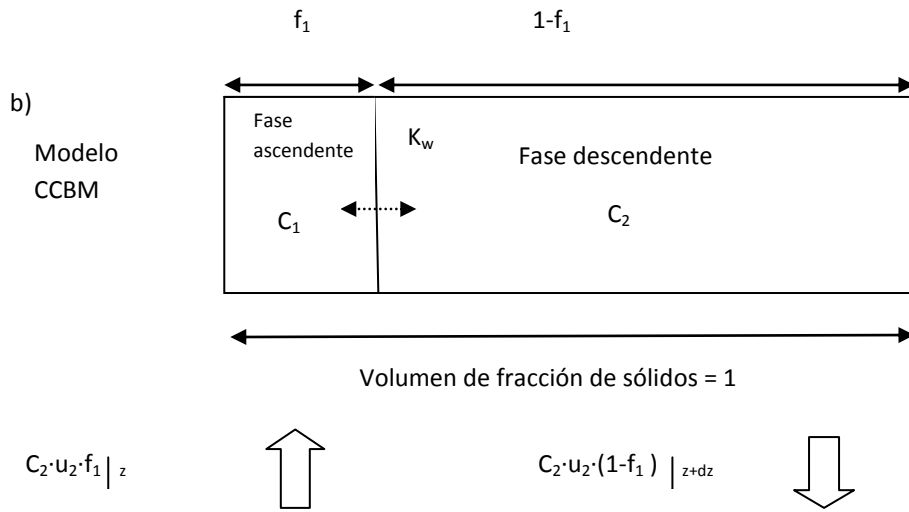


Figura 3. Modelo de retromezcla a contracorriente (CCBM). a) Modelo de 3 fases, b) Modelo CCBM con tres parámetros ajustables

El balance de masa entre la fases estela y emulsión es representado por un sistema de ecuaciones diferenciales hiperbólicas [8]. Las ecuaciones (1) y (2) representan la evolución temporal de la concentración de trazador en la estela (C_1) y la fase de la emulsión (C_2), relacionadas con posición vertical en el lecho. Estas ecuaciones definen una fase de fracción volumétrica f_1 , que se mueve hacia arriba a una velocidad u_1 , con una tasa de intercambio de sólidos, k_w , respecto a una fase densa que cae a una velocidad, $u_2 = u_1 f_1 / (1-f_1)$ [17-19], ocupando una fracción del lecho, $f_2 = 1-f_1$. Para una descripción más detallada del modelo matemático utilizado, se remite al “Anexo D: Modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM)”.

$$\frac{\partial C_1}{\partial t} = u_1 \frac{\partial C_1}{\partial z} + k_w (C_1 - C_2) \quad (1)$$

$$\frac{\partial C_2}{\partial t} = -u_1 \frac{f_1}{1-f_1} \frac{\partial C_2}{\partial z} + k_w \frac{f_1}{1-f_1} (C_2 - C_1) \quad (2)$$

El estudio de la fase densa en reactores multifásicos constituye un gran reto. En las últimas décadas se han llevado a cabo numerosos esfuerzos para desarrollar técnicas experimentales, tanto invasivas como no invasivas, capaces de medir el movimiento de las partículas y la mezcla axial de sólidos [21-27].

El método más utilizado en lechos fluidizados es el uso de partículas trazador, ya que su uso permite el seguimiento de partículas discretas a lo largo del lecho [28]. Los trazadores pueden ser diferenciados del resto de partículas debido a sus propiedades: color, radioactividad, fluorescencia o conductancia [11,28]. Las distintas

técnicas experimentales existentes para estudiar la fluidodinámica de la fase densa en reactores multifásicos quedan descritas en el “Anexo E: Técnicas experimentales aplicadas al estudio del movimiento de sólidos en lechos fluidizados”.

Para continuar con los estudios anteriores acerca de la mezcla de sólidos en un RLFDZ-DS, se ha tratado de validar el modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM). Para ello se han llevado a cabo estudios fluidodinámicos experimentales mediante el método no invasivo de grabación de imágenes de fluidización en lechos pseudo-bidimensionales. Como trazadores se han utilizado partículas con propiedades fosforescentes (trazadores ópticos). El uso de este tipo de partículas ha permitido medir la evolución del grado de mezcla entre partículas inicialmente pertenecientes a las zonas de reacción (no excitadas) y regeneración (iluminadas) en reactores RLFDZ-DS pseudo--2D. Estas medidas aportan una valiosa información sobre el tiempo que transcurre hasta la mezcla completa de partículas inicialmente iluminadas respecto a las no-iluminadas en función de las condiciones de operación del sistema. En el campo de las técnicas no invasivas, los trazadores ópticos fosforescentes están siendo ampliamente utilizados en el estudio del movimiento de partículas en reactores de lecho fluidizado ya que poseen una gran ventaja con respecto a los trazadores coloreados. Estos trazadores coloreados necesitan ser segregados después de cada experimento por medio de diferencia de densidades, con lo que la segregación es un factor muy importante a tener en cuenta.

Por el contrario, las partículas fosforescentes son ópticamente activas una vez excitadas. Esto permite su uso a lo largo de todo el lecho. Así, la región de interés puede ser excitada para seguir la mezcla de partículas desde esa región al resto del reactor. Este método evita la segregación por tamaños de partícula (densidad) durante la fluidización, además de las operaciones de separación [2].

CAPÍTULO III

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

En este apartado se va a explicar detalladamente el procedimiento experimental seguido en la realización del proyecto. Para el estudio de la mezcla axial de sólidos en un RLFDZ-DS se han utilizado partículas fosforescentes como trazadores ópticos que permiten seguir la mezcla de sólidos en el interior del reactor. Como paso previo al análisis fluidodinámico se ha procedido a caracterizar dichas partículas.

Posteriormente, se ha analizado el comportamiento fluidodinámico del lecho de partículas mediante la realización de grabaciones fluidodinámicas, llevadas a cabo en RLFDZ-DS pseudo-bidimensionales. El análisis de las imágenes de mezcla de sólidos, así como su post-procesado se ha llevado a cabo con el software comercial Matlab 2010a[®].

Por último, se ha implementado un modelo matemático para predecir el comportamiento de la fase densa en un RLFDZ-DS y se han validado las predicciones teóricas respecto a los resultados experimentales obtenidos tras el procesado de las grabaciones fluidodinámicas.

III. 1) CARACTERIZACIÓN DEL SÓLIDO UTILIZADO

Como se ha comentado, se ha empleado como trazador óptico un sólido fosforescente que permite seguir la mezcla de sólidos en el interior del reactor.

Dichas partículas están compuestas por Eu-Dy/SrAl₂O₄.

La porosidad de las partículas de Eu-Dy/SrAl₂O₄ se ha calculado experimentalmente midiendo la densidad aparente de un lecho de partículas con volumen conocido. Del análisis experimental se ha obtenido que la porosidad de las partículas es $\varepsilon = 0.567$. La forma de obtener u_{mf} y la porosidad del lecho se detalla en el “Anexo F: Determinación de la velocidad de mínima fluidización. Determinación de la porosidad del lecho”.

El sólido empleado posee unas propiedades ópticas que lo hacen idóneo para el estudio de la mezcla de sólidos, ya que se activa con la luz al ser fosforescente permitiendo el seguimiento de los mismos durante la fluidización. La luminosidad no es constante a lo largo del tiempo, ya que va disminuyendo exponencialmente conforme avanza el tiempo. Dicha disminución se muestra en la Figura 4.

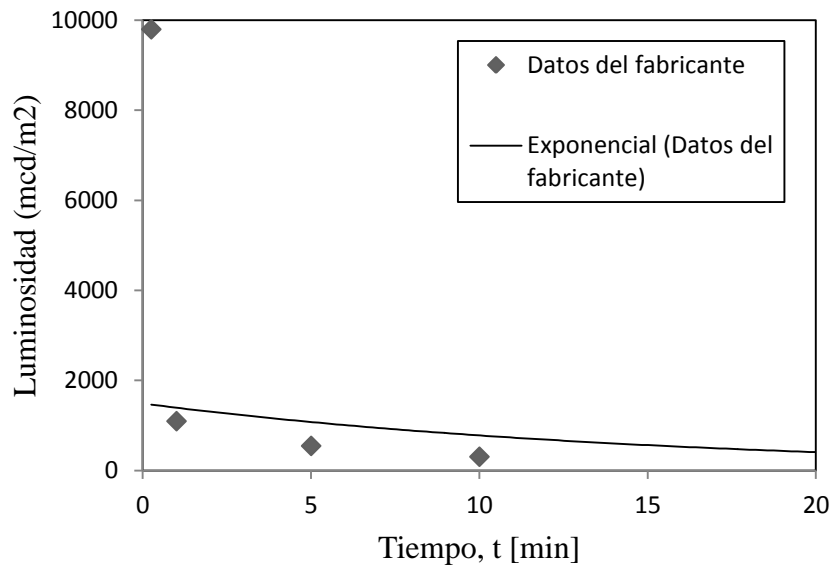


Figura 4. Pérdida de la luminosidad con el tiempo.

Las partículas tienen un tamaño comprendido entre 100-320 μm , pero no siguen una distribución uniforme. En el laboratorio se ha realizado el estudio de la distribución de tamaños con la ayuda de tamices de diferente luz de malla. Los tamaños de partícula obtenidos muestran una distribución próxima a una curva gaussiana (Figura 5.a). El diámetro promedio es 229.91 μm . Según el tamaño de partícula obtenido, en la Figura 5.b se puede determinar el tipo de sólido atendiendo a la clasificación de Geldart.

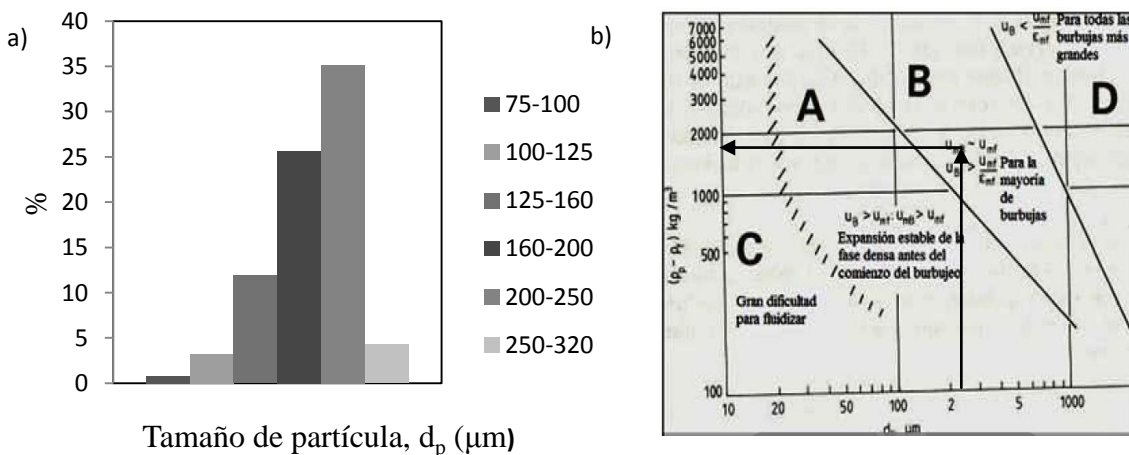


Figura 5. a) Distribución de tamaños de partícula b) Clasificación de los sólidos según Geldart.

Sabiendo que, por los datos experimentales en la medida de la porosidad [Anexo F], la densidad aparente, $\rho_a = \rho_p$, es 1.56 g/cm^3 , que la densidad del gas, en este caso aire es $\rho_g = 1.18 \text{ kg/m}^3$ y que la distribución de partículas es la mostrada en la Figura 5.a, según la clasificación Geldart de la Figura 5.b el sólido utilizado es un sólido tipo Geldart B.

La velocidad de mínima fluidización se ha obtenido midiendo la pérdida de carga experimental del lecho mediante un manómetro diferencial, o tubo en U, obteniéndose un valor de $9.22 \text{ (cm}^3\text{STP/cm}^2\cdot\text{s)}$.

A continuación se muestra una tabla con las propiedades físicas de las partículas de trazador fosforescente utilizadas de $\text{Eu-Dy/SrAl}_2\text{O}_4$ tipo Geldart B:

Tabla 1. Propiedades físicas del trazador óptico.

$d_{p,\text{promedio}} (\mu\text{m})$	229,91
$\rho_{\text{lecho}} (\text{g/cm}^3)$	3,6
$\rho_{\text{aparente}} (\text{g/cm}^3)$	1,56
ϵ_{lecho}	0,567

III. 2) MONTAJE EXPERIMENTAL:

Los estudios experimentales han sido llevados a cabo en reactores de lecho fluidizado de dos zonas y dos secciones pseudo-bidimensionales (RLFDZ-DS pseudo-2D) contruidos en Perspex[®]. Se han analizado cinco geometrías diferentes de cambio de sección. Los ángulos de transición empleados entre las dos zonas del lecho han sido: 0° , 45° , 60° , 80° y 85° con respecto al eje horizontal. Las dimensiones de todos los reactores empleados son: 300 mm de altura x 40 mm de anchura x 8 mm de profundidad.

Cada reactor consta de dos distribuidores de gas. El distribuidor inferior consiste en una placa de vidrio poroso con un tamaño de poro de $30 \mu\text{m}$, suficientemente pequeño para evitar el escape de sólido y suficientemente grande para no generar una pérdida de carga muy elevada al paso de gas. El distribuidor localizado en un punto intermedio del lecho consiste en un tubo de 4 mm introducido en el reactor cuyo extremo inferior, en forma de T, consta de dos orificios distribuidores de gas, de diámetro 3 mm. Los orificios se rellenan con lana de vidrio para impedir la entrada de partículas al distribuidor y evitar tamponamientos.

El gas utilizado de fluidización es aire comprimido a temperatura ambiente que se alimenta mediante dos controladores de flujo másico. La entrada de aire del distribuidor colocado a la altura del cambio de sección se realiza mediante un controlador que proporciona un caudal de 5 L/min, correspondiente a la zona de regeneración, mientras que la entrada de aire de la parte de arriba del reactor, correspondiente a la zona de reacción, se regula mediante un controlador de flujo másico de 3 L/min.

En la Figura 6 se muestra el esquema de un RLFDZ-DS pseudo-bidimensional con un ángulo de cambio de sección determinado. Los reactores utilizados se apoyan sobre dos patas paralelas que les aportan estabilidad y verticalidad.

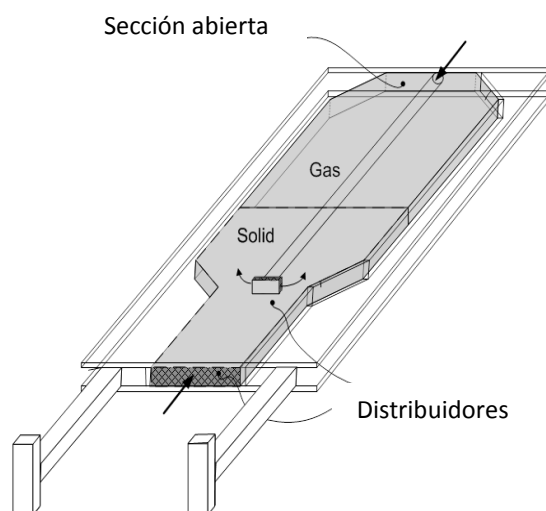


Figura 6. Esquema de un RLFDZ-DS pseudo-bidimensional.

El RLFDZ-DS pseudo-bidimensional se ubica en el interior de una estructura cubierta por una tela negra opaca, o caja negra, para evitar la entrada de la luz y con ello la excitación de las partículas de sólido fosforescente.

La cámara de vídeo utilizada para llevar a cabo las grabaciones experimentales de fluidización es una Canon Legria HF R106 cuyas características principales son: grabación HD, bajo nivel de luminosidad (0.3 lux) y frecuencia de adquisición 25 fotogramas por segundo (fps). La baja luminosidad de la videocámara le permite mantener una gran calidad de imagen en ausencia de luz.

En la Figura 7 se muestra un esquema del dispositivo experimental utilizado en la grabación de ensayos fluidodinámicos.

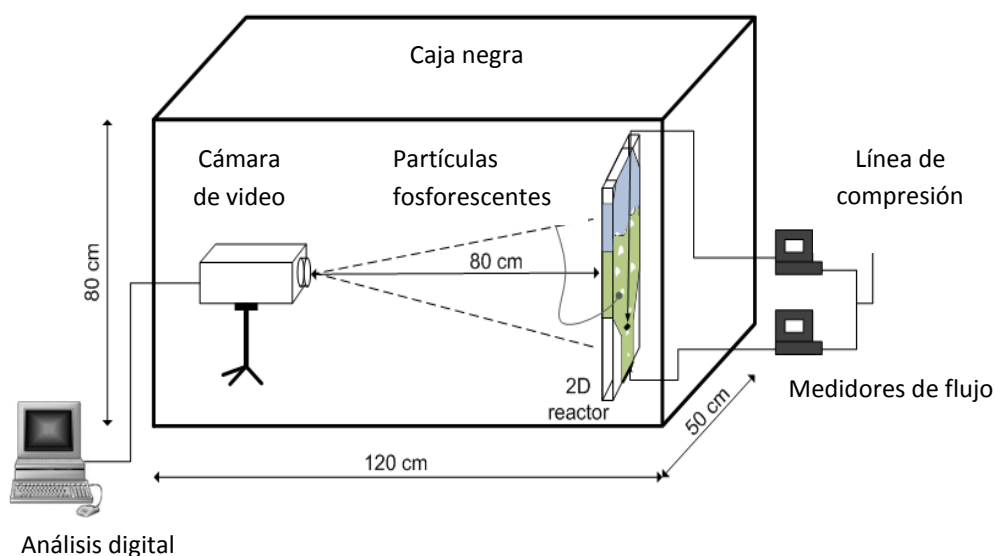


Figura 7. Esquema de la instalación experimental.

Las variables de operación que han sido analizadas son: velocidad de gas de fluidización a través de ambos distribuidores, posición del distribuidor de gas superior y geometría del reactor (ángulo de cambio de sección, α).

Las velocidades reducidas de gas, u_r , (siendo $u_r = u_{\text{gas}} / u_{\text{mf}}$) que se han utilizado en las zonas de reacción y regeneración, han estado comprendidas en un intervalo entre 1.5-3.5. La elección del intervalo de velocidades de gas responde al propósito de este tipo de reactores: asegurar la regeneración del catalizador en continuo debido al trasiego de partículas entre las distintas zonas del lecho y mantener un elevado tiempo de contacto gas-sólido en la zona de reacción para mejorar la conversión del reactivo así como evitar el fenómeno de retromezcla (backmixing) de la fase en la emulsión. Este rango de velocidades reducidas es el apropiado para un RLFDZ-DS usando sólidos tipo B en la clasificación de Geldart, según Julián y cols. [29].

III. 3) EXPERIMENTOS DE MEZCLA Y ANÁLISIS Y DIGITALIZACIÓN DE IMÁGENES (DIA):

Los experimentos de fluidización y mezcla de sólidos parten inicialmente de un lecho fijo aflojado de partículas fosforescentes no excitadas (Figura 8.a). Por medio de la luz procedente de una lámpara, se excitan durante unos segundos las partículas de la pared frontal de la zona inferior del reactor (zona de regeneración). Se cesa la excitación y comienza la grabación. Se abren las válvulas de paso de gas y se fluidiza el lecho con los caudales de gas seleccionados en los controladores de flujo. Por efecto de la fluidización, se produce la mezcla axial de sólidos iluminados con sólidos no excitados de la zona superior del lecho. A través del visor de la videocámara se realiza el seguimiento de la mezcla de sólidos. La grabación se cesa, finalmente, tras alcanzarse la mezcla completa (iluminación homogénea en todo el lecho) o tras un tiempo suficiente

para llevar a cabo un análisis de la evolución del grado de mezcla axial de sólidos, si esta es muy lenta. La evolución de la iluminación en el lecho para distintos tiempos de mezcla se muestra en la Figura 8.b.

En las grabaciones llevadas a cabo en un reactor pseudo - bidimensional sólo se tiene en cuenta el movimiento de las partículas de la cara frontal del reactor, despreciando el movimiento de atrás hacia delante que sufren las partículas al fluidizar ya que la profundidad del lecho es mucho menor que su altura.

Las grabaciones recogidas se analizan mediante un algoritmo desarrollado en Matlab 2010a[®] para el análisis de imágenes digitales (*digital image analysis, DIA*) a partir de herramientas preexistentes en la librería de procesamiento de imágenes de Matlab (*Matlab[®] Image Processing Toolbox*). El código utilizado para obtener los perfiles de concentración de trazador en función del tiempo y de la posición axial en el lecho (Figura 8.c) a partir de las grabaciones realizadas se detalla en el “Anexo G: Determinación de las concentraciones experimentales en función de la altura del reactor, $C(z,t)$ ”.

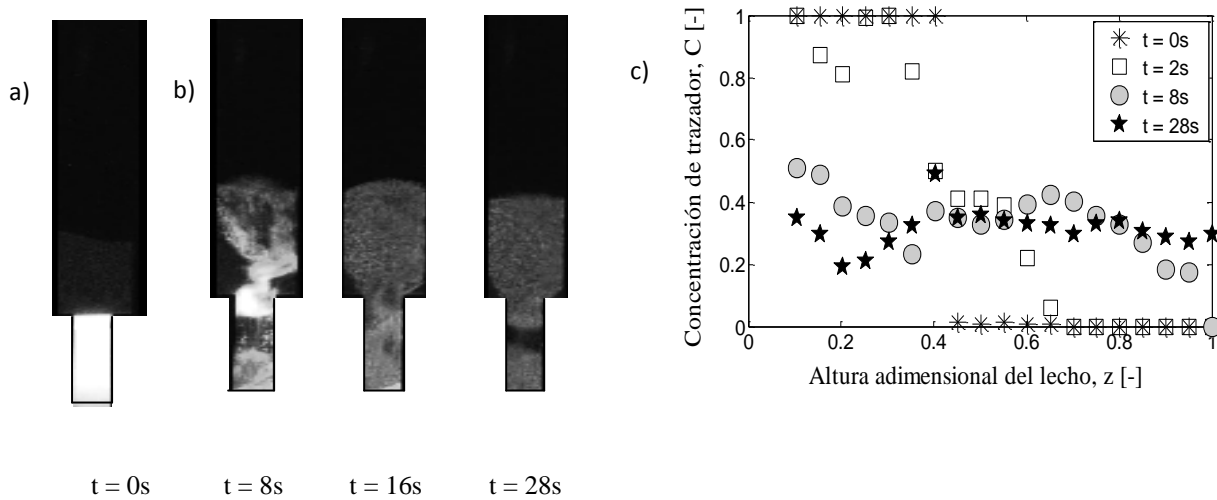


Figura 8. Resultados experimentales de un RLFDZ-DS con un geometría $\alpha = 0^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$
a) Condiciones iniciales, b) Imágenes de mezcla de trazador, c) Perfiles de concentración de trazador.

Con el propósito de determinar el perfil axial de concentración de trazador la imagen del lecho ha sido dividida en distintas rodajas, para cada fotograma de mezcla, todas ellas de 1 cm de altura. De cada rodaja se ha obtenido el correspondiente histograma. Como valor de la concentración de esa rodaja se ha tomado el valor promedio de iluminación de cada histograma, una vez descartados los píxeles negros correspondientes al contorno del reactor y a burbujas de gas en el lecho.

Debido al cambio de sección, aunque todas las rodajas tienen la misma altura (1 cm) no todas ellas son de la misma anchura, con lo que se ha promediado el valor de las concentraciones en función del valor de la anchura de dicha rodaja, dando así más peso a las rodajas de lecho que correspondan a una mayor sección del mismo.

Esta concentración ha sido normalizada de acuerdo a los valores máximo y mínimo de iluminación (valores promedio en las zonas de regeneración y reacción a $t=0$ s, respectivamente).

Además del cambio de sección, también se ha tenido en cuenta la pérdida de luminosidad emitida por las partículas con el tiempo. La curva de pérdida de intensidad de emisión ha sido previamente descrita en la Sección III.1.

Para corregir este problema, se ha forzado en el algoritmo desarrollado a que todas las áreas bajo la curva de los perfiles de concentración a cada tiempo de mezcla coincidan. Este procedimiento experimental es similar al utilizado por Abanades y Grasa (2001) [18,20].

Una vez obtenidos los perfiles de concentración de trazador a cada tiempo para todo el lecho, se puede obtener la variación temporal del denominado “índice de mezcla”, IM. Este índice es un parámetro adimensional que describe el grado de mezcla entre las partículas de las zonas de reacción y regeneración en función del tiempo de mezcla.

El índice de mezcla varía entre 0 – 1, siendo 0 partículas totalmente segregadas (lecho fijo, tiempo $t = 0$ s) y 1 mezcla completa (iluminación homogénea en el lecho).

La ecuación 3 muestra una definición matemática del índice de mezcla donde z_{\max} es la máxima altura del lecho, z_{ilum} es la altura inicialmente iluminada, $C(z,t)$ es la concentración de trazador en función de la altura del lecho y del tiempo de mezcla y C_{∞} representa la concentración de trazador a mezcla completa [18].

$$IM = \frac{\int_{z_{\text{ilum}}}^{z_{\max}} C(z,t) \cdot dz}{(1 - z_{\text{ilum}})C_{\infty}} \quad (3)$$

III. 4) MODELADO MATEMÁTICO DE LA MEZCLA DE SÓLIDOS: MODELO CCBMIII. 4.1) CCBM CON 3 PARÁMETROS AJUSTABLES Y SECCIÓN CONSTANTE

Paralelamente a la realización de ensayos experimentales, se ha implementado un algoritmo para tratar de modelar el fenómeno de la mezcla axial de sólidos en el interior del reactor objeto de estudio, el RLFDZ-DS.

Para ello se ha supuesto, en primer lugar, un lecho recto de sección constante con una entrada puntual de gas por su parte inferior. La mezcla axial de sólidos depende, en este caso, de tres parámetros ajustables como son: la velocidad de ascenso de las partículas en la estela de las burbujas (u_1), la fracción ascendente de sólido (f_1) y la tasa de intercambio de sólidos entre las fases estela y emulsión (k_w), tal y como se ha descrito en la Sección II.3 de la Memoria.

Para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales hiperbólicas que plantea el modelo, se ha optado por llevar a cabo un desacoplamiento de las variables espacio – tiempo como propone Lakhsmanan (1990) [30] y muestran Grasa y Abanades (2002) [20], obteniéndose el modelo cinético representado en las ecuaciones 4 a 6. De este modo, utilizando ecuaciones exponenciales se eliminan problemas de convergencia asociados a métodos numéricos de resolución de sistemas complejos.

$$C_1(t + \Delta t) = C_1(t) \left(e^{\frac{-k_w}{(1-f_1)}\Delta t} + f_1 \left(1 - e^{\frac{-k_w}{(1-f_1)}\Delta t} \right) \right) + C_2(t) (1 - f_1) \left(1 - e^{\frac{-k_w}{(1-f_1)}\Delta t} \right) \quad (4)$$

$$C_2(t + \Delta t) = C_1(t) (1 - f_1) \left(1 - e^{\frac{-k_w}{(1-f_1)}\Delta t} \right) + C_2(t) \left(1 - (1 - f_1) \left(1 - e^{\frac{-k_w}{(1-f_1)}\Delta t} \right) \right) \quad (5)$$

$$\Delta z = \overline{u_1} \Delta t \quad (6)$$

La concentración de trazador puede ser obtenida como el valor medio de concentración de cada rodaja de reactor (ecuación 7).

$$C_i = C_{1,i} f_1 + C_{2,i} (1 - f_1) \quad (7)$$

Una vez definido el perfil de concentraciones teórico en función de los parámetros ajustables u_1 , f_1 y k_w , se utiliza un algoritmo de optimización multivariable para ajustar los perfiles de concentración de trazador experimentales con los teóricos del

modelo CCBM y calcular, así, los valores de los tres parámetros que suponen una mejor predicción de los datos experimentales. Los ajustes resultantes son muy buenos pero, en ocasiones, los valores obtenidos para los parámetros carecen de sentido. Esto es debido a que los tres parámetros están interrelacionados y diferentes combinaciones de valores pueden dar lugar a un mismo ajuste. Por tanto, el algoritmo evoluciona hacia distintas soluciones en función de los valores iniciales establecidos. De ahí, la necesidad de mejorar el modelo pudiendo predecir el valor de estos tres parámetros en función de las condiciones de operación del sistema y de correlaciones empíricas.

Tanto el modelo utilizado como el código programado en Matlab[®] para su resolución se detallan en el “Anexo D: Modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM)”.

III. 4.2) CCBM SIN PARÁMETROS AJUSTABLES Y CAMBIO DE SECCIÓN

Este modelo está basado en el primero con la diferencia de que los 3 parámetros ajustables han sido previamente estimados a partir de propiedades hidrodinámicas del lecho (características de las burbujas) y de las condiciones de operación del sistema.

El tamaño de las burbujas (d_b) y su evolución a lo largo del lecho ha sido modelado a partir de la correlación de Mori y Wen [13], debidamente modificada para considerar la alimentación de gas múltiple y el cambio de sección en el lecho.

A través de otras correlaciones [14], la ecuación de Mori y Wen (ecuaciones 8-10) ajusta el diámetro de burbuja experimental en el reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección [13].

$$d_b = d_{bm} - (d_{bm} - d_{b0}) \exp\left(-\frac{0.3h}{d_r}\right) \quad (8)$$

$$d_{bm} = 0.941[\pi d_r^2(u - u_{mf})]^{0.4} \quad (9)$$

$$d_{b0} = 0.872[A_0(u - u_{mf})]^{0.4} \quad (10)$$

Considerando esos valores de diámetro de burbuja en función de la altura y conociendo la velocidad experimental del gas (u_{gas}) y la fracción media de burbujas (δ) en el lecho (expansión del lecho), la velocidad de ascenso de sólidos (u_1) puede ser estimada mediante las correlaciones de Kunii y Levenspiel para lechos pseudo-bidimensionales (ecuación 11).

La velocidad u_1 introducida en el modelo matemático ha sido calculada como el valor medio u_1 a lo largo del lecho.

$$u_1(z) = (1 - \delta)[(u_{gas}(z) - u_{mf}) + 0.4(g d_b(z))]^{0.5} \quad (11)$$

El modelo CCBM modificado sin parámetros ajustables tiene en cuenta el ángulo de cambio de sección entre las zonas de reacción y regeneración en tanto que considera la disminución del tamaño de burbuja en el ensanchamiento al calcular el valor de d_b promedio a partir de la correlación de Mori y Wen modificada.

Mediante un balance de masa a las tres fases presentes en el sistema de la Figura 2, se puede obtener una expresión para determinar la fracción de sólidos ascendente (f_1) como función de la fracción de estela de la burbuja, f_w y de la expansión del lecho, δ (ecuación 12) [Anexo D].

Muchos autores [31-34] asumen que la fase estela de las burbujas no depende del tamaño de las burbujas y representa, aproximadamente, el 20% del volumen de la burbuja. Por eso, se toma $f_w = 0.2$ como valor fijo constante.

$$f_1 = \frac{\partial f_w}{\partial f_w + 1 - \delta} \quad (12)$$

Finalmente, el coeficiente de intercambio de sólidos entre la estela y la emulsión (k_w), ha sido descrito por varios autores como proporcional a la velocidad relativa del gas, u_r , e inversamente proporcional al diámetro de burbuja promedio en el lecho [35-37]. En este trabajo, se ha usado la correlación de Lim et al [37] (ecuación 13), la cual conduce a las mejores predicciones de los datos experimentales.

$$k_w = \frac{7.5 (u_r - 1)}{d_b} \quad \text{for } u_r \leq 3$$

$$k_w = \frac{15}{d_b} \quad \text{for } u_r > 3 \quad (13)$$

El uso de correlaciones empíricas en el modelo CCBM proporciona una gran versatilidad. Los tres parámetros del modelo han sido relacionados con propiedades de las burbujas y condiciones de operación. Por este motivo, el modelo CCBM se puede así aplicar para predecir la mezcla axial de sólidos en un RLFDZ-DS, así como en cualquier reactor de lecho fluidizado.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En los siguientes apartados se ilustra el efecto de las diferentes variables de operación en la mezcla axial de sólidos, así como la calidad y precisión del ajuste del modelo CCBM respecto a los resultados experimentales obtenidos.

IV. 1) EFFECTO DE LA POSICIÓN DE LA SEGUNDA ENTRADA DE GAS.

Se han realizado grabaciones de experimentos en las mismas condiciones, con la misma velocidad en la zona de reacción que en la de regeneración, pero con distintas posiciones axiales del distribuidor correspondiente a la segunda entrada de gas en el reactor.

Cuando se modifica la posición alejando el distribuidor secundario del punto en el que comienza el ensanchamiento del lecho, se aprecia que se favorece la formación de “slugs” o burbujas de gran tamaño que ocupan completamente la sección transversal del lecho produciendo un cortocircuito en la recirculación axial del sólido.

Generalmente, dichos “slugs” se generan y colapsan (desaparecen) con una frecuencia determinada. Se ha observado que cuanto mayor es la distancia del distribuidor al comienzo del ensanchamiento, los “slugs”, formados en la zona inferior del lecho (sección estrecha del reactor) permanecen durante más tiempo y alcanzan una mayor altura en el lecho. .

Este fenómeno se puede observar en las Figuras 9 ($z_{dis} = 9$ cm) y 10 ($z_{dis} = 10$ cm), donde se muestra la evolución de los fotogramas de mezcla para dos experimentos en las mismas condiciones con la única variante de la altura del distribuidor. La geometría del reactor es $\alpha = 0^\circ$, $u_{r,arriba}=u_{r,abajo}=2.5$.

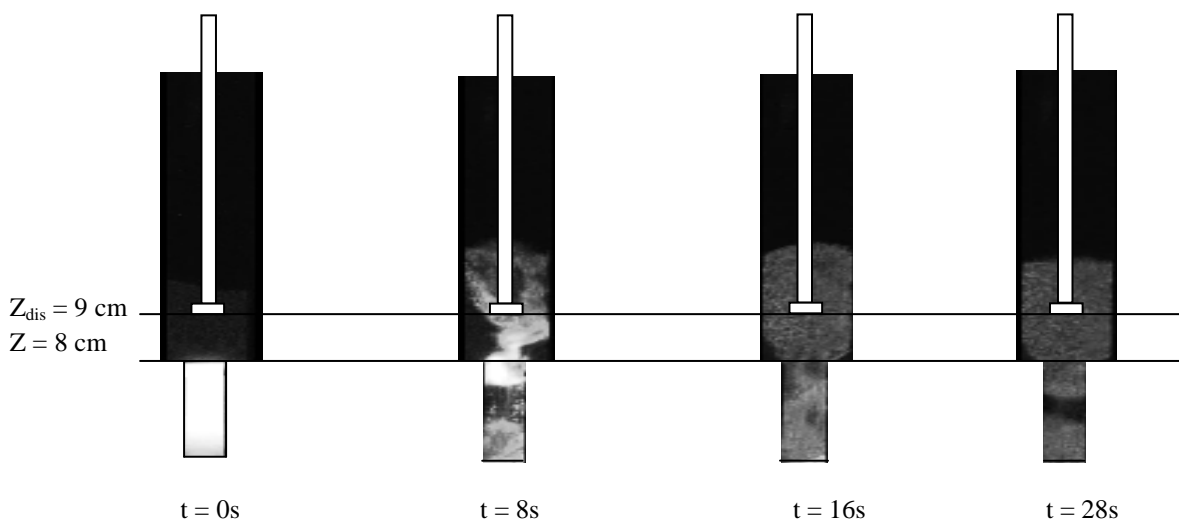


Figura 9. Evolución de la mezcla de sólidos en un RLFDZ-CS para una geometría $\alpha = 0^\circ$. $u_{r,arriba}=u_{r,abajo}=2.5$. Posición del distribuidor a 9 cm

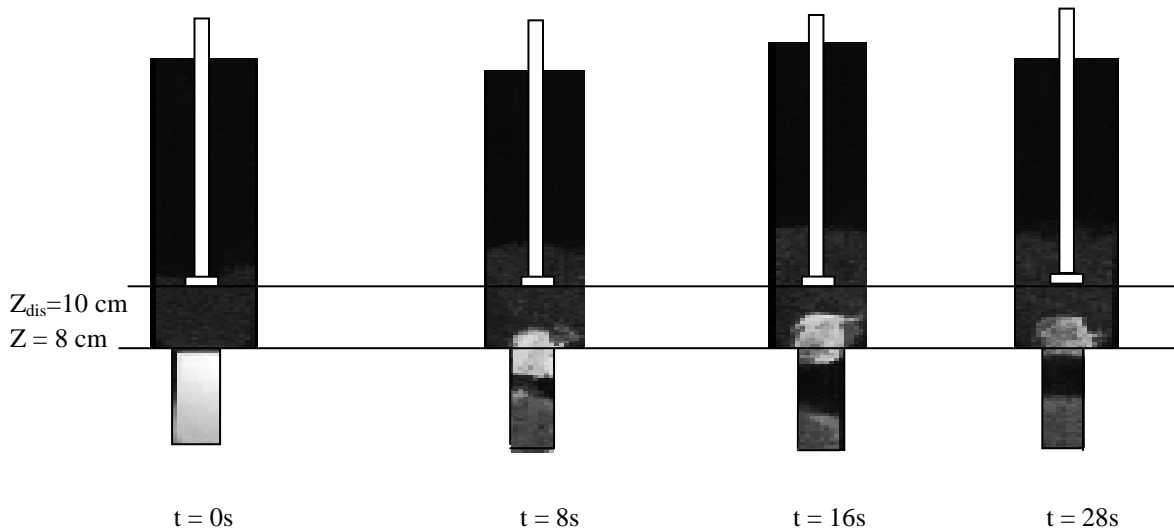


Figura 10. Evolución de la mezcla de sólidos en un RLFDZ-CS para una geometría $\alpha = 0^\circ$. $u_{r,arriba}=u_{r,abajo}=2.5$. Posición del distribuidor a 10 cm.

En la Figura 9, a partir de $t = 16s$, la mezcla es más homogénea que en la Figura 10, donde aún se observa la formación de “slugs”, ya que el distribuidor está más alejado del cambio de sección y el empuje del gas para hacer ascender el sólido a la parte de arriba del lecho es menor. Por esto, la altura idónea de la segunda entrada de gas es $z_{dis} = 8$ cm, correspondiente a la posición del comienzo del ensanchamiento. La formación de “slugs” es mucho menor en este caso, para unas mismas condiciones de operación (u_{gas}), y se favorece así la circulación de sólido entre zonas. En el “Anexo H: Efecto de la posición de la segunda entrada de gas” puede encontrarse más información y nuevos ejemplos al respecto.

Según lo explicado en este apartado, la altura idónea de la segunda entrada de gas es $z_{dis} = 8$ cm, con lo que se procede a realizar las grabaciones experimentales con el distribuidor en dicha posición. Todos los resultados y cálculos restantes mantiene la posición $z_{dis} = 8$ cm.

Una vez determinadas las posiciones de entrada de gas al RLFDZ-DS, se obtienen los perfiles de concentración en función de la altura de reactor, $C(z,t)$.

IV. 2) OBTENCIÓN DE LOS PERFILES DE CONCENTRACIÓN EN FUNCIÓN DE LA ALTURA DE REACTOR $C(z,t)$.

Mediante el análisis digital de las grabaciones fluidodinámicas realizadas, se pueden obtener los perfiles de concentración experimental de trazador en función de la posición vertical en el lecho para distintos tiempos de mezcla.

Para ello, se ha utilizado el algoritmo descrito con detalle en el “Anexo G: Determinación de las concentraciones experimentales en función de la altura del reactor, $C(z,t)$ ”.

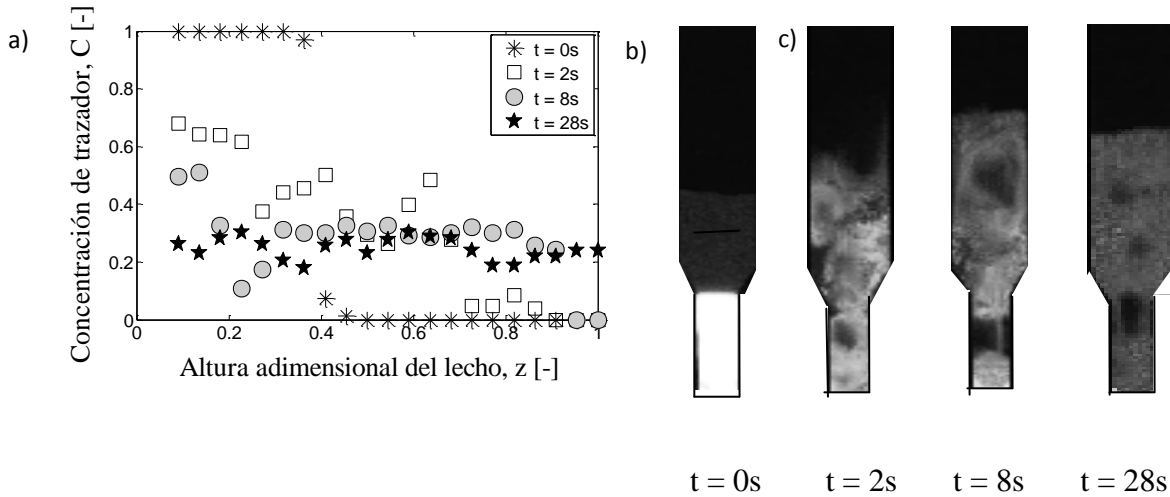


Figura 11. a) Perfiles de concentración, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$ $\alpha = 60$. b) Condiciones iniciales, c) Imágenes de mezcla de trazador.

En esta gráfica [Figura 11] se puede apreciar la presencia de “slugs” en las imágenes de los fotogramas.

La aparición de “slugs” se produce cuando el exceso de gas sobre el de mínima fluidización es muy grande y como consecuencia se forman burbujas de gas de diámetro cercano o igual al diámetro de reactor. La generación de “slugs” produce el cortocircuito en la recirculación del sólido entre zonas del lecho y debe ser evitada en el régimen de fluidización. Este fenómeno se aprecia con claridad en la Figura 11.c en los fotogramas a $t = 8s$ y a $t = 28s$.

La presencia de “slugs” es corregida en la obtención de los perfiles de concentración [Anexo G], y su resultado se muestra en la Figura 11.a.

Una vez obtenidos los perfiles de concentración experimentales en función de la altura de reactor, $C(z,t)$, se obtienen los índices de mezcla para recabar mayor información sobre el grado de mezcla alcanzado y el instante en el que se alcanzaría la mezcla completa.

IV. 3) OBTENCIÓN DE LAS GRÁFICAS DE ÍNDICE DE MEZCLA EN FUNCIÓN DE LOS PERFILES DE CONCENTRACIONES EXPERIMENTALES, $C(z,T)$.

Para mejorar la percepción acerca del grado de mezcla entre partículas iluminadas y no iluminadas y determinar el tiempo invertido en alcanzar la mezcla completa, se calcula la variación temporal del índice de mezcla (Figura 13) a partir de los perfiles de concentración presentados en la Figura 11 y de la ecuación 3 de la Memoria. Para más información acerca de método de cálculo consultar el “Anexo G: Determinación de las concentraciones experimentales en función de la altura del reactor, $C(z,t)$ ”.

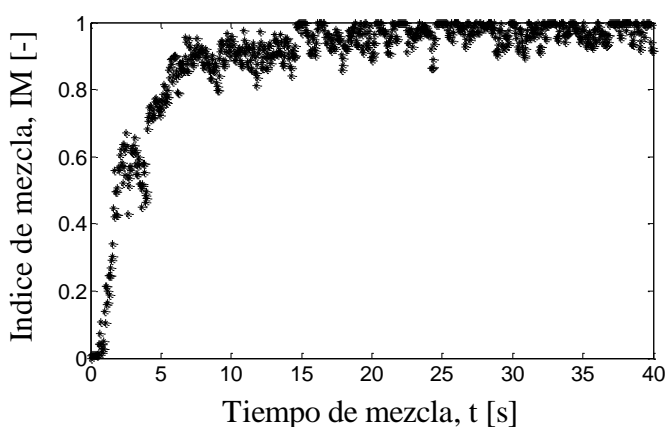


Figura 12. Evolución temporal del índice de mezcla $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$ $\alpha = 60$.

En la Figura 12 se puede observar como a altas velocidades reducidas ($u_r = 3.0$), se alcanza la mezcla completa en, aproximadamente 20 segundos. Esto es porque, cuanto mayor es la velocidad reducida más rápido asciende el sólido a la parte de arriba del reactor y más rápida es la velocidad de mezcla de las partículas iluminadas con las no iluminadas. Para más información acerca de la obtención de las gráficas de índice de mezcla y de la influencia de la velocidad reducida en la mezcla de sólidos consultar el Anexo G.

Al principio la mezcla es rápida debido a la brusca transición entre la condición de lecho fijo y régimen fluidizado, cuando el flujo de gas comienza a producir movimiento de partículas sólidas.

Como era de esperar, un gran exceso de gas sobre el de mínima fluidización ($u_{gas}-u_{mf}$) proporciona una evolución rápida del índice de mezcla hacia la mezcla completa y, por tanto, un mejor rendimiento del reactor en términos de la integración de procesos.

Como se ha indicado en líneas anteriores, la velocidad de gas influye en la mezcla de sólidos. En el siguiente apartado se va a estudiar de qué manera.

IV. 4) EFECTO DE LA VELOCIDAD DEL GAS EN LA MEZCLA DE SÓLIDOS.

Se han llevado a cabo una serie de experimentos para cuantificar el efecto de la velocidad relativa de gas alimentado por ambos distribuidores en el tiempo de mezcla. Se ha trabajado con un intervalo de velocidades reducidas comprendido entre 1.5-3.0 en ambas zonas del reactor, reacción y regeneración. La Figura 13 muestra los perfiles de concentración obtenidos en un RLFDZ-DS con un ángulo de cambio de sección, $\alpha = 85^\circ$ y dos velocidades reducidas diferentes: 1.5 (Figura 13.a) y 3.0 (Figura 13.b).

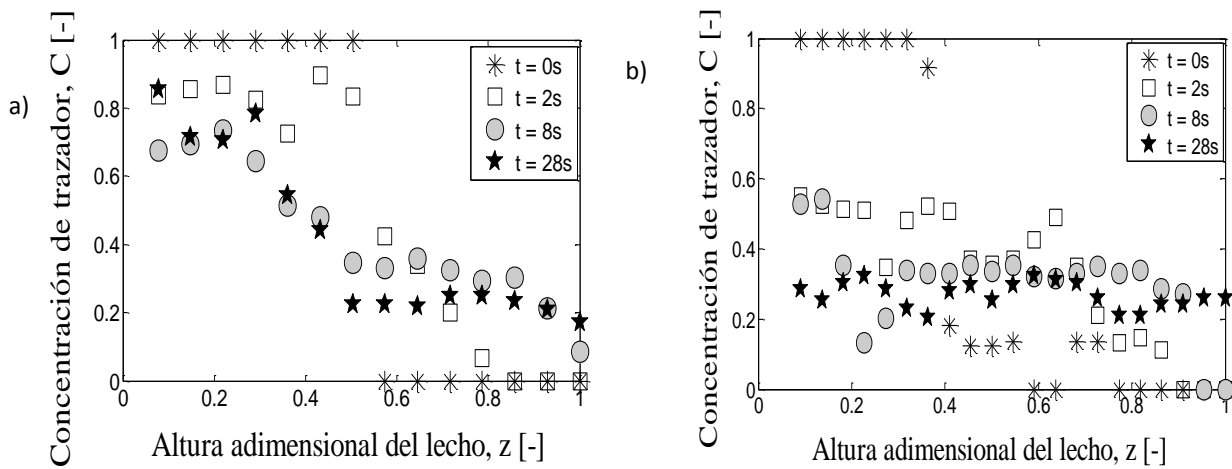


Figura 13. Perfiles de concentración, a) $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 1.5$. b) $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$.

En la Figura 13 se puede observar cómo una velocidad reducida mayor proporciona una mezcla de sólidos más rápida. Al comparar las Figuras 13.a y 13.b para el mismo tiempo de mezcla (por ejemplo $t = 28s$), se diferencia una menor segregación de trazador en el caso de la Figura 13.b. Los datos representados en la horizontal indican una luminiscencia homogénea del lecho y, por tanto, un régimen de mezcla completa. Esto ocurre en $u_r = 3.0$ a tiempos de mezcla ligeramente superiores a $t = 8s$. En el caso de experimentos a velocidades reducidas de gas bajas, $u_r = 1.5$, la mezcla completa no se alcanza en el rango de tiempos representado.

Para una mejor comparación de la velocidad de mezcla entre los diferentes experimentos llevados a cabo se utilizan las gráficas de índice de mezcla. La Figura 14 muestra la evolución temporal del grado de mezcla para cuatro velocidades reducidas en el reactor pseudo-bidimensional de lecho fluidizado de dos zonas con un ángulo de cambio de sección, $\alpha = 85^\circ$.

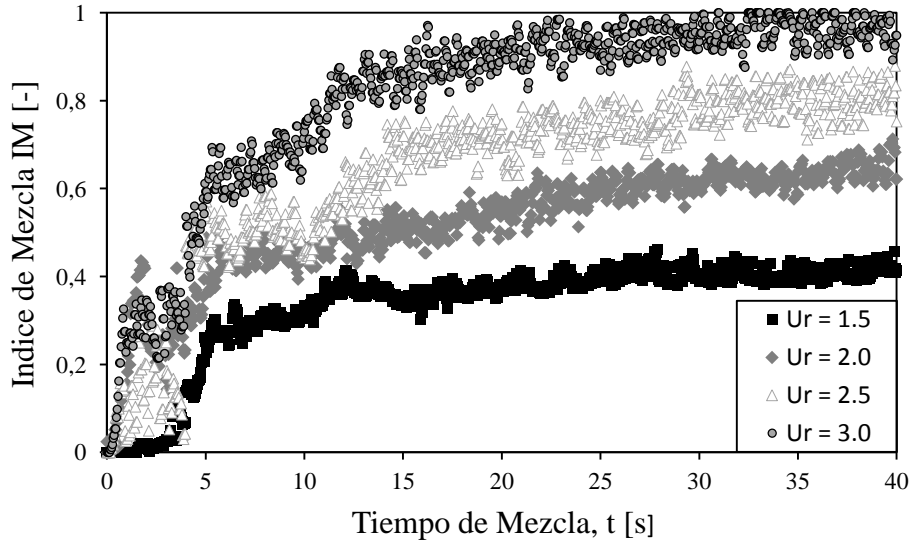


Figura 14. Perfiles de evolución temporal de los índices de mezcla con $\alpha = 85^\circ$ y $u_r = [1.5-3.0]$.

En la Figura 14 se muestra que existe un valor límite de velocidad reducida o, análogamente, un exceso de caudal de gas sobre el de mínima fluidización a partir del cual es posible alcanzar la mezcla completa. En el caso de las partículas fosforescentes estudiadas, se puede alcanzar mezcla completa a partir de una $u_r = 2.0$. Esta tendencia se puede relacionar con la hidrodinámica de las burbujas, que se está estudiando en trabajos paralelos [38].

A bajos valores de $u_{\text{gas}} - u_{\text{mf}}$, se forman burbujas de diámetro pequeño. En este caso, pocas partículas ascenderán en la estela de la burbuja, con lo que pocas partículas alcanzarán la zona de regeneración y, por consecuencia, peor será la mezcla. En el “Anexo I: Efecto de la velocidad de gas en la mezcla de sólidos”, se presentan más ejemplos que muestran la influencia de la velocidad de gas en el grado de mezcla para distintas geometrías de reactor.

Se observa, que para una velocidad reducida $u_r < 1.5$, no se alcanza mezcla completa en ningún caso. Por este motivo, se plantea que la correlación utilizada en el modelo CCBM de u_1 (ecuación 11), mejor que tratar el exceso de gas sobre el de mínima fluidización ($u_{\text{gas}} - u_{\text{mf}}$) es hacerlo sobre el de mínimo burbujeo ($u_{\text{gas}} - u_{\text{mb}}$).

De aquí en adelante, todos los resultados que se muestren de las predicciones del modelo CCBM tendrán en cuenta el exceso de gas sobre el de mínimo burbujeo, determinándose u_{mb} de la siguiente manera (ecuación 14):

$$u_{\text{mb}} = 1.4 \cdot u_{\text{mf}} \quad (14)$$

El reactor utilizado es un RLFDZ-DS, por lo que, de la misma manera que la velocidad de gas, al tener dos entradas, es muy influyente, la geometría del reactor utilizado también lo es. Por eso, en el apartado siguiente se va a estudiar la influencia de la geometría del reactor en la mezcla de sólidos.

IV. 5) EFFECTO DE LA GEOMETRÍA DEL REACTOR EN LA MEZCLA DE SÓLIDOS.

Para analizar la influencia del cambio de sección en el grado de mezcla de sólidos en un RLFDZ-DS, se han llevado a cabo experimentos variando la geometría del reactor ($\alpha = 0^\circ, 60^\circ, 85^\circ$) y manteniendo constante la velocidad reducida en ambas zonas del lecho ($u_r = 3.0$).

Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 15.

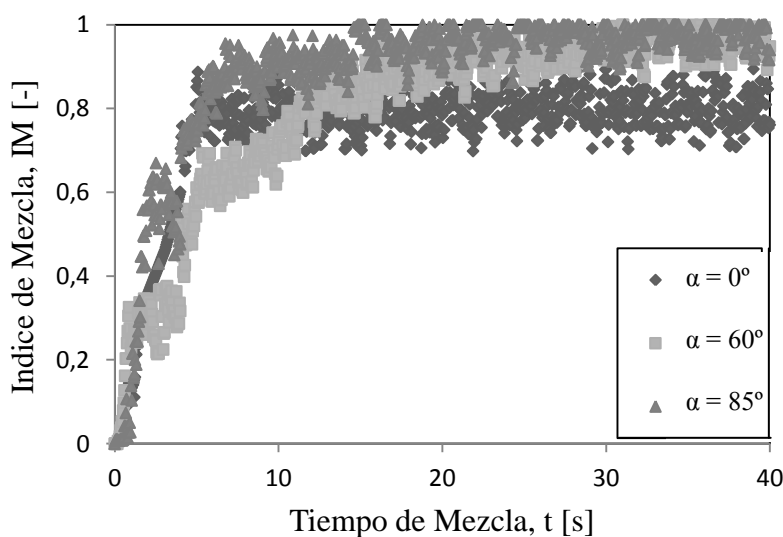


Figura 15. Evolución del Índice de mezcla para $u_r = 3.0$ y diferentes geometrías ($\alpha = 0^\circ, 60^\circ, 85^\circ$).

De los resultados presentados en la Figura 15, se pueden extraer las siguientes conclusiones: se observa que, para una geometría de $\alpha = 0^\circ$, la mezcla no llega a ser completa y alcanza un valor fijo constante en torno a 0.8-0.85, a partir de un tiempo $t = 10$ s. Para un ángulo de cambio de sección $\alpha = 60^\circ$, la mezcla es mayor que en 0° , pero no alcanza la mezcla completa hasta tiempos muy altos, y su valor máximo está en torno a 0.95. Por último, para ángulos suaves de cambio de sección ($\alpha = 85^\circ$) la mezcla completa sí se alcanza y además lo hace con una velocidad de aproximación mayor que en el resto de casos presentados. Los resultados extendidos de la influencia de la geometría del reactor se pueden encontrar en el “Anexo J: Efecto de la geometría del reactor en la mezcla de sólidos”.

Este comportamiento es debido a la aparición de zonas de lecho defluidizadas, o muertas, en los reactores con ángulo de cambio de sección pronunciado (valores bajos de α). Estas regiones, en las que no se produce mezcla de sólidos, permanecen con la luminiscencia remanente de las partículas sin excitar (zona superior del lecho). Por tanto, la concentración de trazador promedio en las rodajas de lecho que contienen

zonas defluidizadas disminuye y el índice de mezcla máximo alcanzable resulta inferior a la unidad. [2].

La Figura 16 muestra un ejemplo de formación de regiones defluidizadas a ambos lados del ensanchamiento para una geometría de reactor con cambio brusco de sección ($\alpha = 0^\circ$) a elevadas velocidades de gas ($u_r = 3.0$). Se puede apreciar como las zonas “muertas” presentan un ángulo definido respecto de la horizontal y que permanece constante. Este se ha denominado ángulo de defluidización (β).

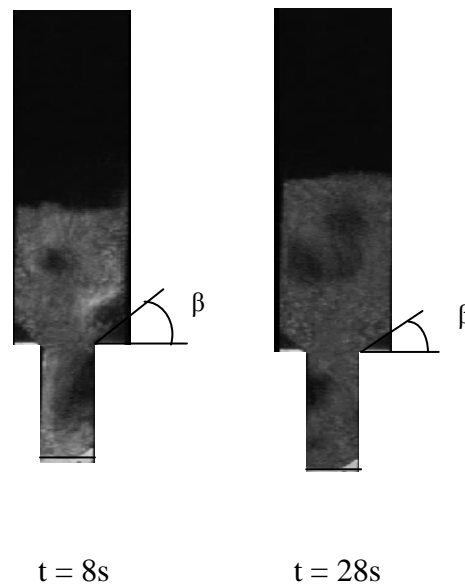


Figura 16. Imágenes de mezcla de trazador. $\alpha = 0^\circ$, $u_r = 3.0$.

Gracias al uso de trazadores fosforescentes, se pueden detectar zonas defluidizadas en el lecho y es posible medir los ángulos de defluidización, (β), en el RLFDZ con cambio de sección. Las zonas muertas aparecen para reactores con ángulo de cambio de sección brusco ($0, 45^\circ$) y, según Julián y cols. (2012) [29], el ángulo de defluidización, (β), varía con el exceso de gas sobre el de mínima fluidización ($u_{\text{gas}} - u_{\text{mf}}$). Como se ha comentado, la aparición de zonas muertas provoca una disminución en el índice de mezcla ya que hay una parte de los sólidos que permanece depositada sobre el ángulo de cambio de sección sin mezclarse.

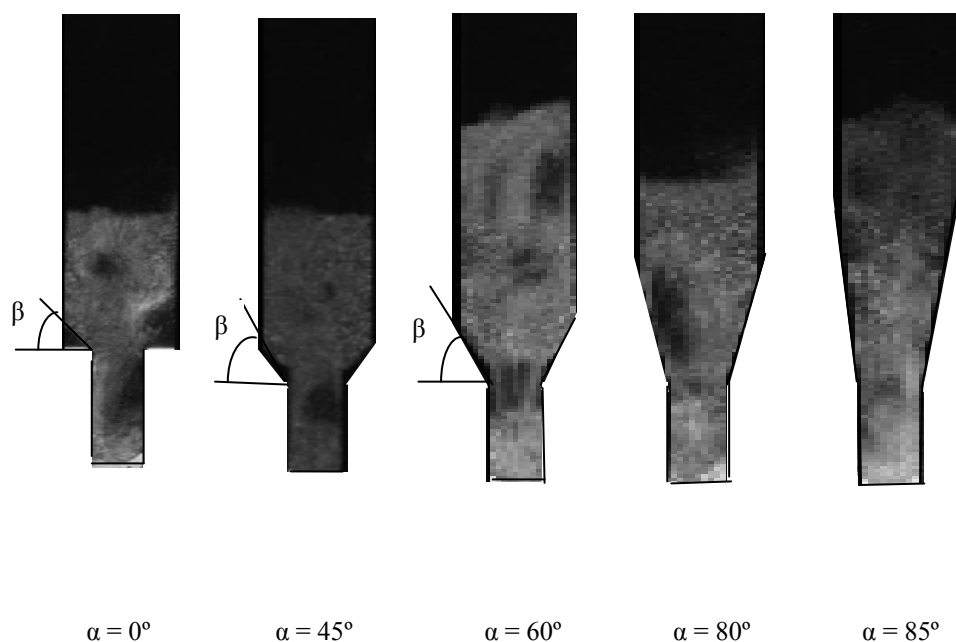


Figura 17. Evolución de los ángulos de defluidización en función de la geometría del reactor.

Para más información acerca de cómo calcular el ángulo de defluidización consultar el “Anexo K: Ángulo de defluidización en un RLFDZ-DS. Efecto de la velocidad del gas”.

IV. 6) VALIDACIÓN DEL MODELO DE RETROMEZCLA A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACIÓN DE SÓLIDOS (CCBM).

Los datos obtenidos a partir de los experimentos proporcionan una gran información sobre la circulación de sólidos en reactores de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección. El inconveniente que presenta un estudio experimental es el tiempo que es necesario invertir en la realización de ensayos fluidodinámicos, el coste de material, etc. Por este motivo se ha implementado un modelo teórico basado en ecuaciones diferenciales matemáticas que sea capaz de predecir el comportamiento fluidodinámico del RLFDZ-DS con sólo introducir las condiciones de operación como parámetros de entrada del modelo.

La idea de este modelo es eliminar los parámetros ajustables que le restan aplicabilidad, de manera que los parámetros sean determinados mediante correlaciones hidrodinámicas.

En la Figura 18.a se muestra la predicción del modelo teórico frente a los datos experimentales de concentración de trazador para una geometría de RLFDZ-DS con $\alpha = 80^\circ$ y una $u_r = 3.0$ a distintos tiempos de mezcla. Los perfiles de concentración teóricos

y experimentales dan lugar a índices de mezcla muy similares (Fig.17.b), validando el modelo propuesto en las condiciones de operación analizadas.

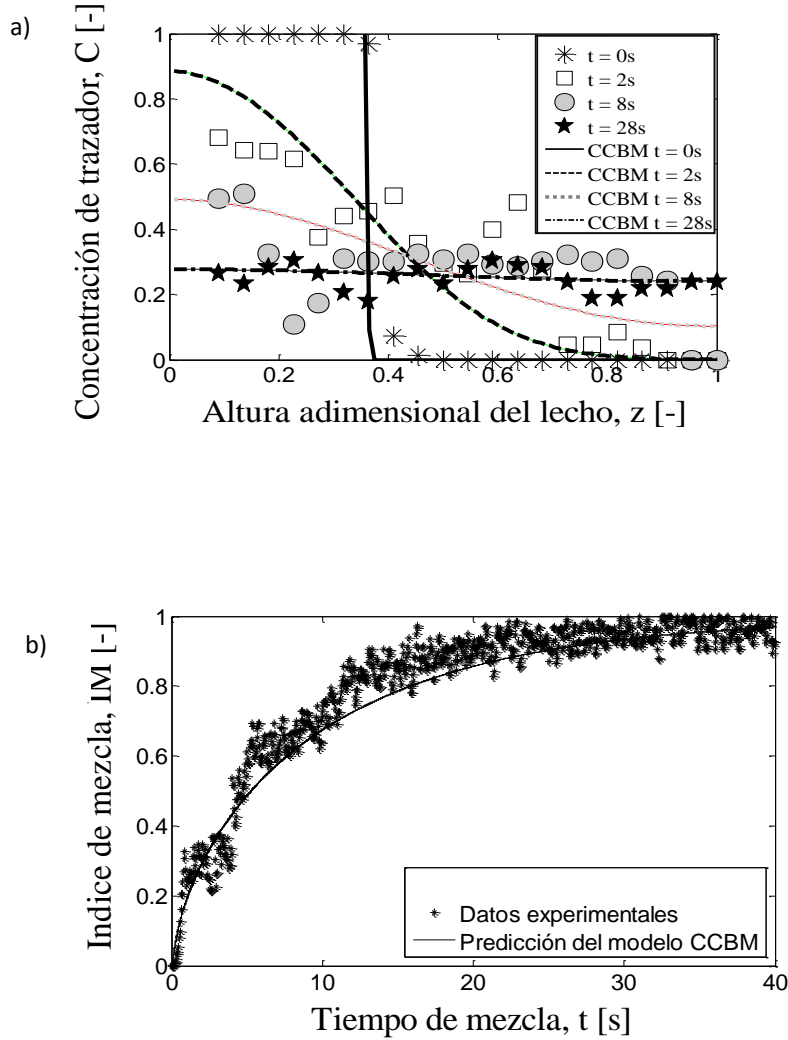


Figura 18. Comparación entre los resultados experimentales y el modelo CCBM sin parámetros ajustables para una geometría $\alpha = 80^\circ$ y una velocidad relativa de gas $u_r = 3.0$. a) Perfiles de concentración de trazador. b) Evolución del Índice de mezcla del sólido.

Ambas Figuras, 18.a y 18.b muestran una alta coincidencia en términos de ajuste del modelo a los datos experimentales aunque este ajuste no es del todo exacto ya que los parámetros del modelo dependen de valores promedio de tamaños de burbuja obtenidos a partir de correlaciones hidrodinámicas establecidas para RLFDZ-DS en un estudio paralelo del CREG [38], y su determinación está sujeta a cierta incertidumbre.

En el caso concreto del modelo presentado en la Figura 17, los valores son los mostrados en la Tabla 2.

Tabla 2. Valores del modelo CCBM del experimento de la Figura 17.

$\delta = 0.33$	$u_1 = 9.37 \text{ cm/s}$	$f_1 = 0.089$	$k_w = 8.63 \text{ s}^{-1}$
-----------------	---------------------------	---------------	-----------------------------

En el “Anexo D: Modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM)” se muestran más ejemplos del ajuste que ofrece el modelo teórico frente a los datos experimentales en distintas condiciones de operación.

Para la resolución del modelo CCBM modificado, el diámetro de burbuja introducido en las correlaciones de u_1 y k_w se había obtenido como el d_b promedio calculado a partir de la correlación de Mori y Wen para todo el lecho. Esta correlación es válida, en principio para lechos de sección constante y con una única entrada de gas inferior.

En un estudio paralelo [38] se está trabajando en la obtención de una correlación hidrodinámica capaz de predecir la evolución del diámetro de burbuja en reactores RLFDZ-DS, teniendo en cuenta la influencia del cambio de sección y de la entrada adicional de gas en un punto intermedio del lecho. La ecuación obtenida en dicho estudio se detalla en el “Anexo L: Corrección del modelo CCBM calculando d_b mediante estudios experimentales”.

IV. 7) MEJORAS DEL MODELO DE RETROMEZCLA A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACIÓN DE SÓLIDOS (CCBM).

En esta sección se presentan las mejoras realizadas en el modelo CCBM una vez presentadas algunas limitaciones o dificultades como la existencia de un ángulo de defluidización, (β), en cambios de sección bruscos, o la utilización de una correlación empírica (Mori y Wen) y no experimental para el cálculo del diámetro de burbuja utilizado en el modelo.

IV. 7.1) MEJORA DEL MODELO CCBM: EFECTO DEL ÁNGULO DE DEFLUIDIZACIÓN.

Se ha observado cómo, para ángulos de cambio de sección bruscos y sobre todo a velocidades reducidas bajas, se generan regiones de lecho defluidizadas a ambos lados del cambio de sección, que provocan una disminución en el índice de mezcla impidiendo así la mezcla completa.

En la Figura 19 se muestra el gráfico donde se puede obtener el ángulo de defluidización en función de la velocidad de gas para $\alpha = 0^\circ$ extraído de Julián y cols. 2012 [29].

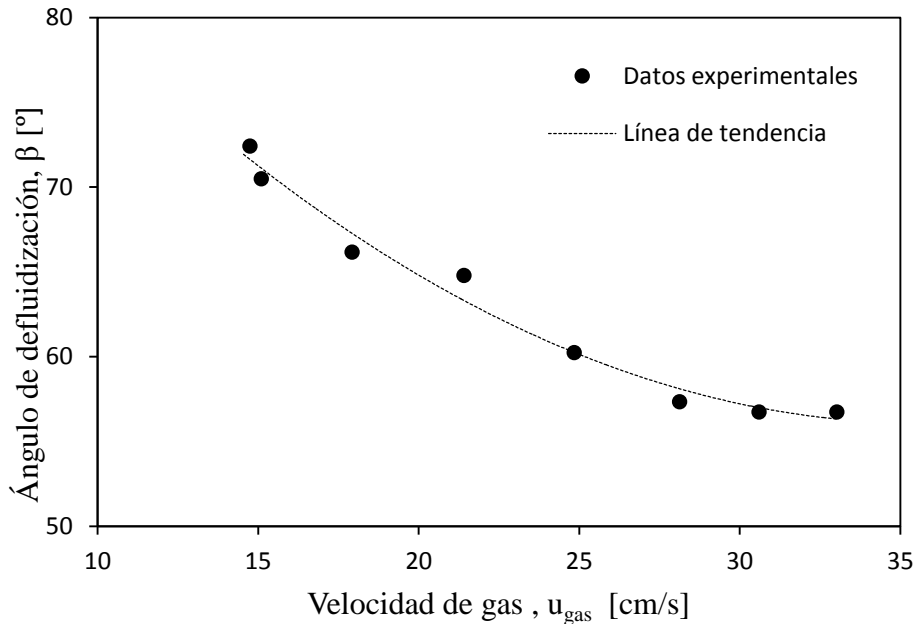


Figura 19. Ángulo de defluidización en función de la velocidad del gas, $\alpha = 0^\circ$ extraído de Julián y cols. 2012 [29].

Se ha tenido en cuenta el área encerrada en ambas zonas muertas para considerarla en el cálculo del índice de mezcla teórico según el modelo CCBM, permitiendo de este modo un mejor ajuste de los datos experimentales sin sobreestimar el índice de mezcla teórico. La ecuación 14 muestra el modo de calcular la superficie ocupada por la región defluidizada en ciertas condiciones de operación. Por ejemplo, si la velocidad reducida de trabajo es $u_r = 3.0$ o, análogamente $u_{gas} - u_{mf} = 18.4$ cm/s, el ángulo de defluidización (β) correspondiente según la Figura 20 es, $\beta \approx 58^\circ$.

$$Area\ defluidizada = [(\tan \beta - \tan \alpha)] * 2 \quad (14)$$

Según la Figura 19, el ángulo de defluidización es 58° , y atendiendo a la ecuación 14, se calcula el área defluidizada.

Conociendo el área total encerrada bajo la altura de sólido al fluidizar y sabiendo el área defluidizada de las dos zonas muertas, se puede calcular el área donde se produce mezcla de sólidos.

$$IM \text{ corregido} = IM_{CCBM} * \frac{A_{TOTAL} - A_{Defluidizada}}{A_{TOTAL}} \quad (15)$$

Para más información acerca de los cálculos del índice de mezcla teórico corregido consultar el “Anexo K: Ángulo de defluidización en un RLFDZ-DS. Efecto de la velocidad del gas”.

Multiplicando el índice de mezcla teórico por el factor corrector de las áreas defluidizadas (ecuación 15), se obtiene el IM corregido que se muestra en la Figura 20.

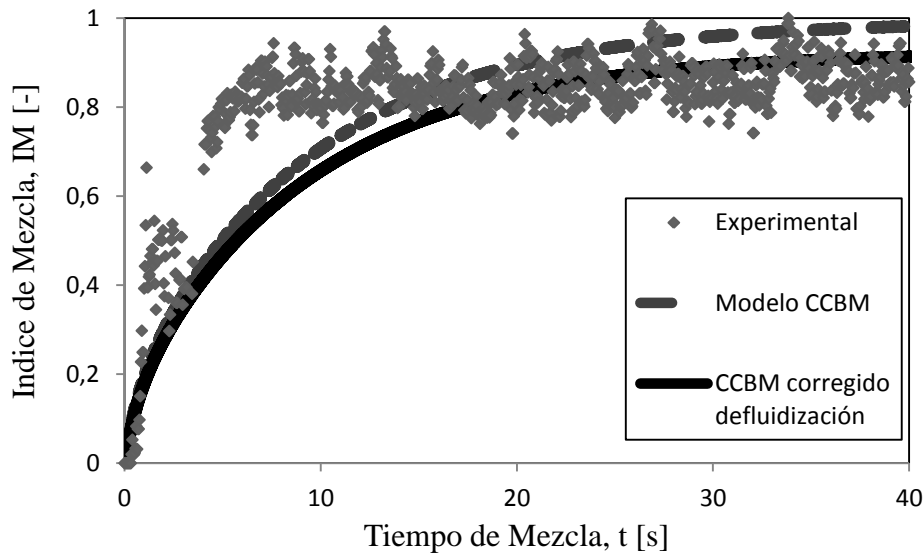


Figura 20. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM, y la corrección del modelo CCBM teniendo en cuenta el ángulo de defluidización.

Según la Figura 20, se puede observar como corrigiendo el modelo teórico CCBM para tener en cuenta el área defluidizada, el ajuste respecto a los datos experimentales es mejor, ya que se predice mejor la evolución del índice de mezcla. Se observa en los datos experimentales que la mezcla no es completa, y esto queda reflejado en el modelo.

En el Anexo K se muestran más ejemplos que justifican el uso de la corrección propuesta, aunque se siga sobreestimando ligeramente el IM experimental a tiempos de mezcla elevados.

IV. 7.2) MEJORA DEL MODELO CCBM: CORRELACIÓN DEL D_B EXPERIMENTAL.

Para la resolución del modelo CCBM modificado, el diámetro de burbuja introducido en las correlaciones de u_l y k_w se había obtenido como el d_b promedio calculado a partir de la correlación de Mori y Wen para todo el lecho. Esta correlación es válida, en principio para lechos de sección constante y con una única entrada de gas inferior.

En un estudio paralelo [38] se está trabajando en la obtención de una correlación hidrodinámica capaz de predecir la evolución del diámetro de burbuja en reactores RLFDZ-DS, teniendo en cuenta la influencia del cambio de sección y de la entrada adicional de gas en un punto intermedio del lecho. La ecuación obtenida en dicho estudio se detalla en el “Anexo L: Corrección del modelo CCBM calculando el d_b a partir de correlaciones obtenidas experimentalmente en un RLFDZ-DS”. La Figura 21 muestra la comparación del ajuste entre IM_{modelo} e $IM_{\text{experimental}}$ considerando d_b como el diámetro de burbuja promedio a partir de las correlaciones de Mori y Wen y de la obtenida para reactores RLFDZ-DS, respectivamente.

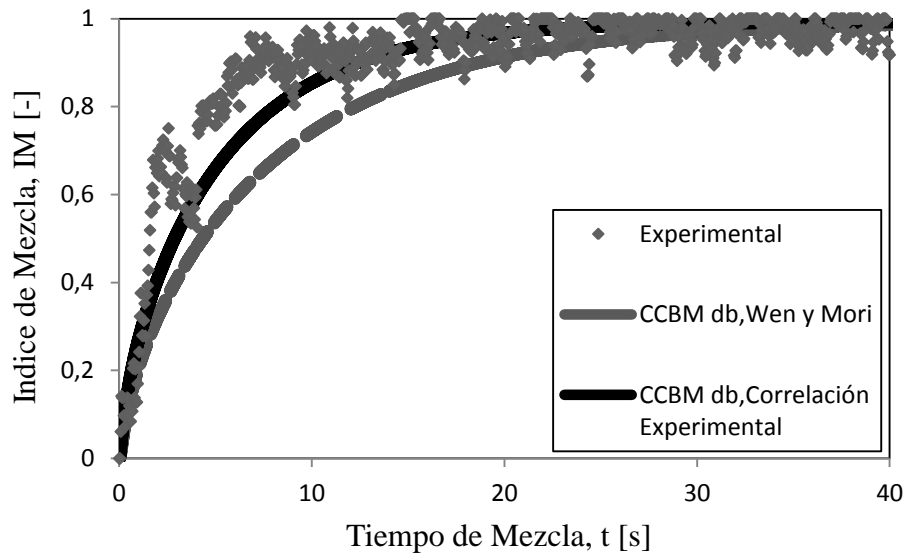


Figura 21. Comparación de la evolución del índice de mezcla modelado y experimental para RLFDZ-DS con ángulo de transición, $\alpha = 60^\circ$ y $u_r = 3.0$ en ambas zonas del lecho. Comparativa entre las predicciones del modelo basado en un $d_{b,Mori-Wen}$ y un $d_{b,RLFDZ-DS}$ (correlación experimental).

Analizando los gráficos obtenidos para diferentes condiciones de operación (ver Anexo L), se observa que el ajuste de los datos experimentales con el modelo teórico es mejor utilizando la correlación de diámetro de burbuja experimental [38] que la correlación de Mori y Wen, con lo que es de especial interés continuar con los estudios que se están llevando a cabo en el CREG para la determinación de correlaciones hidrodinámicas.

IV. 8) LIMITACIONES DEL MODELO.

El modelo teórico de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos desarrollado, sin parámetros ajustables para un reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección se ajusta bastante bien a los datos experimentales analizados, pero tiene algunas limitaciones. Entre ellas se encuentran las enumeradas a continuación.

IV. 8.1) DIFERENTES VELOCIDADES DE GAS EN LA ZONA DE REACCIÓN Y DE REGENERACIÓN.

Los experimentos presentados a lo largo de la Memoria han sido llevados a cabo manteniendo la misma velocidad de gas en las zonas de reacción y regeneración, permitiendo así el uso de una velocidad ascensional de partículas promedio en el modelo CCBM, u_1 , que se cumple para las dos zonas.

Al modificar las velocidades relativas de gas en ambas zonas del lecho, el uso de una velocidad ascensional de partículas u_1 constante en todo el lecho (calculada como promedio de las u_1 en cada zona) supone una simplificación que puede no soportar el ajuste con los datos experimentales. La Figura 22 muestra el ajuste obtenido al considerar una velocidad de gas experimental doble en la zona de abajo ($u_{r,abajo} = 3.0$) que en la de arriba ($u_{r,arriba} = 1.5$) y tratar de ajustar la velocidad ascensional de sólidos del modelo, u_1 , con un valor constante a lo largo de todo el lecho.

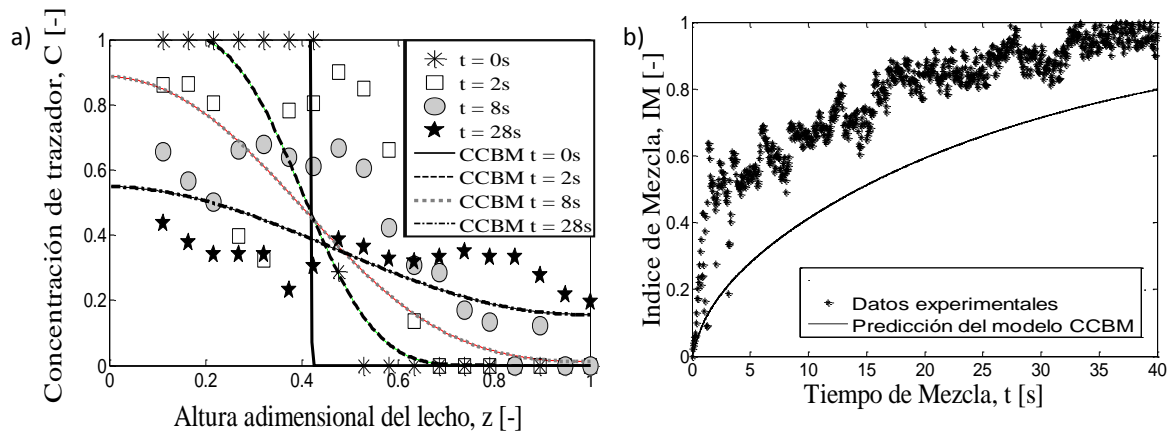


Figura 22. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM $u_{r,abajo} = 3.0$ $u_{r,arriba} = 1.5$, $\alpha = 60^\circ$. a) Perfiles de concentraciones experimentales. b) Índice de mezcla.

En efecto, el ajuste de los datos teóricos frente a los experimentales no es tan bueno como cuando las velocidades de las dos zonas de entrada de gas coinciden. Se puede encontrar mayor información al respecto en el “Anexo M: Diferentes velocidades de gas en las zona de reacción y regeneración”.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE FUTURO

V. 1) CONCLUSIONES.

1. El uso de partículas de trazador fosforescente ha posibilitado el estudio de las propiedades fluidodinámicas de la fase densa en un reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección pseudo-bidimensional siendo la buena circulación de sólidos uno de los factores clave en el rendimiento de un RLFDZ-DS.
2. La velocidad de mezcla, expresada como la variación temporal del “índice de mezcla” está fuertemente relacionada con la velocidad relativa del gas de fluidización en las zonas de reacción y regeneración. La mezcla es tanto mayor y más rápida cuanto mayor es la velocidad reducida.
3. En determinadas condiciones de velocidad de gas, para geometrías de reactor con ángulos de cambio de sección bruscos, se forman zonas defluidizadas a ambos lados del cambio de sección. Estas zonas “muertas” de lecho provocan una disminución del índice de mezcla máximo alcanzable. Trabajando con ángulos de transición suaves, $\alpha \geq 80^\circ$ se evita la aparición de fenómenos de defluidización.
4. La localización óptima del distribuidor de gas secundario es la altura a la cuál comienza el ensanchamiento del lecho. Si se localiza por encima de éste, surgen problemas de mezcla por formación de “slugs”. Dichos “slugs” son tanto mayores y duraderos cuanto mayor es la distancia del distribuidor al comienzo del ensanchamiento.
5. El modelo CCBM sin parámetros ajustables es capaz de predecir la mezcla axial de sólidos en un RLFDZ-DS con velocidades de gas similares entre zonas. El acople de los resultados experimentales con el modelo teórico CCBM proporciona un buen ajuste.
6. El uso de correlaciones hidrodinámicas de diámetro de burbuja como parámetro empírico del modelo CCBM proporciona buenos ajustes de los datos experimentales.

V. 2) PROPUESTAS DE FUTURO.

Como propuestas de futuro para posibles mejoras de los ajustes actuales tratados en el presente proyecto se propone lo siguiente:

V. 2.1) MEJORA DEL MODELO CCBM PARA PREDECIR EL COMPORTAMIENTO DEL RLFDZ CON CAMBIO DE SECCIÓN CUANDO LAS DOS ZONAS DEL LECHO SE FLUIDIZAN CON DISTINTA VELOCIDAD DE GAS.

El modelo CCBM ha sido desarrollado para un RLFDZ con cambio de sección con la misma velocidad de gas en la zona de reacción y regeneración. Se implementó el algoritmo en Matlab utilizando para el desarrollo del modelo una velocidad ascensional de sólidos, u_1 , promedio.

En las grabaciones experimentales con velocidades de gas diferentes en las zonas de reacción y regeneración ($u_{r,abajo} > u_{r,arriba}$), no se ajustan bien los datos experimentales con los teóricos. El índice de mezcla teórico subestima el experimental ya que la velocidad utilizada en el modelo es la media entre las velocidades de las dos zonas.

Una de las mejoras y propuestas de futuro sería la implementación de otro algoritmo del modelo CCBM que prediga el comportamiento del RLFDZ con cambio de sección cuando u_1 no sea constante. Esto implica la imposibilidad de utilizar el modelo de desacoplamiento de variables espacio-tiempo, tal y como se está desarrollando en la actualidad, siendo necesario acudir a un método numérico de resolución. Está previsto implementar un método de Runge-Kutta-Merson de 4° orden para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias resultante del modelo teórico. Habría que tener en cuenta el intercambio de sólidos entre la estela y la emulsión correspondiente al exceso de sólido para hacer cumplir el balance de materia

Además, será necesario modificar el sistema actual de ecuaciones diferenciales para incluir un nuevo término de intercambio de sólidos en exceso entre estela y emulsión. Este término es producto del exceso de sólido generado entre los elementos diferenciales de lecho que se desplazan a distinta velocidad en el modelo teórico, para tener en cuenta la existencia de un segundo distribuidor de gas en un punto intermedio del lecho.

V. 2.2) MEJORA DEL MODELO CCBM PARA PREDECIR EL COMPORTAMIENTO DEL RLFDZ CON CAMBIO DE SECCIÓN CUANDO SE MODIFICA LA ALTURA DEL DISTRIBUIDOR.

Hay que desarrollar un nuevo algoritmo que tenga en cuenta los “slugs” formados cuando se modifica la posición del distribuidor por encima del cambio de sección. Habría que tenerlo en cuenta considerando que los “slugs” formados en los primeros centímetros del lecho son mayores cuanto mayor es la distancia entre la localización del distribuidor secundario y el comienzo del ensanchamiento.

En cualquier caso, la mejora que sería conveniente es la de un algoritmo que permita predecir la formación de “slugs” que son los causantes de la mala circulación y mezcla de sólidos. Evitando la formación de “slugs” se podría modificar la altura del distribuidor sin la formación de “slugs” que se observaba en el apartado IV.1.

NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

C_{∞}	concentración en volumen de trazador en estado estacionario (cm^3/cm^3)
C	concentración en volumen de trazador (cm^3/cm^3)
C_1	concentración en volumen de trazador en la fase ascendente (cm^3/cm^3)
C_2	concentración en volumen de trazador en la fase descendente (cm^3/cm^3)
IM	índice de mezcla
d_p	diámetro de partícula (cm)
D_{abajo}	diámetro del reactor en la zona de regeneración (cm)
D_{arriba}	diámetro del reactor en la zona de reacción (cm)
$d_{b,m}$	diámetro de burbuja medio (cm)
$d_{b,\text{orif}}$	diámetro de burbuja en el orificio (cm)
$d_{b,\text{eq}}$	diámetro de burbuja equivalente (cm)
$d_{b,\text{exp}}$	diámetro de burbuja obtenido con la correlación experimental (cm)
$d_{b,\text{Mori-Wen}}$	diámetro de burbuja obtenido con la correlación de Wen y Mori (cm)
dV	elemento diferencial de volumen de altura dz (cm^3)
f_1	fracción de fase ascendente
f_w	fracción en volumen de estela respecto al volumen de burbuja
g	aceleración de la gravedad (cm^2/s)
h	altura de lecho expandido (cm)
h_{mf}	altura de lecho en estado de mínima fluidización (cm)
z_{solfluid}	altura máxima de lecho en estado fluidizado (cm)
$z_{\text{solinicial}}$	altura de lecho en estado estacionario, lecho fijo (cm)
z_{lumini}	altura de lecho iluminada (cm)
K_w	coeficiente de intercambio de sólidos entre fases circulando a contracorriente (cm^3 intercambiados/s por m^3 de fase ascendente)
RLFDZ-DS	reactor de lecho fluidizado de dos zonas y dos secciones
ΔP	pérdida de presión (Pa)

NOMENCLATURA

T	temperatura en el lecho (°C, K)
t	tiempo (s)
Δt	incremento de tiempo en el cual las fases están intercambiando sólidos en el modelo CCBM para la mezcla axial y lateral (s)
u	velocidad superficial del gas ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_1	velocidad de la fase ascendente de sólidos ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_2	velocidad de la fase descendente de sólidos ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_b	velocidad de burbujas ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_{br}	velocidad de una burbuja individual ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_{gas}	velocidad del gas en las entradas al reactor ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_{mb}	velocidad de mínimo burbujeo ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_{mf}	velocidad de mínima fluidización ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
u_r	velocidad reducida
$u_{r,o}$	velocidad reducida del orificio
u_p	velocidad de partícula ($\text{cm}^3\text{STP}/\text{cm}^2\cdot\text{s}$)
W	peso de sólidos (kg)
z	altura adimensional en el lecho
Δz	incremento de altura del lecho que se desplaza la fase descendente (emulsión) en cada rodaja del modelo CCBM para la mezcla axial.
$u_{r,\text{arriba}}$	velocidad reducida en la zona de reacción
$u_{r,\text{abajo}}$	velocidad reducida en la zona de regeneración
P_{atm}	presión atmosférica (Pa)
I	intensidad (cd)
X	espesor (cm)
I_0	intensidad inicial (cd)
μ	coeficiente de atenuación

NOMENCLATURA

Símbolos griegos

δ	expansión del lecho fluidizado (cm)
α	ángulo de cambio de sección del RLFDZ-CS (°)
β	ángulo de defluidización (°)
ε	porosidad en el lecho
ε_d	porosidad del lecho en estado aflojado
ε_e	porosidad del lecho en estado empaquetado
ε_{mf}	porosidad del lecho en estado de mínima fluidización
μ	viscosidad del gas (kg/cm·s)
ρ_g	densidad del gas (kg/cm ³)
ρ_p	densidad del sólido (kg/cm ³)
ρ_{lecho}	densidad del lecho (kg/cm ³)

NOMENCLATURA

REFERENCIAS

- [1] Herguido, J, Menéndez, M, Santamaría, J, On the use of fluidized bed catalytic reactors where reduction and oxidation zones are present simultaneously, *Catalysis Today*, 100 (2005), 181-189.
- [2] Julián, I, Herguido, J, Menéndez, M, Particle tracking in a two zone fluidized bed reactor (TZFBR). Experimental technique and CCBM model validation, *Proceedings 20th International Congress of Chemical and Process Engineering* , CHISA, Prague (2012).
- [3] Knox, W.R., Montgomery, P.D., Moore. R. N. Production of stilbene ad styrene. Patente EE.UU. 3965206 (1976).
- [4] Hupp, S.S., Swift H.E., Oxidative coupling of toluene to stilbene. *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, 18 (1979) 117-122.
- [5] Menéndez, M, Herguido, J, Téllez, C, Soler, J, Gimeno, M.P, Two zone fluidized bed reactor, (2008) *Spanish Patent Application P200801857*.
- [6] Gimeno, M.P., Wu, Z.T., Soler, J.,Herguido, J.,Li, K.,Menéndez, M.,Combination of a Two-Zone Fluidized Bed Reactor with a Pd hollow fibre membrane for catalytic alkane dehydrogenation, *Chem.Eng.J.*155 (2009) 298-303.
- [7] Soler, J.,Téllez, C., Herguido, J., Menéndez, M., Santamaría, J., Modelling of a two-zone fluidized bed reactor for the oxidative dehydrogenation of n-butane, *Powder Technol.* 120 (2001) 88-96.
- [8] Gascón, J., Téllez, C., Herguido,J., Menéndez, M.. A two zone fluidized bed reactor for catalytic propane dehydrogenation, *Chem. Eng. J.* 106 (2005) 91-96.
- [9] Lobera, M.P., Téllez, C., Herguido, J., Menéndez, M., Propane Dehydrogenation over Pt-Sn-K/ γ - Al₂O₃ Catalyst in a Two-Zone Fluidized Bed Reactor, *Ind. Eng. Chem. Res.* 47 (2008) 9314-9320.
- [10] Gimeno, M.P., Soler, J., Herguido, J., Menéndez, M., Counteracting Catalyst Deactivation in Methane Aromatization with a Two Zone Fluidized Bed Reactor, *Ind. Eng. Chem. Res.* 49 (2010) 996-1000.
- [11] Lim, K.S., Zhu, J.X., Grace, J.R., Hydrodynamics of gas-solid fluidization, *Int. J. Mutiphase Flow* 21 (1995) 141-193.
- [12] Werther, J., Measurement techniques in fluidized beds, *Powder Technol.* 102 (1999) 15-36.

BIBLIOGRAFÍA

- [13] Mori, S., Wen, C.Y., Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds, *AIChE J.* 21 (1975) 109–115.
- [14] Karimipour, S., Pugsley, T.A critical evaluation of literature correlations for predicting bubble size and velocity in gas-solid fluidized beds, *Powder Technol.* 205 (2011) 1-14.
- [15] Geldart, D., Hydrodynamics of bubbling fluidized beds en *Gas Fluidization Technology* (ed. Geldart); John Wiley & Sons (1968).
- [16] Lim, K. S.; Agarwal, P.K.; O’Neil, B.K., Measurement an modeling of bubble parameters in a Two-Dimensional Gas Fluidized bed using image analysis. *Powder Technology*, 60 (2), 159-171 (1990).
- [17] Gwyn, J.E., Moser, J.H., Parker, W.A., A three-phase model for gas-fluidized beds, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* 66 (1970), 19-27.
- [18] Abanades, J.C. , Grasa, G., An extended version of the countercurrent backmixing model suitable for solid mixing in two-dimensional fluidized beds, *Powder Technol.* 120 (2001) 113-119.
- [19] Grasa, G, Abanades, J.C, The use of two different models to describe the axial mixing of solids in fluidized beds, *Chem. Eng. Sci.* 57 (2002) 2791-2798.
- [20] Grasa, G., Abanades, J.C, A Calibration procedure to obtain solid concentrations from digital images of bulk powders, *Powder Technol.* 114 (2001) 125-128.
- [21] Norouzi, H.R., Mostoufi, N., Mansourpour, Z., Soutdeh-Gharebagh, R., Chaouki, J., Characterization of solids mixing patterns in bubbling fluidized beds, *Chem. Eng. Res. Des.* 89 (2011) 817-826.
- [22] Laverman, J.A., Fan, X., Ingram, A., van Sint Annaland, M., Parker, D.J., Seville, J.P.K., Kuipers, J.A.M., Experimental study on the influence of bed material on the sacling of solids circulation patterns in 3D bubbling gas-solid fluidized beds of glass and polyethylene using positron emission particle tracking, *Powder Technol.* 224 (2012), 297-305.
- [23] Mostoufi, N., Chaouki, J., On the axial movement of solids in gas-solid fluidized beds, *Chem. Eng. Res. Des.* 78 (2009) 911-920.
- [24] Mostoufi, N., Chaouki, J., Local solid mixing in gas-solid fluidized beds, *Powder Technol.* 114 (2001) 23-31.
- [25] Cody, G.D., Goldfarb, D.J., Storch, G.V., Norris, A.N., Particle granular temperature in gas fluidized beds, *Powder Technol.* 87 (1996) 211-232.
- [26] Godfroy, L., Larachi, F., Kennedy, G., Grandjean, B., Chaouki, J., On-line flow visualization in multiphase reactors using neural networks, *Appl. Radiation and Isotopes*, 48 (1997) 225-235.

BIBLIOGRAFÍA

- [27] Bellgardt, D., Werther, J., A novel method for the investigation of particle mixing in gas-solid systems, *Powder Technol.* 48 (1986) 173-180.
- [28] Werther, J., Measurement techniques in fluidized beds, *Powder Technol.* 102 (1999) 15-36.
- [29] Julián, I., Gallucci, F., van Sint Annaland, M., Herguido, J., Menéndez, M., Coupled PIV/DIA for fluid dynamic studies on a two-section two-zone fluidized bed reactor, Proceedings 22nd *International Symposium on Chemical Reaction Engineering – ISCRE 22, EFCE, Maastricht* (2012).
- [30] Lakshmanan, C.C.; Potter, O.E., Numerical simulation of the dynamics of solids mixing in fluidized beds. *Chemical Engineering Science*, 45 (2), 519 (1990).
- [31] Rowe, P.N., Partridge, B.A., An X-ray study of bubbles in fluidized beds, *Trans. Inst. Chem. Eng.* 43 (1965) 157-175.
- [32] Kozanoglu, B., Levy, E.K., Wake fractions of small bubbles in gas fluidized beds, *Powder Technol.* 68 (1991) 285-286.
- [33] Basesme, E.A., Levy, E.K., Solids exchange between the bubble wake and the emulsion phase in a two-dimensional gas-fluidized bed, *Powder Technol.* 72 (1992) 45-50.
- [34] Sane, S.U., Haynes, H.W., Agarwal, P.K., An experimental and modeling investigation of gas mixing in bubbling fluidized beds, *Chem. Eng. Sci.* 51 (1996) 1133-1147.
- [35] Hull, A.S., Chen, Z., Agarwal, P.K., Influence of horizontal tube banks on the behavior of bubbling fluidized beds: 2. Mixing of solids, *Powder Technol.* 111 (2000) 192-199.
- [36] Chiba, T., Kobayashi, H., Gas Exchange between the bubble and emulsion phase in fluidized beds, *Chem. Eng. Sci.* 25 (1970) 1375-1385.
- [37] Lim, K.S., Gururajan, V.S., Agarwal, P.K., Mixing of homogeneous solids in bubbling fluidized beds: Theoretical modeling and experimental investigation using digital image analysis, *Chem. Eng. Sci.* 48 (1993) 2251-2265.
- [38] Julián, I., Estudio fluidodinámico de la fase gas de un reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección: Experimentación, modelado matemático y simulación mediante CFD. Trabajo Fin de Máster, Univ Zaragoza. (2012).
- [39] Kannan, C.S., Rao, S.S., Varma, Y.B., A Kinetic Model for Drying of Solids in Batch-Fluidized Beds. *Ind. Eng. Chem. Res.* 33.363 (1964).
- [40] Grasa, G., Abanades, J.C., Modelado Matemático de la Mezcla de Sólidos en Calderas de Combustión de Lecho Fluidizado. Tesis Doctoral. Instituto de Carboquímica (2002).

BIBLIOGRAFÍA

- [41] Girimonte, R., Vivacqua, V., The expansion process of particle beds fluidized in the voids of a packing of coarse spheres. *Dipartimento di Ingegneria Chimica e dei Materiali, Università della Calabria*. (2011).
- [42] Kunii, D. y Levenspiel, O. (1991), *Fluidization Engineering*, 2nd edition; Butterworth-Heinemann: Boston.
- [43] Hupp, S.S y Swift, H.E., Oxidative coupling of toluene to stilbene., *Industrial and Engineering Chemistry Production, Resources and Development*, 18, 1979, Págs. 117-122.
- [44] Callahan, J.L, Hardmaan, H.F y Milberger, E.C., Reactor for contacting gases and a particulate solid. *Patente EE.UU.* 4152393, 1979.
- [45] Broadhurst, T.E., Becker, H.A, Onset of Fluidization and Slugging in Beds of Uniform Particles. *AIChE J.*, 21.238 (1975).
- [46] Kunii, D. y Levenspiel, O. *Fluidization Engineering*. New York: John Wiley & Sons, Inc (1969).
- [47] Kozanoglu, B., Vilchez, J.A., Arnaldos, J., Casal, J, Secado en el Período Antecrítico en un Lecho Fluidizado a Vacío. *Avances en Ingeniería Química, AMIDIQ*, 8.3.126 (1998).
- [48] Kawamura, S., Suezawa, Y., Mechanism of Gas Flow in a Fluidized Bed at Low Pressure. *Kagaku Kogaku*, 25.524 (1961).
- [49] Ross, J, Gauthier, T y Andreux, R., Novel reactor with two fluidized reaction zones with an integrated gas/solid separation system. *Patente EE.UU.* 0213573, 2007.
- [50] Soler, J, López Nieto, J.M, Herguido, J, Menéndez, M y Santamaría, J., Oxidative dehydrogenation of n-butane in a two zone fluidized bed reactor, *Industrial Engineering Chemistry* 38 (1999). Págs. 90-97.
- [51] Callejas, C, Soler, J, Herguido, J, Menéndez, M y Santamaría, J., Catalytic dehydrogenation of n-butane in a fluidized bed reactor with separate coking and regeneration zones, *Studies in Surface Science and Catalytic* 130 (2000). Págs, 2717-2722.
- [52] Rubio, O, Herguido, J, Menéndez, M, Two-zone fluidized bed reactor for simultaneous reaction and catalyst reoxidation: influence of reactor size, *Applied Catal. A*, 272 (2004), 321-327.
- [53] R.Ramos, J.Herguido y M.Menéndez, y J.Santamaría., Oxidation of hydrocarbons in an in situ redox fluidized bed reactor, *Journal of Catalysis* 163 (1996). Págs, 218-221.

BIBLIOGRAFÍA

- [54] Julián, I., Deshidrogenación catalítica de propano en un nuevo reactor multifuncional: Lecho fluidizado de dos zonas (RLFDZ) con membrana permeable al hidrógeno. Proyecto Fin de Carrera. Univ. Zaragoza, 2010.
- [55] Pérez, L. Producción de hidrógeno mediante reacciones de reformado en lecho fluidizado de dos zonas. Tesis Doctoral. I3A. Univ Zaragoza (2012).
- [56] Van Deemter J. J., en *Proceeding of the Int. Symp. on Fluidization*. A.A.H. Drinkerburg ed. Netherland, Amsterdam: University Press.(1967).
- [57] Fitzgeald, T. J., en *Fluidization 2nd edition*. J.F. Davidson y cols. Eds. P. 413, *Academic Press*, New York (1985).
- [58] Toomey R. D.; Johnstone, H. F., Gaseous fluidization of solid particles. *Chemical Engineering Progress*, 48, 220 (1952).
- [59] Davidson, J.F., Symposium on fluidization-Discussion. Transactions of the Institution of Chemical Engineers, vol.39 (1961).
- [60] Davidson, J.F. y Harrison, D., *Fluidized Particles*, Cambridge Univ. Press, New York (1963).
- [61] Clift, R.; Grace, J.R.; Weber, M. E., *Bubbles, Drops and Particles*, *Academic Press*, London (1978).
- [62] Rowe, P.N., Partridge, B.A, *Trans. Instn. Chem, Engng*. 44 T349 (1961).
- [63] Stein, M.; Ding, Y. L.; Seville, J. P. K.; Parker, D. J., Solids motion in bubbling gas fluidized beds. *Chemical Engineering Science*, 55 (22), 5291-5300 (2000).
- [64] Sitnai, O., Solids mixing in a fluidized bed with horizontal tubes. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 20 (3), 533-8 (1981).
- [65] Darton, R. C.; LaNauze, R. D.; Davidson, J. F.; Harrison, D., Bubble growth due to coalescence in fluidized beds. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 43, 157-175 (1977).
- [66] Baeyens, J.; Geldart D., Solids mixing, en *Gas Fluidization Tecnology* (ed. Geldart); John Wiley & Sons: New York (1986).
- [67] Fan, L. T.; Yi-ming, Chen; Lai, F. S., Recent developments in solids mixing. *Powder Technology* 61 (3), 225-287 (1990).
- [68] Cheremisinoff, N. P. Review of experimental methods for studying the hydrodynamics of gas-solid fluidized beds. *Ind. Engng. Chem. Proc. Des. Dev.* 25, 329-351 (1986).
- [69] Upson, P. C.; Pyle, D.L. The behavior of liquid fluidized beds following stepwise changes in flowrate, *Chemical Engineering Science*, 29 (1), 71-75 (1974).

BIBLIOGRAFÍA

- [70] Lim, K. S.; Agarwal, P. K. Bubble velocity in fluidized beds: the effect of non-vertical bubble rise on its measurement using submersible probes and its relationship with bubble size. *Powder Technology*, 69 (3), (1992), 239-248.
- [71] Goldschmidt, M.J.V., Link, J.M., Mellema, S., Kuipers, J.A.M., Digital image analysis measurements of bed expansion and segregation dynamics in dense gas-fluidized beds. *Powder Technol.*, Vol. 138, 135-159 (2003).
- [72] Simons, S. J. R., Imaging Techniques for fluidized bed systems: A review, *Chem. Eng. J.*, Vol. 56, 83-93 (1995).
- [73] Fraguío, M.S, Estudio fluidodinámico de reactores multifásicos mediante técnicas de análisis no invasivas. Tesis Doctoral. Univ Buenos Aires (2010).

ANEXOS

ANEXO A

REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO

La fluidización es la operación mediante la cual partículas sólidas pasan a un estado fluido al suspenderse en una corriente de gas y/o líquido. Este método de contacto posee algunas características especiales, convirtiendo la ingeniería de la fluidización en una herramienta de gran aplicación [39].

A.1) CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS.

Un lecho consiste en una columna formada por partículas sólidas, a través de las cuales pasa un fluido (líquido o gas) el cual puede ser librado de algunas impurezas y sufre una caída de presión. Si el fluido se mueve a velocidades bajas a través del lecho no produce movimiento de las partículas, pero al ir incrementando gradualmente la velocidad llega un punto donde las partículas no permanecen estáticas sino que se levantan y agitan, dicho proceso recibe el nombre de fluidización.

A medida que se incrementa la velocidad del fluido, con lo cual también se aumenta el caudal (si el área se mantiene constante), se pueden distinguir diferentes etapas en el lecho [40]:

1. Lecho Fijo: las partículas permiten el paso tortuoso del fluido sin separarse una de otras, esto hace que la altura del lecho se mantenga constante y por tanto la fracción de vacío en el lecho (porosidad) se mantiene constante. En esta etapa el fluido experimenta la mayor caída de presión del proceso.
2. Lecho prefluidizado: también es conocido como fluidización incipiente o lecho alfojado, y se trata de un estado de transición entre el lecho fijo y el fluidizado. Una de las características que presenta esta etapa es que la velocidad en este punto recibe el nombre de velocidad mínima de fluidización. También se caracteriza porque la porosidad comienza a aumentar [41].
3. Fluidización discontinua: también se conoce como fase densa y es cuando el movimiento de las partículas se hace más turbulento formándose torbellinos.

En este trabajo se estudia un RLFDZ-DS, por eso se va a centrar la explicación en los lechos fluidizados [42].

Un lecho fluidizado es un recipiente cargado con partículas sólidas soportadas sobre un distribuidor, a través del cual se hace pasar un fluido que entra en contacto con dichas partículas [43].

Aunque este fluido puede ser un líquido, en este proyecto se trabaja con un gas. Reciben el nombre de lechos fluidizados porque, debido al tipo de contacto gas-sólido que presentan, poseen algunas características propias de líquidos. Entre estas características se encuentran que la presión entre dos puntos dentro del reactor es

aproximadamente la presión estática entre dichos puntos; que los objetos más ligeros dentro del lecho flotan y que los más pesados se hunden; o que las perturbaciones se propagan a su través como fenómenos ondulatorios [44].

Como se observa en la Figura A.1 se pueden diferenciar distintas etapas dentro de la fluidización en función de la velocidad con la que el gas fluya a través del lecho (Kunii y Levenspiel, 1991) [42].

Si el flujo de gas con el que se trabaja es bajo, el fluido se limita a pasar entre los espacios vacíos entre las partículas y el lecho de sólidos se denomina lecho fijo porque permanece estático [Figura A.1. a].

Con el aumento del flujo de gas, la resistencia que ofrece el lecho al paso del fluido aumenta. Hay un punto en el que la fuerza de fricción entre las partículas y el fluido contrarrestan el peso de los sólidos. En ese punto, la caída de presión a través de cualquier sección del lecho se iguala al peso de las partículas en esa sección. Al lecho se le considera como un lecho fluidizado, y se le denomina en “estado de mínima fluidización” [Figura A.1.b].

A una velocidad de gas ligeramente superior a la velocidad de mínima fluidización, el movimiento de sólidos llega a ser muy fuerte apareciendo en el lecho burbujas de gas. Este estado se denomina “lecho fluidizado burbujeante” [Figura A.1.d].

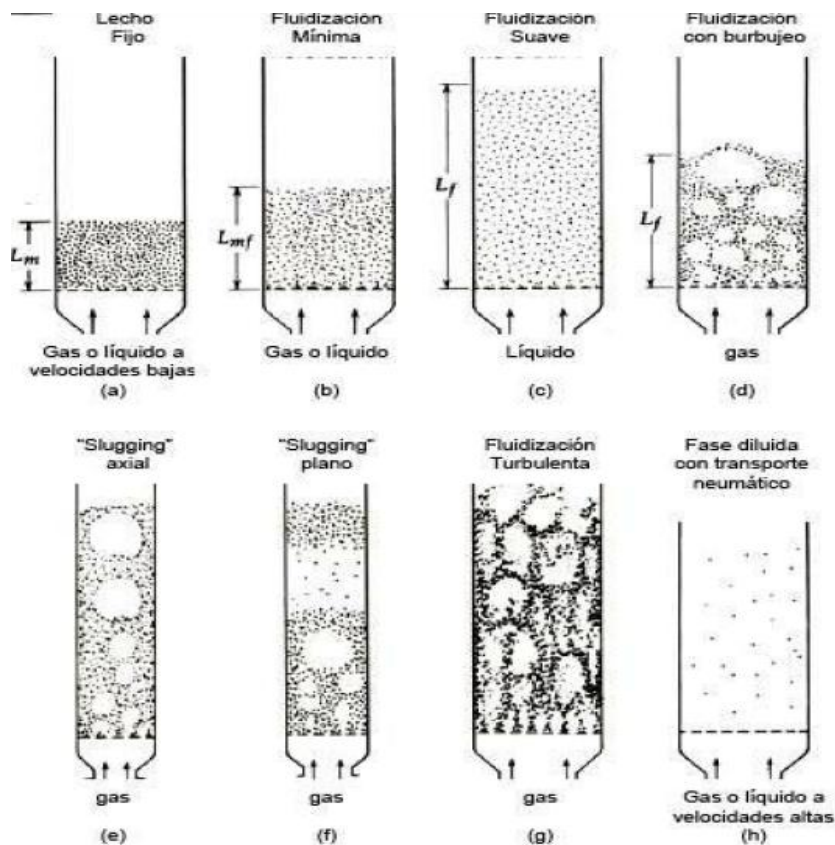


Figura A.1. Comportamiento de los diferentes regímenes de fluidización.

Cuando la distribución axial del tamaño de las burbujas no es uniforme, a causa del fenómeno de coalescencia (o unión entre burbujas), éstas pueden alcanzar tamaños similares al diámetro del lecho. El régimen en el que se forman este tipo de burbujas recibe el nombre de “slugging” y es especialmente importante en lechos muy altos y/o estrechos [Figura 22. e] [45].

A velocidades todavía mayores se genera arrastre de partículas o elutriación dando lugar a lo que se denomina lechos fluidizados turbulentos [Figura 22.g].

El uso de los lechos fluidizados se ha extendido a numerosos campos dentro de la industria y eso se debe a las ventajas que presentan respecto a otro tipo de reactores (Kunii Y Levenspiel, 1969 y 1991) [46, 42]. Entre ellas se encuentran:

- El comportamiento fluido de los sólidos dentro del lecho permite una operación en continuo que puede ser controlada automáticamente.
- La caída de presión a lo largo del reactor es mucho menor que la de un lecho fijo. Esto reduce la energía necesaria de bombeo al interior del mismo.
- El reactor es isotermo .
- Es posible eliminar (o aportar) grandes cantidades de calor producidas (o necesarias) mediante la circulación de sólidos entre dos lechos fluidizados.
- Los coeficientes de transmisión de calor entre el lecho fluidizado y los objetos inmersos en él es alta. Por tanto, los intercambiadores de calor necesitan áreas de transmisión relativamente bajas.

Estas ventajas derivan, en su mayoría, de la gran mezcla de sólidos que se produce en el interior del reactor. Ésta afecta a aspectos como: contacto entre el gas y el sólido, gradientes térmicos entre la zona de reacción y la zona donde se encuentran los intercambiadores de calor, coeficientes de transmisión de calor, etc. [38].

A pesar de las ventajas también hay limitaciones:

- En los lechos fluidizados de partículas pequeñas el flujo de gas presenta grandes desviaciones respecto del flujo pistón.
- La presencia de burbujas hace difícil el escalado a nivel industrial.
- La rápida mezcla de sólidos conduce a una distribución no uniforme de tiempos de residencia en el reactor.
- Los sólidos se pueden romper y pulverizar.
- En reacciones no catalíticas a alta temperatura se pueden producir perfiles de temperatura.

ANEXOS A

A.2) APLICACIONES DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS.

A.2.1) APLICACIONES FÍSICAS.

Las especiales características que aporta a los sólidos el estado fluidizado se aprovechan para el desarrollo de distintas operaciones físicas dentro de la industria. Entre ellas destaca su uso como intercambiadores de calor, debido a la rapidez con la que los sólidos almacenan y transportan el calor en los lechos fluidizados.

Existen distintos tipos de intercambiadores de calor de lecho fluidizado, entre los que se encuentran los que recogen la energía térmica de los sólidos mediante intercambio indirecto de calor con un gas; o los que utilizan este calor para la producción de vapor.

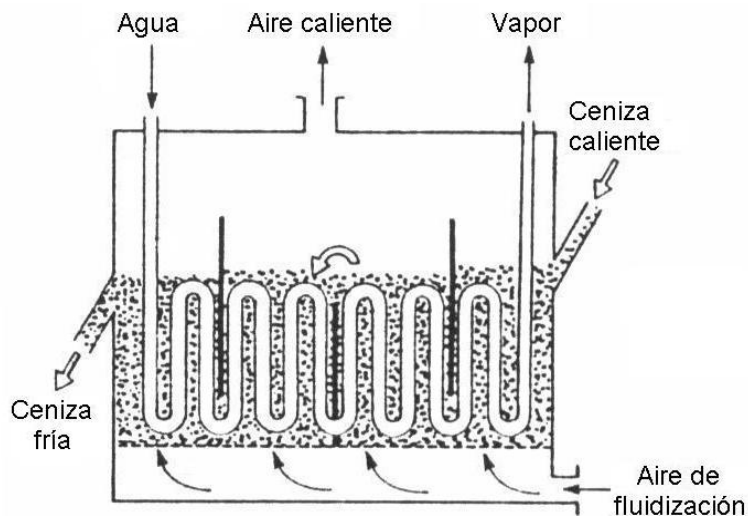


Figura A.2. Intercambiador de calor para la formación de vapor (Kunii y Levenpiel, 1991) [42].

Los lechos fluidizados se utilizan también en procesos de adsorción. Para mejorar los procesos convencionales llevados a cabo en lecho fijos, donde los compuestos son adsorbidos periódicamente sobre carbón activo y después arrastrados con vapor, se han desarrollado procesos en los que se utiliza un lecho fluidizado para la adsorción en multietapas.

Otra de las principales aplicaciones físicas de los lechos fluidizados es el secado de sólidos [47]. Se utilizan por su gran eficiencia térmica y su facilidad de operación [Figura A.3].

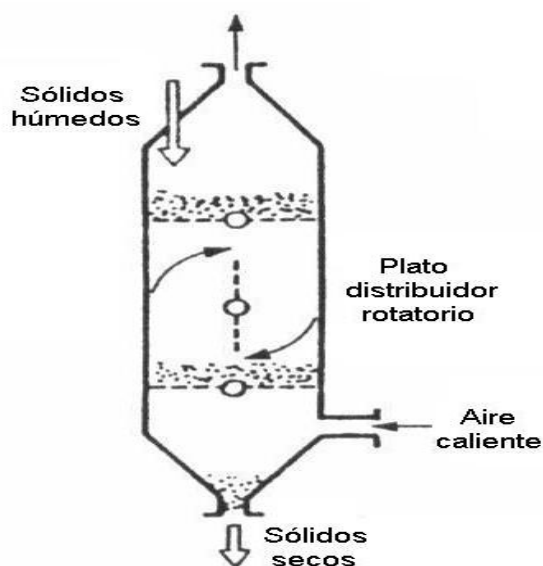


Figura A.3. Secadero industrial de lecho fluidizado en una sola etapa, Kunii y Levenspiel.

A.2.2) APLICACIONES QUÍMICAS.

Una de las principales ventajas de los lechos fluidizados como reactores químicos es el fácil control de temperatura que ofrecen. La rápida circulación de sólidos en el lecho hace que el calor se distribuya de una forma más eficiente que en otro tipo de contactores gas-sólidos como pueden ser los lechos fijos.

APLICACIONES EN LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA

La mayoría de las aplicaciones en la industria petroquímica se refieren a los procesos de “craqueo” térmico o catalítico, que convierten hidrocarburos en moléculas de menor tamaño. El principio es la interconexión de todos los lechos. En uno de ellos se produce la reacción principal de craqueo, junto con la deposición de coque sobre los sólidos en el lecho.

En el caso de los FCC, el punto clave consiste en realizar el aporte de calor necesario mediante la regeneración del catalizador empleado en el proceso. Después de un determinado tiempo de residencia, las partículas son transportadas al regenerador, donde se quema el carbón que se ha depositado sobre ellas. Tras unos minutos, estas partículas vuelven al reactor principal. En la Figura A.4 se ve un ejemplo de lechos interconexionados.

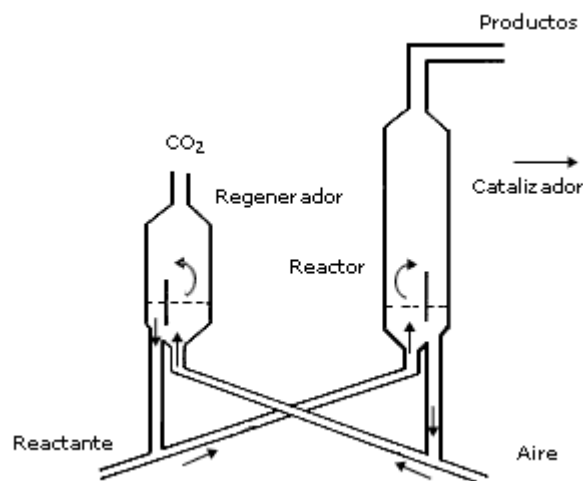


Figura A.4: Esquema de un reactor de lecho fluidizado para el craqueo catalítico de petróleo (FCC).

APLICACIONES EN LA INDUSTRIA ENERGÉTICA

Las centrales térmicas son las mayores productoras de energía eléctrica dentro de la Unión Europea, por delante de la energía nuclear, hidráulica y renovable.

El gran uso de los lechos fluidizados en las aplicaciones energéticas deriva de las ventajas que presenta frente a otras tecnologías. Por ejemplo, la utilización de lechos fluidizados disminuye las emisiones de SO_2 [48].

La gran ventaja de los lechos fluidizados radica en la capacidad de procesar un amplio rango de combustibles por lo que suelen ser la opción más atractiva para estos procesos de co-combustión. Otra vía importante de reducción de CO_2 se consigue con el incremento de la eficacia en el uso de carbón.

Las tecnologías actuales de combustión de carbón se basan en las calderas de combustión de carbón pulverizado, los ciclos combinados en los que los lechos fluidizados pueden ser el reactor elegido para la gasificación previa del combustible y sistemas de co-combustión en los que se mezclan combustibles de distinto tipo.

En el presente trabajo se estudia un reactor de lecho fluidizado de dos zonas, con lo que se procede a su explicación:

A.3) REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO DE DOS ZONAS.

En el año 1979 se desarrolló, por primera vez, un reactor de lecho fluidizado en el cual se distinguían una zona oxidante y otra reductora en el cual existía transferencia de sólidos entre ambas [43].

Dicho sistema se quedó en un mero prototipo ya que no llegó a ser utilizado experimentalmente. Fue en ese mismo año cuando Callahan [44] presentó una solicitud de patente al describir un sistema en el cual se llevaba a cabo la reacción y la regeneración de tal forma que el sólido se podía transferir de una zona a otra sin mezcla de gases entre ambas zonas.

Ya en 2007, Ross [49] presentó otra solicitud de patente al describir un reactor de dos zonas de diferente sección en el cual el objetivo era poder cambiar el tiempo de residencia del sólido entre ambas zonas.

En el marco de investigación del presente proyecto, el grupo de investigación CREG de la Universidad de Zaragoza se ha centrado en la investigación de reacciones catalíticas heterogéneas limitadas por una rápida desactivación catalítica [50, 51, 52, 8, 53] como son la deshidrogenación de alcanos y el reformado oxidativo desarrollando dos sistemas capaces de generar diferentes atmósferas dentro del mismo lecho que posibiliten el trabajo en continuo en los diferentes procesos: el “reactor de lecho fluidizado de dos zonas” (RLFDZ) y el reactor de lecho fluidizado con circulación interna (RLFCI) [Figura A.5].

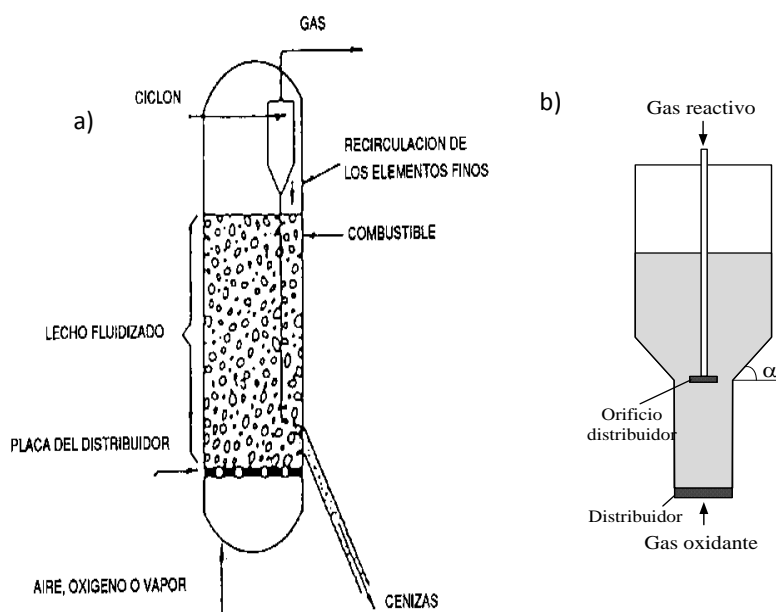


Figura A.5. a) Reactor de lecho fluidizado circulante. b) Reactor de lecho fluidizado de dos zonas.

Es en el año 2008 cuando el CREG consiguió la patente del “reactor de lecho fluidizado de dos zonas” [5], que se caracteriza por trabajar con diferentes atmósferas, oxidante y reductora, dentro de un mismo espacio físico.

En el RLFDZ existen dos puntos diferentes de alimentación: uno por la parte inferior y otro por la zona intermedia del lecho, lo que le permite trabajar en un mismo sistema con dos atmósferas reactivas diferentes. El reactante es alimentado por un punto intermedio, de manera que la reacción de interés se produce en la zona superior del lecho o “zona de reacción”, por encima de esta alimentación. Por la parte inferior o “zona de regeneración” se alimenta un agente oxidante (oxígeno diluido) con el fin de quemar el coque formado sobre la superficie de las partículas de catalizador provenientes de la zona de reacción, que produce su desactivación.

La integración de procesos en un mismo lecho fluidizado, con intercambio continuo de sólidos entre las fases reactiva y regenerativa, posibilita el trabajar en continuo sin pérdida de actividad. Este hecho resulta de especial importancia en procesos industriales en los que intervienen reacciones catalíticas heterogéneas que padecen problemas de desactivación de catalizador por deposición de coque o por saturación del adsorbente.

La principal ventaja del RLFDZ, respecto al uso de un reactor de lecho fluidizado convencional, es la posibilidad de trabajar en continuo evitando las paradas (“tiempos muertos”) relativos a la regeneración del catalizador.

A.4) LÍNEA INVESTIGADORA DEL CREG EN REACTORES DE DOS ZONAS (RLFDZ).

El Reactor de Lecho Fluidizado de Dos Zonas (RLFDZ) ha sido utilizado con éxito en el estudio de reacciones catalíticas heterogéneas de uso común en la industria química. A continuación se detalla la línea de investigación seguida por el CREG:

En sus inicios, el RLFDZ se empleó para llevar a cabo una oxidación catalítica selectiva (acoplamiento oxidativo de metano) puesto que los métodos habituales de operación eran incapaces de controlar el estado de oxidación del catalizador, provocando una pérdida de selectividad al producto deseado. Para ello se emplearon catalizadores tipo redox, posibilitándose la separación de zonas con diferente estado de oxidación en el RLFDZ. Así, en una de ellas se produce la reacción de oxidación selectiva, mientras que en la otra se re-oxida el catalizador para dejarlo en su forma reactiva. De esta forma se consigue controlar el estado de oxidación del catalizador y, por lo tanto, incrementar la selectividad al producto deseado.

Posteriormente, quedó demostrado como la selectividad a olefinas (butadieno) se incrementaba al usar el RLFDZ para la reacción redox de deshidrogenación oxidativa de n-butano sobre catalizadores de VMgO [50].

Otra aplicación que se le dio al RLFDZ fue en las reacciones de deshidrogenación de alcanos, más concretamente la de n-butano [51] y propano [8] empleando catalizadores de $\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$. En estas reacciones la formación de coque provocaba la desactivación del catalizador, pero el uso del RLFDZ permitía la la regeneración en continuo. En la superior se producía la reacción de deshidrogenación (coquización), mientras que en la inferior se regeneraba el catalizador añadiendo oxígeno diluido que quemaba por combustión la materia carbonosa que hacía perder reactividad al catalizador.

Para estas reacciones se emplearon reactores de cuarzo de sección constante (3 cm de diámetro). Con el objetivo de comprobar la influencia del tamaño del reactor sobre los procesos catalíticos, se realizó un escalado a planta piloto diseñando reactores de mayor tamaño (6 y 10 cm de diámetro). En ellos quedó comprobado como los resultados obtenidos eran similares a los observados a menor escala [52]. Además, también se recuperó el estudio de oxidación parcial del n-butano [8] comprobando que el paso a una mayor escala conducía a los mismos resultados que los registrados con anterioridad.

Más tarde se ideó el RLFDZ con cambio de sección entre las zonas de regeneración y reacción. Esta disposición permitía trabajar con diferentes velocidades reducidas en cada zona posibilitando un mayor control del proceso. El hecho de tener una menor sección en la zona de regeneración permitía introducir un menor caudal de agente oxidante diluido, por lo que el caudal total que debía atravesar la zona superior (reacción) era menor, alcanzándose unos mayores tiempos de residencia, y por lo tanto, mayores conversiones en los procesos. Bajo este sistema se estudió la deshidrogenación de alcanos [6], observando una mejora global del proceso en comparación con estudios anteriores.

Actualmente, la investigación del CREG en este campo se está centrando en procesos de aromatización de metano para la obtención de benceno, tolueno y xileno, así como en procesos de reformado oxidativo de etanol y de glicerol. Además también se están usando estos reactores tanto para el estudio fluidodinámico de la fase densa (el presente proyecto) como para el estudio hidrodinámico de burbujeo en un trabajo paralelo [38].

Ampliando el campo de investigación del CREG, se han estudiado sistemas multifuncionales de otras universidades y centros de investigación donde destaca la incorporación de membranas permeoselectivas en procesos llevados a cabo en lechos fluidizados, los cuales han provocado, bien por una distribución selectiva de reactivo o por la retirada selectiva de un producto de la reacción, un aumento del rendimiento de los procesos llevados a cabo. Bajos este conocimiento, el CREG decidió implantar ya en 2005 la tecnología de las membranas en el RLFDZ para la deshidrogenación de propano [6,54]. Con estos estudios se logró comprender el funcionamiento del proceso asentándose las bases para el presente proyecto al realizar cambios en el planteamiento inicial. De esta forma se deseaba obtener un incremento en el rendimiento global del

ANEXOS A

proceso, el cual llevaba asociado un aumento en la formación de coque, efecto mitigado con el uso del reactor de dos zonas. Así se lograría aunar la principal ventaja que aportan las membranas permeoselectivas al proceso (desplazamiento del equilibrio de reacción hacia la formación del producto de interés) al trabajar con el RLFDZ, el cual aportaría su principal ventaja, el poder trabajar en continuo al regenerar el catalizador en la zona inferior del sistema.

La Figura A.6 muestra un diagrama con la evolución histórica de los estudios que ha ido realizando el grupo de Ingeniería de Reactores del CREG hasta la fecha. En él se pueden observar las diferentes modificaciones y mejoras realizadas a los RLFDZ con el transcurso del tiempo.

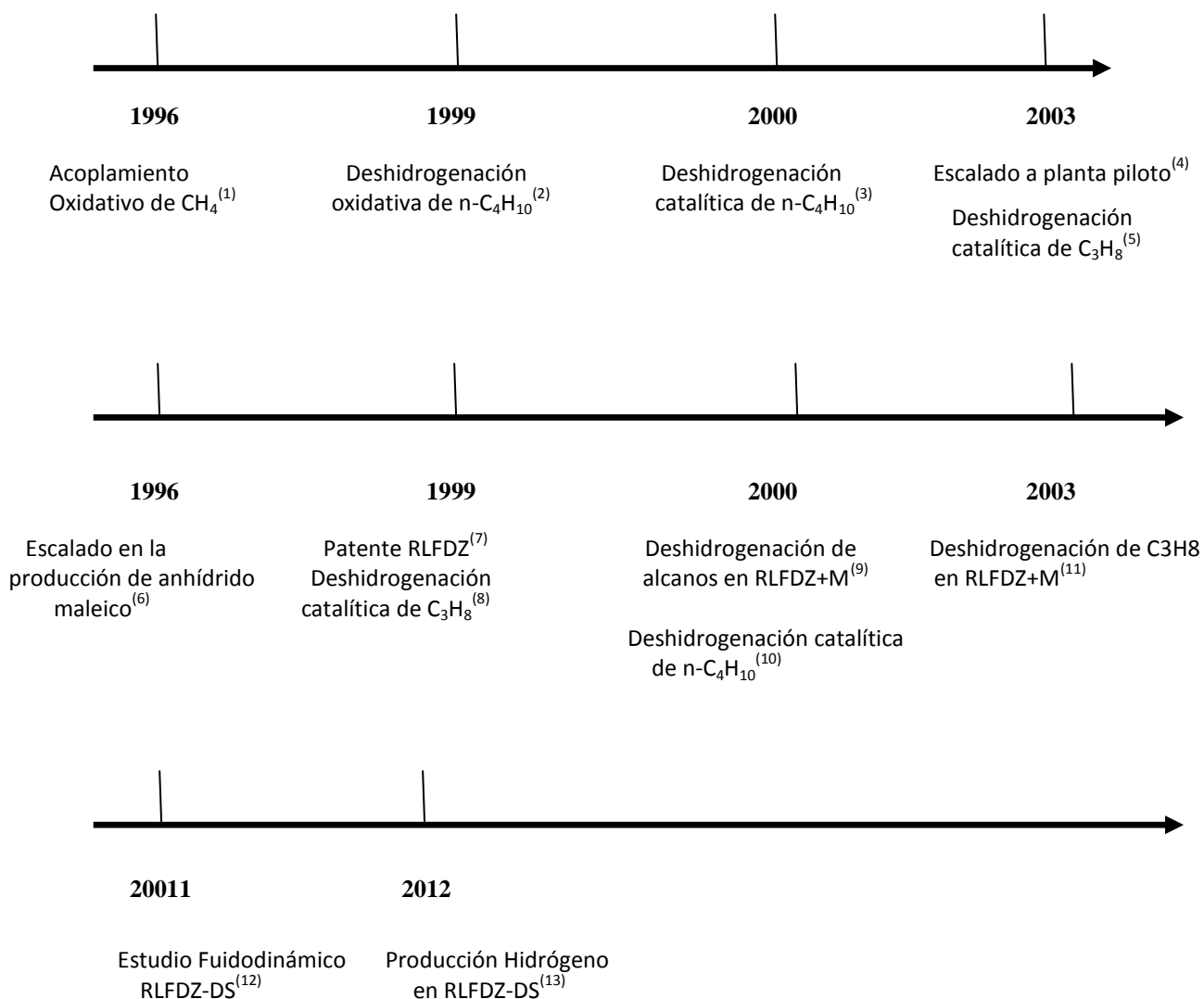


Figura A.6. Líneas de investigación del CREG.

- (1) R.Ramos, J.Herguido, M.Menéndez y J.Santamaría. [53]
- (2) J.Soler, J.N.López Nieto, J.Herguido, M.Menéndez y J.Santamaría. [50]
- (3) C.Callejas, J.Soler, J.Herguido, M.Menéndez y J.Santamaría. [51]
- (4) O.Rubio, J.Herguido y M.Menéndez.[52]
- (5) J.Gascón, C.Téllez, J.Herguido y M.Menéndez.[8]
- (6) J.Gascón, C.Téllez, J.Herguido y M.Menéndez.[8]
- (7) M.Menéndez, J.Herguido, C.Téllez, J.Soler y M.P.Gimeno.[5]
- (8) M.P.Lobera, C.Téllez, J.Herguido y M.Menéndez.[9]
- (9) M.P.Gimeno, Z.T.Wu, J.Soler, J.Herguido, K.Li y M.Menéndez.[6]
- (10) M.P.Lobera, C.Téllez, J.Herguido y M.Menéndez.[9]
- (11) I.Julián.[54]
- (12) I.Julián.[38]
- (13) L.Pérez. [55]

ANEXO B

MEZCLA DE SÓLIDOS EN LECHOS FLUIDIZADOS

Los primeros trabajos sobre lechos fluidizados ya estudiaban las variables que afectan al movimiento de sólidos, siendo la más importante la velocidad de gas aunque no por ello la única. También se encuentran presentes la forma, densidad y distribución de tamaños de los sólidos, factores geométricos del reactor, etc.

Según van Deemter (1967) [56], las primeras unidades se diseñaban suponiendo mezcla perfecta e instantánea para los sólidos alimentados al lecho.

En las últimas décadas se ha estudiado el comportamiento de los lechos de partículas más gruesas. Fitzgerald (1985) [57] y Kunii y Levenspiel (1991) [42] hacen una revisión sobre la mezcla de sólidos en estos sistemas de partículas gruesas.

Uno de los aspectos más importantes en los lechos fluidizados son las burbujas que se forman en los lechos ya que son las causantes de la circulación y de la mezcla de partículas en los lechos fluidizados.

B.1) BURBUJAS EN LECHOS FLUIDIZADOS.

En los primeros estudios que se realizaron sobre lechos fluidizados diversos autores proponen teorías para explicar el origen y la formación de burbujas en el lecho.

Una de las primeras teorías ha sido la denominada “Teoría de las dos fases” propuesta por Toomey y Johnstone (1952) [58]. Esta teoría se basa en la suposición de que el gas por exceso de la mínima fluidización ($u_{\text{gas}} - u_{\text{mf}}$) pasa a través de la emulsión de sólidos en forma de burbujas mientras que los sólidos se mantienen en condiciones de mínima fluidización.

El caudal de gas en burbujas no coincide con el exceso de gas sobre el de mínima fluidización, por eso esta simplificación está demasiado alejada de la realidad. Aunque Kunii y Levenspiel (1969) [46] utilizan ($u_{\text{gas}} - u_{\text{mf}}$) para el cálculo de u_b , en este estudio se va a trabajar con ($u_{\text{gas}} - u_{\text{mb}}$). Además la fase emulsión no se encuentra en condiciones de mínima fluidización y no es una fase estática sino que genera corrientes inducidas por el movimiento de las burbujas (Kunii y Levenspiel 1991) [42].

El primer modelo sobre el movimiento de las burbujas en lechos fluidizados fue propuesto por Davidson (1961) [59] (ver Figura 26) y más tarde desarrollado por Davidson y Harrison (1963) [60]. Según estos autores, la velocidad media de burbujas

ANEXOS B

en un lecho fluidizado burbujeante se define en función de la velocidad ascensional de una burbuja aislada según la ecuación 13.

$$u_b = (u - u_{mf}) + u_{br} \quad (\text{Ec.E.1})$$

Donde u_{br} es la velocidad de ascensión de una burbuja aislada.

$$u_{br} = K \cdot \sqrt{g \cdot d_b} \quad (\text{Ec.E.2})$$

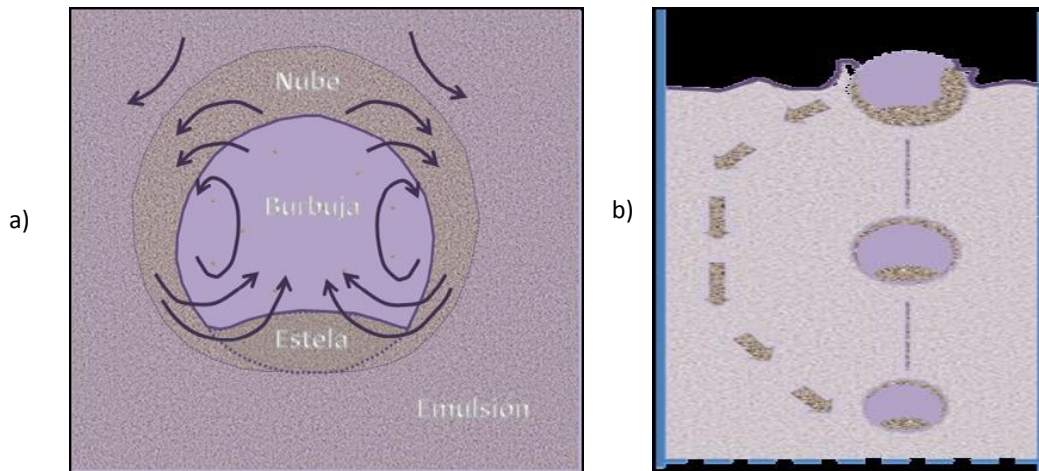


Figura E.1: Representación del modelo de Davidson. a) Circulación del sólido en el entorno de una burbuja de gas. b) Recirculación axial de sólido en un lecho fluidizado

Hay que tener en cuenta que en la fluidización ocurre, a veces, el fenómeno de “slug”. Se considera que un lecho fluidizado está en régimen de “slug” cuando el diámetro de burbuja alcanza una relación d_b/D_{lecho} mayor de 0.6 [61].

Dependiendo del tipo de partículas que se están fluidizando existen diferentes tipos de “slugs” [Figura E.2].

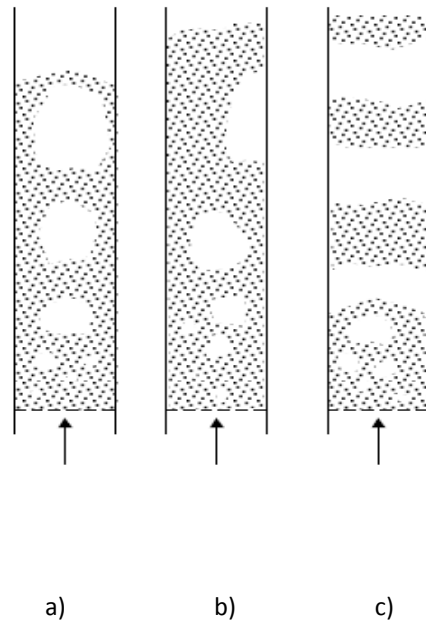


Figura E.2. Diferentes tipos de slugs.

- a) Glóbulos asimétricos: Fluidización tipo A de la clasificación de Geldart.
- b) Glóbulos de pared: Se forman cuando a altas velocidades de gas se rompen los glóbulos.
- c) Glóbulos de alta densidad: Fluidización de partículas grandes de elevada densidad.

Este fenómeno junto con el de las canalizaciones suelen originarse en los reactores de laboratorio, y es necesario tener en cuenta que el no realizar una descripción realista de la hidrodinámica puede llevar a modelizaciones que conducen al fracaso en el proceso de escalado. La canalización del gas en forma de burbujas provoca que la conversión del lecho fluidizado catalítico tenga valores inferiores a las de flujo en pistón e incluso inferiores a las de mezcla perfecta.

Cuando ocurre un “slug” en un experimento de fluidización, se produce una rotura del lecho que provoca una caída en el índice de mezcla. Parte de las partículas que se encuentran en la parte de abajo del reactor suben por una fuerte entrada de gas a la parte de arriba sin haberse mezclado previamente con las partículas del lecho, con lo que no se produce mezcla completa y la mezcla es menor que si no se formaran “slugs”.

B.2) CORRIENTES DE CIRCULACIÓN DE SÓLIDOS EN LECHOS FLUIDIZADOS.

Uno de los pioneros dentro de los estudios sobre movimiento de sólidos llevados a cabo en lechos fluidizados fueron Rowe y Partridge (1962,1965) [62,31]. En estos trabajos se inyectaron burbujas aisladas en lechos pseudo-bidimensionales que eran fotografiadas mientras atravesaban capas de sólidos coloreados y otras sin colorear.

Estos estudios demostraron que, en un caso ideal, las partículas ascienden en la estela de la burbuja y en la cola de la burbuja. Los sólidos ascienden en las zonas donde hay burbujas y descienden por las zonas libres de las mismas.

Según Rowe y Partridge [31] las burbujas ascienden por el centro del reactor, los sólidos descienden principalmente por las paredes. Una vez establecida, esta circulación tiende a mantener el movimiento de las burbujas hacia el centro del reactor [63].

En estudios recientes [64] se han llevado a cabo experimentos en lechos fluidizados con sólidos tipo B (según la clasificación de los sólidos de Geldart) [15], mediante técnicas de emisión de positrones (PEPT) que permiten apreciar las corrientes de circulación de sólidos. Los sólidos ascienden principalmente por la zona central del reactor y descienden cerca de las paredes, excepto en la zona cercana al distribuidor donde se observa un movimiento ascendente y descendente de los sólidos.

Cuando se compararon las velocidades de ascensión de los sólidos con las velocidades de burbuja propuestas por Darton y cols (1977) [65] y Davidson y Harrison (1963) [60], se encontró que existía una relación aproximada de entre la velocidad promedio de ascenso de sólidos y la de las burbujas de 0.5, independientemente del exceso de gas por encima de la mínima fluidización. Se concluyó que la discrepancia en velocidades se debe a que la fracción de partículas que se encuentra en la estela de la burbuja viaja a la misma velocidad a la que asciende la burbuja, mientras que las partículas arrastradas en la cola viajan a una velocidad menor.

Este fenómeno se observó anteriormente por Baeyens y Geldart (1973) [66], mediante análisis de regímenes de fluidización en lechos pseudo-bidimensionales grabados en vídeo. Se estimó que las partículas arrastradas en la cola de la burbuja viajan a una velocidad en torno al 38% de la velocidad de burbuja. En ese momento la velocidad de las partículas se reduce hasta la velocidad que lleva dicha cola.

Hasta ahora se ha hablado de las burbujas como las responsables de la mezcla axial de sólidos, pero también hay que considerar la mezcla lateral de sólidos. El mecanismo de la mezcla horizontal o lateral se puede observar claramente en la zona de ruptura de las burbujas en la superficie del lecho y el mismo fenómeno ocurre en el interior del lecho, aunque es más difícil apreciarlo [67].

ANEXO C

OBTENCIÓN DE CORRELACIONES HIDRODINÁMICAS MEDIANTE GRABACIONES DE BURBUJEO.

En el siguiente Anexo se va a describir el procedimiento experimental para llevar a cabo las grabaciones de burbujeo en diferentes condiciones de operación.

A partir de los videos, se van a detectar las burbujas mediante un análisis digital de imágenes en Matlab, que permite el almacenamiento de las propiedades de las burbujas (d_b , z , etc) para poder establecer las correlaciones hidrodinámicas.

Para poder establecer correlaciones empíricas entre el tamaño de burbuja y su posición en el lecho, relacionada con las condiciones de operación y la geometría del reactor, se va a llevar a cabo un estudio estadístico.

Se han realizado grabaciones a distintas velocidades reducidas en la entrada de gas de la zona de reacción y de la zona de regeneración, en un rango comprendido entre 1.5-3.0, en un RLFDZ con cambio de sección para un catalizador sólido de Eu-Dy 100-320 μm .

Los reactores, junto con el catalizador sólido se han introducido en la caja negra del equipo experimental, donde se han colocado unos fluorescentes que iluminan el reactor desde la parte trasera. Para conseguir una iluminación homogénea en todo el lecho se coloca un folio en blanco pegado en la cara del reactor donde incide la luz, de forma que esta no incida en el lecho.

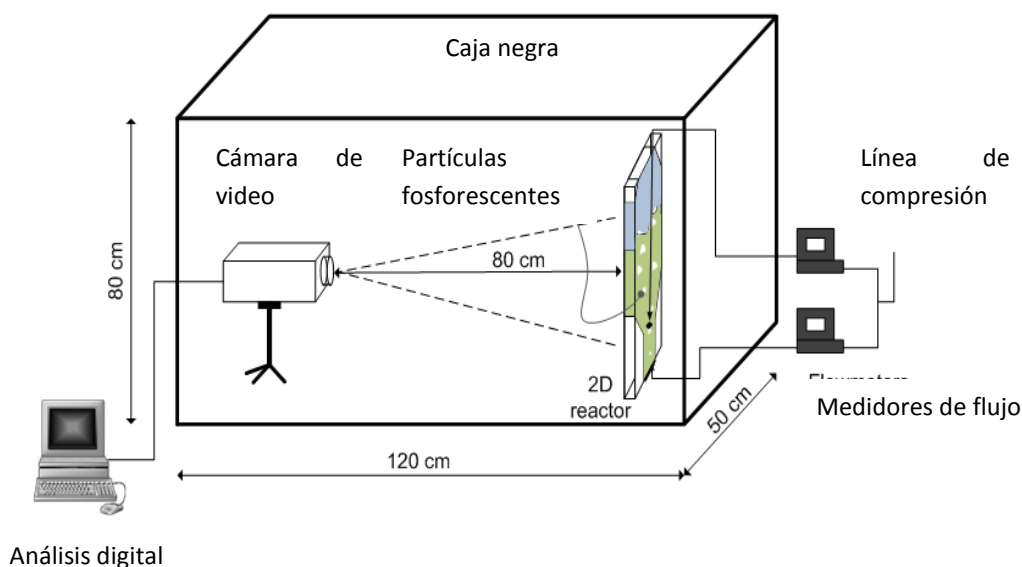


Figura C.1. Esquema de la instalación experimental.

Las grabaciones han sido analizadas con el programa Matlab 2010[®]. Se han procesado las imágenes con una técnica de análisis y digital de imágenes (DIA). Para distintos tiempos se han representado dichos fotogramas en escala de grises, con sus correspondientes imágenes binarias (en blanco y negro), una vez establecido valor umbral de intensidad de luz (threshold) determinado.

El valor umbral (threshold), es el valor de intensidad, en la gama de colores de la escala de grises (0-255), a partir del cual los píxeles de la imagen con un valor de intensidad inferior dicho umbral se transforman en negros y los píxeles con una intensidad superior, en blancos. Las burbujas de gas son, pues, detectadas como objetos blancos en las imágenes binarias. A un valor umbral mayor, la detección de burbujas será mayor. Que la iluminación sea homogénea es muy importante para que la imagen binaria capte bien los contornos de las burbujas en cualquier zona del lecho. La diferencia en la captación de burbujas en función del umbral se observa en la Figura C.2.

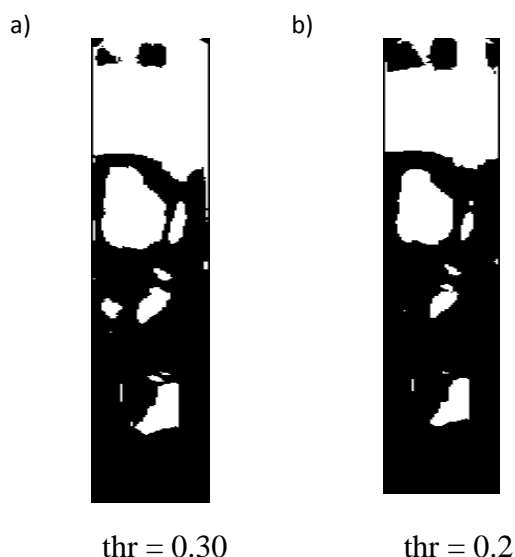


Figura C.2. Fotogramas de burbujeo con distinto valor umbral.a) thr = 0.3.b) thr = 0.2.

Con el algoritmo implementado Determinaumbral [Función 1] se ha modificado el valor threshold, hasta que las burbujas detectadas en las imágenes en blanco y negro han sido las mismas que las que apreciadas visualmente en los correspondientes fotogramas en escala de grises.

Hay que tener especial cuidado en la determinación del valor umbral, ya que de él dependerá el análisis posterior de las burbujas y sus parámetros correspondientes.

Cuanto mayor es el umbral (threshold) menos píxeles están por debajo de su valor con lo que menos blancos aparecen en la imagen binaria.

Cuando la luz atraviesa el lecho es que hay una burbuja en esa posición. Si no lo atraviesa es porque hay emulsión, y si lo atraviesa ligeramente es que el lecho es muy

poroso en esa región, pero eso no quiere decir que se haya formado una burbuja en ese punto. Por eso es importante el valor del umbral, porque en lechos porosos, a valores bajos de threshold detectaría una burbuja si la luz atraviesa ligeramente el lecho aunque no la haya.

Una vez fijado el valor umbral con el algoritmo Determinaumbral.m [Función 1] se procede al análisis del vídeo de burbujeo con algoritmo Determinapropiedades.m [Función 2], a partir del cual se determina el diámetro equivalente de burbuja para cada centímetro de lecho, habiendo transformado previamente los píxeles de la imagen en centímetros. El diámetro equivalente de burbuja es un objeto cuya sección es igual al área del objeto encontrado en la imagen del fotograma. Su definición viene dada por la ecuación Ec.C.1.

$$d_{b,eq} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{objeto}}{\pi}} \quad (\text{Ec.C.1})$$

Estos valores son representados en una gráfica en la que se muestra también el valor promedio del diámetro equivalente de las burbujas y su desviación típica para cada centímetro del reactor.

Las funciones implementadas en Matlab y empleadas para la obtención de tamaño de burbuja en función de la posición del lecho se muestran a continuación:

Función 1: Determinaumbral

```
function [M] = Determinaumbral(nombrevideo, thr)

% Esta función determina el valor umbral (threshold) que permite la
% mejor detección de las burbujas que se encuentran en el lecho a partir
% de distintas imágenes de burbujeo y sus respectivas binarias.

close all
clc
addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Videos Burbujeo'));
fpat='C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\R';
nombre=char(nombrevideo);
Obj=mmreader(nombre);
maxburb=100;
coord=[196,0,90,640]; %Se introducen las coordenadas de posición del
lecho en la imagen (píxeles)
```

ANEXOS C

```
dbaux=zeros(1,1);
zaux=zeros(1,1); % Se inicializan dos vectores con ceros
for i=1:800

I=imrotate(read(Obj,i),270);
Imagen=imcrop(I,coord); %Se rota y se recorta la imagen

I=rgb2gray(Imagen);
Ibw=im2bw(I,0.2695);
Ib_sp=bwareaopen(Ibw,16);
squaremoval=strel('square',4); %Elimina los objetos de area menor que
4 ya que se supone que no son burbuja

Imaux=imopen(Ib_sp,squaremoval);

% A partir de aquí se procede a la eliminación del freeboard
cc=bwconncomp(Imaux,4);
burbddata=regionprops(cc,'Basic');
npix=cellfun(@numel,cc.PixelIdxList);
[~,idx]=max(npix);
yfb=[burbddata(:).Centroid];
yfb=reshape(yfb,2,numel(yfb)/2);
yfbref=burbddata(idx).Centroid;
yfbmin=min(yfb(2,:));
if yfbref(2)==yfbmin
    Imaux(cc.PixelIdxList{idx})=0;
else
    Imaux(cc.PixelIdxList{1})=0;
end
if i==100
    imshow(Imaux);
    figure,
    imshow(Imagen);
    figure,
elseif i==200
    imshow(Imaux);
    figure,
    imshow(Imagen);
    figure,
elseif i==300
    imshow(Imaux);
    figure,
    imshow(Imagen);
    figure,
end

%La imagen Imaux es en blanco y negro con las burbujas en blanco. No
tiene freeboard.

end
```

Función 2: Determinapropiedades

```
function [ Paux ] = Determinapropiedades( nombreexcel,thr )

%Esta función muestra la gráfica que establece la relación entre el
diámetro de burbuja y la altura de reactor.
```

ANEXOS C

```
close all
clc
addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Videos Burbujeo'));
addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB'));
fpat='C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Resultados Videos Burbujeo';
nombre=char(nombreeexcel);

maxburb=100;
Xi=199;
Yi=0;
Anch=90;
Alt=640;
coord=[Xi,Yi,Anch,Alt];

dbaux=zeros(1,1);
zaux=zeros(1,1); % Se inicializan los dos vectores con ceros
[datos,vnomb]=xlsread(nombre,'Hojal','A1:A8');
Paux=[];

for a=1:4

    ap=char(vnomb(a));
    Obj=mmreader(ap);

        for i=1:800

            I=imrotate(read(Obj,i),270);
            Imagen=imcrop(I,coord);

%La imagen se rota y se recorta

            I=rgb2gray(Imagen);
            Ibw=im2bw(I,0.2695);
            Ib_sp=bwareaopen(Ibw,16);
            squaremoval=strel('square',6);
            Imaux=imopen(Ib_sp,squaremoval);
            cc=bwconncomp(Imaux,4);
            burbdata=regionprops(cc,'Basic');
            npix=cellfun(@numel,cc.PixelIdxList);
            [~,idx]=max(npix);
            yfb=[burbdata(:).Centroid];
            yfb=reshape(yfb,2,numel(yfb)/2);
            yfbref=burbdata(idx).Centroid;
            yfbmin=min(yfb(2,:));
            if yfbref(2)==yfbmin
                Imaux(cc.PixelIdxList{idx})=0;
            else
                Imaux(cc.PixelIdxList{1})=0;
            end

        % La imagen Imaux es en blanco y negro con las burbujas en blanco y
        el resto en negro. NO tiene freeboard.

% Se construye la matriz X,Y,Area

            cc=bwconncomp(Imaux,4);
            burbdata=regionprops(cc,'Basic');
```

ANEXOS C

```

nburb=cc.NumObjects;
N_1=[burldata(:).Centroid burldata(:).Area];
N=N_1([1:2: numel(N_1)*2/3-1 2:2: numel(N_1)*2/3]);
N=reshape(N,numel(N_1)/3,2);
N_2=N_1(numel(N_1)*2/3+1: numel(N_1));
N=[N N_2'];

db=(sqrt(((N(:,3))/((640/30)*(640/30))/pi())))*2;
z=30-(N(:,2))/(640/30);

%Estos dos vectores calculan db y z convirtiendo los píxeles en
centímetros. (640/30) porque hay 640 pixels en los 30 cm del reactor.

dbaux=cat(1,dbaux,db);
zaux=cat(1,zaux,z);

%dbaux y zaux unen db y z con dbaux y zaux
end

dbf=dbaux;
zf=zaux;
M=[dbf,zf];

%Dibuja db vs z

for k=1:(640/20.5)
    s=M;
    s(find(s(:,2)<(k-1)),:)=[];
    s(find(s(:,2)>(k)),:)=[];
    Md(k)=sum(s(:,1).^2)/sum(s(:,1));

% Las medias se calculan como el sumatorio del peso promedio*db,
asignando al peso el valor de db,

    Mz(k)=sum(s(:,2).^2)/sum(s(:,2));
    D(k)=std(s(:,1));
    Drepmas(k)=Md(k)+D(k);
    Drepmen(k)=Md(k)-D(k);
end
P=[Mz' Md' Drepmas' Drepmen'];

figure(2*a-1),
hold on

% Se dibuja el valor medio con los representados anteriormente
(db vs z)

xlabel('Reactor Height (cm)');
ylabel('Bubble Diameter (cm)');
Uarriba=str2num(ap(6:7))/10;
Uabajo=str2num(ap(9:10))/10;
Angulo=str2num(ap(12:13));
nombref1='Urup: ';
nombref2='Urdown: ';
nombref3='Angle: ';
d={nombref1;Uarriba;nombref2;Uabajo;nombref3;Angulo};
title(d);
name='Eu-D 100-320';
legend(name,'Location','NorthEast');
```

ANEXOS C

```

plot(zf,dbf,'g*');
plot(Mz,Md,'ko');

figure(2*a),
hold on
xlabel('Reactor Height (cm)');
ylabel('Bubble Diameter (cm)');
Urarriba=str2num(ap(6:7))/10;
Urabajo=str2num(ap(9:10))/10;
Angulo=str2num(ap(12:13));
nombref1='Urup: ';
nombref2='Urdown: ';
nombref3='Angle: ';
d={nombref1;Urarriba;nombref2;Urabajo;nombref3;Angulo};
title(d);
name='Eu-D 100-320';
legend(name,'Location','NorthEast');

plot(Mz,Drepmas,'b+',Mz,Drepmen,'b+',Mz,Md,'ko');
hold off
nombrel=char(vnomb(a));
nombrelsa=strrep(nombrel,'.avi','');
nombre2=strcat(nombrelsa,'Puntos y Media');
nombre3=strcat(nombrelsa,'Media y Desviación');
saveas(figure(2*a-1),[fpat,filesep,nombre2],'fig');
saveas(figure(2*a),[fpat,filesep,nombre3],'fig');

Paux=cat(2,Paux,P);
end
xlswrite('Libro2.xls',Paux);
end

```

Con estas dos funciones se obtienen las Figuras C.3 y C.4.

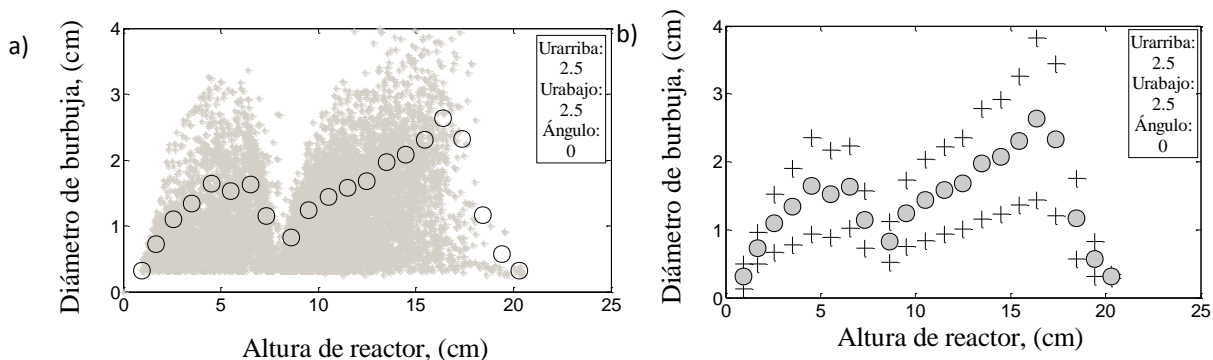


Figura C.3. Obtención de los perfiles de la evolución del diámetro de burbuja en un RLFDZ-CS para una geometría $\alpha = 0^\circ$, ur,arriba = ur,abajo = 2.5. a) Distribución de tamaños de burbuja (puntos grises) y diámetro de burbuja promedio (círculos). b) Diámetro de burbuja promedio y su desviación típica.

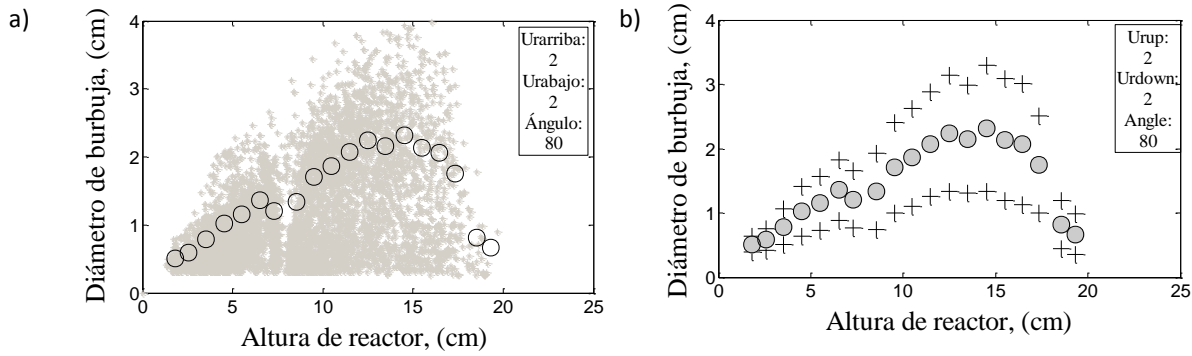


Figura C.4. Obtención de los perfiles de la evolución del diámetro de burbuja en un RLFDZ-CS para una geometría $\alpha = 80^\circ$, ur,arriba = ur,abajo = 2.0. a) Distribución de tamaños de burbuja (puntos grises) y diámetro de burbuja promedio (círculos). b) Diámetro de burbuja promedio y su desviación típica.

A partir de este tipo de gráficas y de correlaciones empíricas clásicas (correlación $d_b(z)$ propuesta por Mori y Wen), en trabajos paralelos [38], se ha obtenido una correlación hidrodinámica capaz de predecir la evolución del tamaño de la burbuja en función de la posición vertical en el lecho para un RLFDZ-DS. El conjunto de ecuaciones que conforman la correlación (Ec.C.2-Ec.C.10), se muestran en la Figura C.5.

- Región inferior del lecho:

$$z < z_0 \quad db(z) = 0.65 \left(\frac{\pi}{4} D_{abajo}^2 u_{mf} (u_{r,0} - 1) \right)^{0.4} (1 - \exp(-0.3z/D_{abajo})) \quad (\text{Ec.C.2})$$

- Región de transición:

➤ Burbujas provenientes de la zona inferior (distribuidor primario):

$$z_1 > z > z_0 \quad d_{b,1e}(z) = d_{b,0} \sqrt{1 + \frac{1}{u_{r,0}-1} \left(1 - \frac{S_{1e}}{S_0} \right)} = d_{b,0} \sqrt{1 - \frac{z-z_0}{(u_{r,0}-1)\tan\beta}} \quad (\text{Ec.C.3})$$

- Burbujas incipientes provenientes del distribuidor secundario:

$$z_1 > z > z_0 \quad d_{b,orif}(z) = d_{b,m} - (d_{b,m} - d_{b,orif}(z_0)) \exp(-0.3z/D_{arriba}) \quad (\text{Ec.C.4})$$

siendo:

$$d_{b,m} = 0.65(\pi/4D_{arriba}^2 u_{mf}(u_{r,1} - 1))^{0.4} \quad (\text{Ec.C.5})$$

- Burbuja promedio en la zona de transición:

$$z_1 > z > z_0 \quad d_b(z) = \frac{d_{b,1e}(z)^2 + d_{b,orif}(z)^2}{d_{b,1e}(z) + d_{b,orif}(z)} \quad (\text{Ec.C.6})$$

- Región superior del lecho:

- Burbujas provenientes del distribuidor primario:

$$z > z_1 \quad d_{b,1}(z) = d_{b,m} - (d_{b,m} - d_{b,orif}(z_1)) \exp(-0.3z/D_{arriba}) \quad (\text{Ec.C.7})$$

$$d_{b,m} = 0.65(\pi/4D_{arriba}^2 u_{mf}(u_{r,0} - 1))^{0.4} \quad (\text{Ec.C.8})$$

- Burbujas provenientes del distribuidor secundario:

$$z > z_1 \quad d_{b,orif}(z) = d_{b,m} - (d_{b,m} - d_{b,orif}(z_1)) \exp(-0.3z/D_{arriba}) \quad (\text{Ec.C.9})$$

- Burbuja promedio en la zona de transición:

$$z > z_1 \quad d_b(z) = \frac{d_{b,1}(z)^2 + d_{b,orif}(z)^2}{d_{b,1}(z) + d_{b,orif}(z)} \quad (\text{Ec.C.10})$$

Figura C.5. Conjunto de ecuaciones empíricas para la obtención de tamaño de burbuja en función de la altura de reactor. Estudio llevado a cabo por I.Julián en su trabajo Fin de Máster [38].

ANEXO D

MODELO DE RETROMEZCLA A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACIÓN DE SÓLIDOS (CCBM)

El modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos (CCBM), fue propuesto por van Deemter (1967) [56], y mejorado posteriormente por Gwyn y cols., (1970) [17]. Este modelo se basa en los mecanismos de transporte de sólidos y segregación en lechos fluidizados [11]. El CCBM describe la mezcla de sólidos basándose en el intercambio de sólidos que circulan en sentido ascendente arrastrados por las burbujas, y los que descienden en la fase emulsión por efecto de la gravedad. Este modelo es capaz de explicar el transporte de sólidos en la estela y nube de las burbujas que se observa experimentalmente. Se ha empleado para describir la mezcla axial [37,57, 58] y los mecanismos de segregación [46, 60, 61] en dirección axial de lechos fluidizados.

Las principales características de los modelos que se engloban en esta categoría son:

- El lecho está formado por una fase libre de sólidos y por varias, al menos dos, fases sólidas que se mueven a distintas velocidades y en contracorriente. Estas corrientes son las principales responsables de la mezcla axial de sólidos.
- Existe una mezcla en la dirección horizontal debido a un intercambio volumétrico de sólidos entre fases.
- La definición matemática de las fases depende del modelo individual que se considere y de si se plantea estacionario o no estacionario.

En este modelo se considera un lecho dividido en una fase gas libre de sólidos, y otras dos densas formadas por los sólidos que se mueven una en sentido ascendente y la otra en sentido descendente. La fase ascendente estaría formada por la fracción de sólidos arrastrada en la estela y cola de las burbujas y la fase descendente correspondería al resto del lecho. Entre ambas fases se produce un intercambio de sólidos que junto con el mecanismo de convección (debido al movimiento de las fases) es el responsable de la mezcla del lecho.

Si se realiza un balance de sólidos en un elemento de volumen, dV , para un sistema en el que el trazador se ha añadido inicialmente a una zona específica del lecho ($C=1$) y que posteriormente se mezcla con el resto el lecho ($C=0$), se obtienen las ecuaciones 14 y 15 para describir la evolución la concentración de trazador en las fases ascendente (C_1) y descendente (C_2), respectivamente.

$$dV f_1 \frac{\partial C_1}{\partial t} = \frac{\partial u_1 f_1 C_1}{\partial z} dV + k_w f_1 dV (C_1 - C_2) \quad (\text{Ec.D.1})$$

$$dV (1 - f_1) \frac{\partial C_2}{\partial t} = \frac{\partial u_2 (1 - f_1) C_2}{\partial z} dV + k_w f_1 dV (C_2 - C_1) \quad (\text{Ec.D.2})$$

Donde f_1 es la fracción de fase ascendente, u_1 y u_2 las velocidades de las respectivas fases, $C_{1,2}$ la concentración de trazador en cada una de las fases y el producto $K_w f_1 dV$ es el caudal volumétrico de sólidos intercambiados entre dichas fases (donde K_w es el coeficiente de intercambio de sólidos entre las fases por unidad de fase ascendente).

De estos parámetros, las velocidades de fase están relacionadas mediante la ecuación Ec.D.3 para que se cumpla el balance de materia en el lecho.

$$u_2 = u_1 \frac{f_1}{(1 - f_1)} \quad (\text{Ec.D.3})$$

En la mayoría de los trabajos publicados [37,58], se considera que los parámetros relacionados con las burbujas no varían con la altura en el reactor (velocidad de las fases, la fracción de fase ascendente...) o se utilizan valores medios a lo largo de la altura. Así que, teniendo en cuenta dicha simplificación y reorganizando el sistema de ecuaciones se obtienen las ecuaciones Ec.D.4 y Ec.D.5.

$$\frac{\partial C_1}{\partial t} = u_1 \frac{\partial C_1}{\partial z} + k_w (C_1 - C_2) \quad (\text{Ec.D.4})$$

$$\frac{\partial C_2}{\partial t} = u_2 \frac{\partial C_2}{\partial z} + k_w \frac{f_1}{(1 - f_1)} (C_2 - C_1) \quad (\text{Ec.D.5})$$

Los parámetros del modelo serán, pues, la fracción ascendente de sólidos (f_1), las velocidades de las fases (u_1) y el coeficiente de intercambio de sólidos entre ellas (k_w).

Este modelo puede incluir más de dos fases en su formulación, teniendo así la necesidad de evaluar tantas ecuaciones diferenciales parciales hiperbólicas como fases han sido asumidas en el lecho, y definir dos nuevos parámetros a cada fase introducida: la fracción volumétrica de fases y el intercambio con las restantes fases. Se han publicado varios trabajos dividiendo el lecho en tres fases sólidas [58], e incluso en

ANEXOS D

más (hasta en seis fases en Kozanaglu y Levy, 1991) [32], aunque de nuevo, falta soporte experimental para sostener a los nuevos parámetros.

En la Figura D.1 aparece el esquema que representa al balance de materia de las ecuaciones (Ec.D.4) y (Ec.D.5).

Este modelo, como se ha comentado, es capaz de tener en cuenta las corrientes macroscópicas de sólidos que existen en el reactor y además se le puede acoplar otros submodelos de segregación, reacción... de forma que es capaz de incorporarse a modelos más generales para describir el funcionamiento completo del lecho fluidizado como reactor.

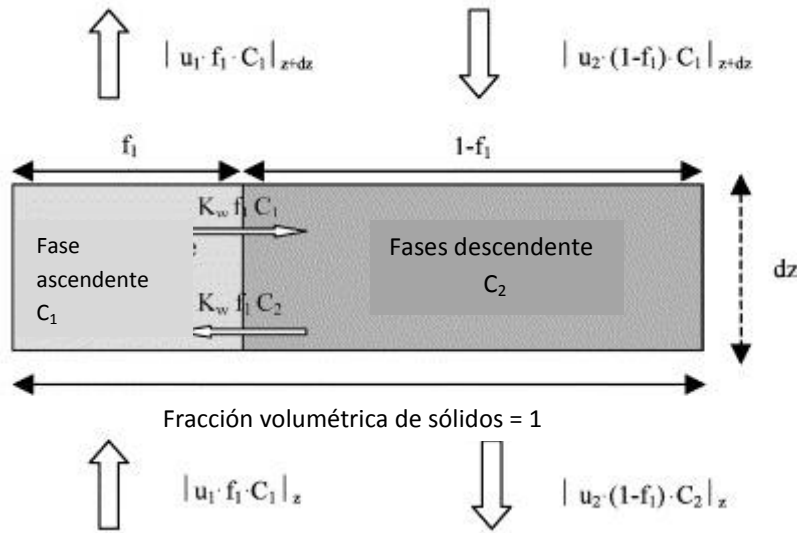


Figura D.1. Balance de flujos en el modelo de intercambio de sólidos entre fases a contracorriente (CCBM).

En este proyecto, la resolución del modelo CCBM, que aparece definido por las ecuaciones [Ec.D.4, Ec.D.5] se ha llevado a cabo utilizando el “método cinemático” propuesto por Laksahmanan y Potter (1990) [30]. El fundamento de este método de cálculo es el desacople de las variables espacio y tiempo dentro del modelo de mezcla. Las fases se dividen en pequeños compartimentos que se mueven en saltos instantáneos después de pasar un determinado tiempo intercambiando trazador con la fase adyacente. La distancia que se desplazan es proporcional a la velocidad de las fases y al tiempo que pasan intercambiando sólidos. La evolución de la concentración en el tiempo tras el intercambio de trazador entre compartimentos es la siguiente:

$$C_1(t) = C_1(t_0) \cdot \left(\frac{-K_w}{e^{(1-f_1)}} \cdot \Delta t + f_1 \cdot \left(1 - \frac{-K_w}{e^{(1-f_1)} \cdot \Delta t} \right) \right) + C_2(t_0) \cdot (1-f_1) \cdot \left(1 - \frac{-K_w}{e^{(1-f_1)}} \cdot \Delta t \right) \quad (\text{Ec.D.6})$$

$$C_2(t) = C_1(t_0) \cdot f_1 \cdot \left(1 - \frac{-K_w}{e^{(1-f_1)}} \cdot \Delta t\right) + C_2(t_0) \cdot (1 - f_1 \cdot \left(1 - \frac{-K_w}{e^{(1-f_1)}} \cdot \Delta t\right)) \quad (\text{Ec.D.7})$$

Para la obtención de los perfiles de concentración en este sistema es necesario dar valores a los tres parámetros del modelo. En este trabajo, los parámetros han sido obtenidos mediante correlaciones hidrodinámicas, por lo que se puede considerar que el modelo no consta de parámetros ajustables. Únicamente es necesario conocer las condiciones de operación del sistema (velocidad de gas de fluidización en ambas zonas de lecho, ángulo de cambio de sección en el RLFDZ-DS y velocidad de mínima fluidización para el sólido considerado) para que el modelo sea capaz de establecer la variación temporal del perfil axial de concentración de trazador en el lecho. Las correlaciones utilizadas para obtener el valor promedio de los tres parámetros del modelo se presentan en las ecuaciones Ec.D.8-Ec.D.11.

$$u_1 = 0.3 \cdot ((u_{gas} - u_{mb}) + 0.4 \cdot (g \cdot d_b)^{0.5}) \quad (\text{Ec.D.8})$$

$$f_1 = \frac{\delta \cdot f_w}{(\delta \cdot f_w) + 1 - \delta} \quad (\text{Ec.D.9})$$

$$K_w = \frac{0.075 \cdot (u_r - 1)}{d_b} \quad u_r \leq 3.0 \quad (\text{Ec.D.10})$$

$$K_w = \frac{0.15}{d_b} \quad u_r > 3.0 \quad (\text{Ec.D.101})$$

El factor 0.3 de la ecuación Ec.D.8 está calculado experimentalmente por Julián y cols. (2012) en estudios paralelos [38] y viene a significar que la velocidad ascensional de las partículas en la estela de las burbujas es del orden del 30% respecto a la velocidad ascensional promedio de las burbujas en el lecho. La explicación a la discrepancia entre los valores experimentales de u_1 y u_b ha sido previamente discutida en la sección B.2 del Anexo B del presente documento.

δ = fracción de burbujas en el lecho (corresponde a la expansión del lecho). Se puede estimar en función de la diferencia de alturas entre lecho fijo y fluidizado. A su vez, dichas alturas dependen de la porosidad del lecho en ambas condiciones (propiedad intrínseca del tipo de partícula).

u_{gas} = velocidad del gas en las entradas del reactor.

ANEXOS D

u_{mf} = velocidad de mínima fluidización para el sólido a fluidizar.

d_b = diámetro de burbuja promedio para todo el lecho en un RLFDZ-DS, obtenido a partir de la correlación descrita en la Figura C.4 del Anexo C.

En la Figuras D.2 y D.3 se muestran sendos ejemplos de la calidad del ajuste entre la predicción del modelo teórico y los resultados experimentales relativos a los perfiles de concentración de trazador en función de la altura del reactor, así como de la evolución temporal del índice de mezcla.

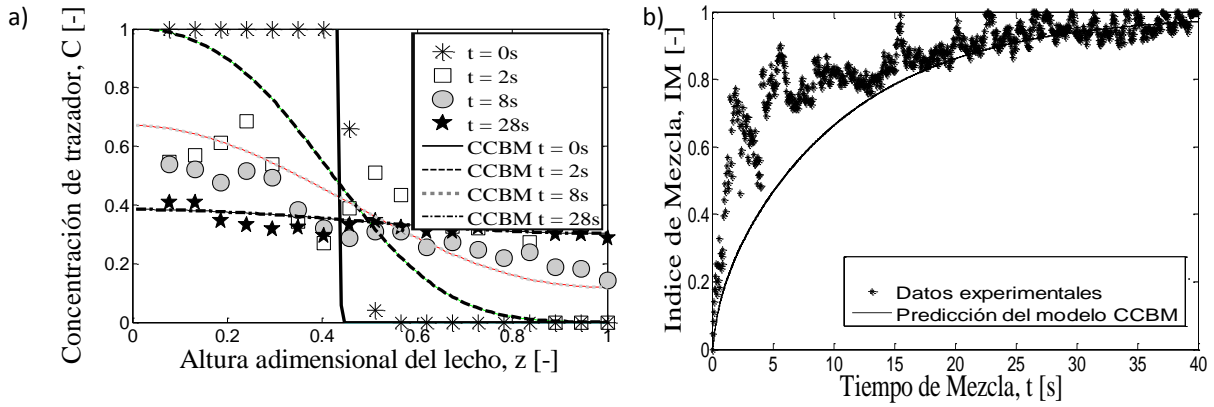


Figura D.2. Ajuste del modelo CCBM a los datos experimentales para un RLFDZ-DS con ángulo de cambio de sección, $\alpha = 60^\circ$ y $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.5$ a) Perfiles de concentración de trazador. b) Evolución del índice de mezcla.

ANEXOS D

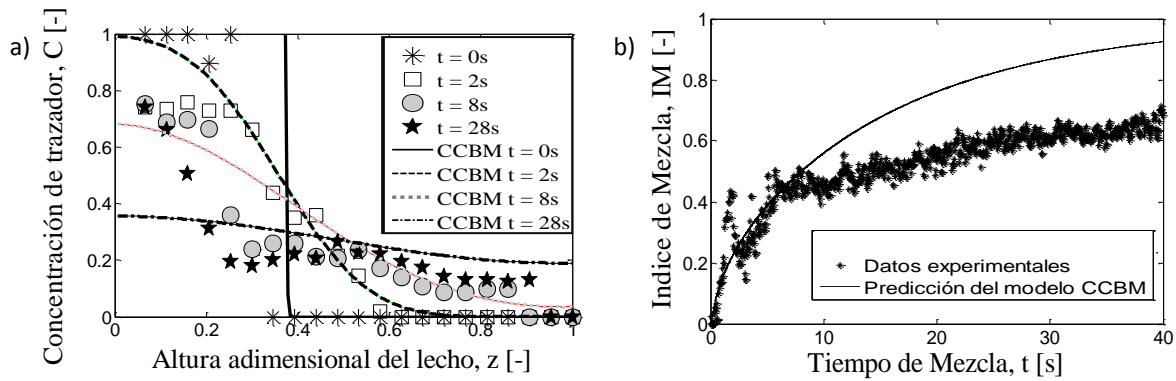


Figura D.3. A Ajuste del modelo CCBM a los datos experimentales para un RLFDZ-DS con ángulo de cambio de sección, $\alpha = 85^\circ$ y $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.0$ a) Perfiles de concentración de trazador. b) Evolución del índice de mezcla.

Se observó durante el análisis visual de los videos grabados en el laboratorio, que, para velocidades reducidas inferiores a 1.7, la mezcla axial de sólidos en el lecho fluidizado era muy baja, siendo incluso nula por debajo de $u_r = 1.5$. Es por ello que en las condiciones experimentales de los gráficos presentados en la Figura D.3 ($u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.0$), los valores del índice de mezcla teórico sobreestimaban en gran medida a los experimentales para elevados tiempos de mezcla.

El modelo CCBM estaba desarrollado considerando la correlación mostrada en la ecuación Ec.D.8 para determinar la velocidad ascensional promedio de las partículas, u_1 .

El desarrollo del algoritmo del modelo CCBM se muestra a continuación, implementado en Matlab.

FUNCIÓN CCBM

```
function [Ccorr,IM,u1,hreac,nfilas] = ccbmaxialsinparametros
(nombrevideo,ur,zdis,zsolmax,zsolidofijo,zsolfluid,db,angulo);

% Esta función predice el ajuste sin parámetros del modelo CCBM

addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB'));
addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Videos Fosfo misma
placa de 60\Ángulo 0'));
fpat='C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Resultados sin freeboard sin
slug corregidos finales\Teórico min burb y corregida área';

g=981;
umf=9.22;% calculada experimentalmente.
dt=0.01;
ugas=umf*ur;
umb=1.4*umf;
```


ANEXOS D

```
fw=0.2; % valor fijo ( la estela se supone que es un 20% de la
burbuja según bibliografía
areasolfluid=(zsolfluid-zsolidofijo)*4;
areadistribuidor=8*2;
areacambioseccion=((2+4)*tan(angulo*2*pi/360))/2;
alt1=8+tan(angulo*2*pi/360);
areal=(zsolidofijo-alt1)*4;

Areatotal=areadistribuidor+areasolfluid+areacambioseccion+areal;

delta=areasolfluid/Areatotal; % delta es la fracción de lecho ocupada
por las burbujas, medida como la expansión del lecho al fluidizar.

u1=0.3*((ugas-umb)+0.4*(g*db)^0.5);
f1=(delta*fw)/((delta*fw)+1-delta);

if ur<=3.0
    kw=((7.5*(ur-1))/db);
else
    kw=15/db;
end
    kw

%ccbm realiza una estimación del flujo de sólido en un reactor
%de lecho fluidizado mediante el método CCBM ("Countercurrent
Backmixing
%Model"). Los parámetros a introducir son: u1 (velocidad ascensional
%promedio del sólido en cm3/(cm2·s)), f1 (fracción de sólido que
asciende
%en la estela respecto al total del sólido que circula), kw
(transferencia
%de sólido debida a la diferencia de concentración entre las fases
%ascendente y descendente), dt (variación de tiempo para el modelado),
zdis
%(altura de lecho inicialmente iluminada) y zsolmax (altura total del
lecho
%a modelar).

close all
% global dt
% global zdis
% global zsolmax

%beta: parámetro que se repite en la formulación del método cinemático
del
%modelo CCBM (desacoplamiento de variables espacio-tiempo).
beta=-kw/(1-f1);
%tmezcla: tiempo de mezcla a modelar
tmezcla=50;
%nfilas: el n° de filas que tendrán las matrices de concentración. En
cada
%fila se representarán consecutivamente los valores de concentración
de
%sólido, transcurrido un tiempo dt.
nfilas=round(tmezcla/dt);
```

ANEXOS D

```
% Definición del número de rodajas (columnas) de las matrices C_1
% (concentración de sólido en la estela, entendida en valor unitario:
C_1=0
% para sólido no iluminado y C_1=1 para sólido iluminado) y C_2
% (concentración del sólido en la emulsión, también unitario). Ambas
% matrices contienen el mismo número de rodajas con un espesor
exactamente
% la mitad del desplazamiento 'dz' que se da entre sólido que asciende
con
% la estela y el que cae con la emulsión.
ncol_c1=round(2*(1-f1)*zsolmax/(dt*ul)/(2-f1));

ncoldis_c1=round(2*(1-f1)*zdis/(dt*ul)/(2-f1));

% Definición de las matrices C_1 y C_2 a tiempo 0 (sólamamente la zona
% inferior a zdis está iluminada, esto es, con valor de concentración
% C_1 = C_2 = 1).
C_1=zeros(nfilas,ncol_c1);
C_1(1,1:ncoldis_c1)=1;
C_2=zeros(nfilas,ncol_c1);
C_2(1,1:ncoldis_c1)=1;

% Matriz de concentraciones asociada a cada rodaja (promediando las
% concentraciones de estela, C_1, y emulsión, C_2, con la fracción
% volumétrica que ocupan).
C(1,:)=C_1(1,:).*f1+C_2(1,:).(1-f1);

%C(1)=sum(((concunit(1:30-
1).*vlong60(1:29))+(concunit(2:30).*vlong60(2:30)))/2./sum(vlong60);

% Bucle para resolver el modelo CCBM a partir del desacoplamiento de
% variables espacio-tiempo.

for t=2:nfilas

%Variación de la concentración con el tiempo en cada rodaja
    C_1(t,:)=C_1(t-1,:).(exp(beta*dt)+f1*(1-exp(beta*dt)))+C_2(t-
1,:).(1-f1)*(1-exp(beta*dt));
    C_2(t,:)=C_1(t-1,:).(1-f1)*(1-exp(beta*dt))+C_2(t-1,:).(1-(1-
f1)*(1-exp(beta*dt)));

    C_1(t,2:ncol_c1)=C_1(t,1:ncol_c1-1);
    C_2(t,1:ncol_c1-1)=C_2(t,2:ncol_c1);

    C_1(t,1)=C_2(t,1);
    C_2(t,ncol_c1)=C_1(t,ncol_c1);

    C(t,:)=(C_1(t,:).*f1+C_2(t,:).(1-f1));

end

d=size(C)
d1=d(2);
nveces=round(d1/30);
```

ANEXOS D

```
vlong85i=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3.833,3.66,3.5,3.33,3.166,3,2.833,2.66,2.5,2.33,2.166,2,2,2,2,2,2,2,2];  
vlong60=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3.33,2.66,2,2,2,2,2,2,2,2];
```

```
vlong45=[4,4,4,4i,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3,2,2,2,2,2,2,2,2];  
;
```

```
vlong80=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3,71,3.43,3.14,2.85,2.57,2.28,2,2,2,2,2,2,2,2];  
vlong0=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,2,2,2,2,2,2,2,2];  
vlongang=wrev(vlong0);
```

%Invertimos el vector vlong porque en la matriz C el primer elemento corresponde a la parte de abajo. Los vectores vlong tienen en cuenta la anchura de las rodajas del reactor según el cambio de sección.

```
auxiliar=[];
```

```
for llp=1:numel(vlongang)  
    a= repmat((vlongang(llp)),1,nvecas); %Nos creamos el vector vlong con tantos elementos como columnas tiene la matriz del modelo  
    auxiliar=cat(2,auxiliar,a);  
end
```

```
vaux=auxiliar;  
vaux=cat(2,vaux,ones(1,d1-numel(vaux))*4); %Le añadimos tantos cuatros como elementos faltan para que tenga las mismas dimensiones que C  
size(vaux)  
%vauxiliar= repmat(vaux,numel(C(:,1)),1);
```

```
for nn=1:d(1)  
    C1=((C(nn,:)).*(vaux)); %Creamos una matriz C1 que sea la matriz C por el vlong  
    C2(nn,:)=C1;  
end
```

```
C2=C2;  
Areaminima=sum(C2(1,:));  
Areaminima
```

```
for ns=1:d(1)  
    vconc(ns)=sum(C2(ns,:)); %Creamos un vector de concentraciones que sea, para cada fotograma, el área bajo la curva, es decir, el sumatorio de concentraciones de todas las rodajas.  
end
```

```
for nd=1:d(1)  
    CArea(nd,:)=C(nd,:).*((Areaminima)/vconc(nd)');  
end
```

```
Ccorr=CArea;  
size(Ccorr)
```

% Me quedo únicamente con las rodajas impares (recordamos que la variación

ANEXOS D

```
% de z en función del tiempo estaba definida como dz = 2 rodajas).
Ccorr=Ccorr(:,1:2:ncol_c1);
% Nuevo valor de ncol_c1: la mitad del anterior. Lo mismo para
ncoldis_c1
ncol_c1=numel(Ccorr(1,:));
ncoldis_c1=round(ncol_c1*zdis/zsolmax);

%Definición del índice de mezcla. Mediante IMaux añadimos el índice de
%mezcla inicial = 0.

IM=sum((Ccorr(:,ncoldis_c1+1:ncol_c1-
1)+Ccorr(:,ncoldis_c1+2:ncol_c1)),2)./sum((Ccorr(:,1:ncol_c1-
1)+Ccorr(:,2:ncol_c1)),2)./(1-ncoldis_c1/ncol_c1);

IMaux=zeros(1,numel(IM)+1);
IMaux(1,2:numel(IM)+1)=IM;
IM=IMaux;
z=ncol_c1;

hreac=(1:ncol_c1)/ncol_c1;
time=round([1/ul,2,4,6,8,10,20]*ul);

%Se dibuja el perfil de concentración de trazador para 7 tiempos de
mezcla
%distintos.

figure(11),
plot(hreac,C(time(1),1:z),'b-');
hold on
plot(hreac,C(time(1,2),1:z),'g-',hreac,C(time(1,3),1:z),'y-
',hreac,C(time(1,4),1:z),'k-',hreac,C(time(1,5),1:z),'r-
',hreac,C(time(1,6),1:z),'c-',hreac,C(time(1,7),1:z),'m-');

legend(sprintf('t=%ds',round(time(1)/ul)),sprintf('t=%ds',round(time(1
,2)/ul)),sprintf('t=%ds',round(time(1,3)/ul)),sprintf('t=%ds',round(ti
me(1,4)/ul)),sprintf('t=%ds',round(time(1,5)/ul)),sprintf('t=%ds',roun
d(time(1,6)/ul)),sprintf('t=%ds',round(time(1,7)/ul)));
axis([0 1 0 1]);
title('Tracer Concentration Profiles');
xlabel('Dimensionless reactor height, z [-]');
ylabel('Tracer concentration, C [-]');
hold off

% %Se dibuja el Índice de Mezcla modelado para cada dt
figure(100),
plot((0:nfilas)*dt,IM,'k-');
hold on
title('Mixing Index');
xlabel('Mixing time, t [s]');
ylabel('Mixing Index, MI [-]');
hold off
fps=25;
dos=round(50/25);
tresc=round(100/fps);
tresc1=round(150/fps);
tresc2=round(200/fps);
setec=round(700/fps);
```

ANEXOS D

```
z1=numel(Ccorr(1,:));

figure(11),

hold on
plot(hreac,Ccorr(2,1:z1),'c-',hreac,Ccorr(200,1:z1),'g-
',hreac,Ccorr(400,1:z1),'m-',hreac,Ccorr(600,1:z1),'y-
',hreac,Ccorr(800,1:z1),'r-',hreac,Ccorr(2800,1:z1),'k-');

legend(sprintf('t=%ds',0),sprintf('t=%ds',dos),sprintf('t=%ds',tresc),
sprintf('t=%ds',tresc1),sprintf('t=%ds',tresc2),sprintf('t=%ds',setec)
);

%Se dibuja el Índice de Mezcla modelado para cada dt
figure(100),
plot((0:nfilas)*dt,IM,'k-');
hold on
title('Mixing Index');
xlabel('Mixing time, t [s]');
ylabel('Mixing Index, MI [-]');
axis([0 40 0 1]);
hold off
nombresinavi=strrep(nombrevideo, '.avi', '');
nombrel=strcat(nombresinavi, 'Tracer Concentration Profiles');
saveas(figure(11), [fpat, filesep, nombrel], 'fig');

nombre2=strcat(nombresinavi, 'Mixing Index');
saveas(figure(100), [fpat, filesep, nombre2], 'fig');
xlswrite('Libro2.xls', Ccorr, 'Hoja1');
xlswrite('Libro2.xls', IM, 'Hoja2');

end
```


ANEXO E

TÉCNICAS EXPERIMENTALES APLICADAS AL ESTUDIO DEL MOVIMIENTO DE SÓLIDOS EN LECHOS FLUIDIZADOS

El movimiento de sólidos se ve influido por muchos factores que a su vez dependen de la dinámica de las burbujas, como son: transferencia de calor, de materia, las reacciones gas-sólido, el flujo gas-sólido en la fase emulsión, intercambio gas-sólido entre la fase emulsión y la fase burbuja, etc. Por la complejidad del mismo, se aplican técnicas experimentales tanto al estudio de la dinámica y propiedades de las burbujas y del gas, como al estudio de la mezcla de sólidos [68].

Las investigaciones realizadas sobre la dinámica y propiedades de las burbujas y del gas en la emulsión tiene como objetivo obtener información sobre:

- La entrada del sistema en el estado de mínima fluidización, de mínimo burbujeo.
- Las características hidrodinámicas del distribuidor.
- Interacción entre burbujas.
- Características de las burbujas.

E.1) TÉCNICAS FOTOGRÁFICAS Y MÉTODOS DE ANÁLISIS DE IMÁGENES.

En los comienzos de los estudios de la hidrodinámica en lechos fluidizados se han utilizado en numerosas ocasiones las técnicas de fotografía y grabaciones en cintas cinematográficas para el estudio del comportamiento de las burbujas en el lecho. Generalmente estas técnicas se ven limitadas al análisis fluidodinámico en reactores pseudo-bidimensionales, aunque también se ha experimentado en lechos semicilíndricos.

A partir de estas técnicas se han estudiado la formación, el movimiento y la división y la coalescencia (unión) de burbujas en lechos bidimensionales [69].

Las técnicas han evolucionado de los comienzos a la actualidad, por eso, las técnicas utilizadas hoy en día son sistemas de vídeo y tratamiento de los datos experimentales mediante el posterior análisis de las imágenes digitalizadas.

Agarwal y cols [70], Lim y cols, (1990,1993) [16, 37] desarrollaron un sistema no invasivo de análisis digital de imágenes para estudiar y cuantificar el movimiento y mezcla de sólidos y también la hidrodinámica de lechos fluidizados en 2 dimensiones.

Las aplicaciones concretas realizadas por estos autores fueron: a) Medidas de las características de burbujas (tamaño, velocidad de ascenso y ángulo) en lechos con y sin

cuerpos inmersos. b) Medida e interpretación de perfiles de concentración de sólidos en lechos fluidizados de partículas uniformes. La técnica usó trazadores coloreados colocados en capas en el lecho. La medida de concentración se obtuvo de la digitalización de imágenes (relación entre concentración de trazador y el nivel de gris en la escala de iluminación de la imagen). c) Medidas de concentración e interpretación de perfiles de mezcla en experimentos de segregación llevados a cabo con mezclas binarias. d) Seguimiento de partículas de mayor tamaño y mayor densidad en un lecho de partículas pequeñas y de mayor densidad.

La selección de una técnica de análisis en el estudio de lechos fluidizados, depende de los requerimientos específicos en cuanto a datos, el nivel de detalle que se necesita en la información recogida, en la estructura del reactor. En general las técnicas fotográficas están limitadas a reactores 2-D o semicilíndricos. La técnica elegida para este proyecto es el análisis de imágenes porque se puede obtener gran cantidad de información el experimento en cada momento y es una técnica no invasiva que no afecta a la hidrodinámica del lecho fluidizado [40]. Para más detalle acerca del procedimiento experimental utilizado en este estudio consultar el “Anexo G: Determinación de las concentraciones experimentales en función de la altura de reactor, $C(z,t)$ ”.

Aunque las técnicas están limitadas a reactores 2D, los resultados son representativos de lo que ocurre en un corte axial de un reactor 3D con ligeras discrepancias ocasionadas por el efecto pared.

Debido a la necesidad de que los datos en 2d sean representativos de en un reactor 3D, se han escogido cuidadosamente las medidas de los reactores empleados en el presente trabajo. El espesor es mucho más pequeño que la altura y la anchura del lecho para que el movimiento 3D (en profundidad) sea despreciable frente al movimiento 2D que se encuentra en la cara frontal del lecho.

Hay muchos autores que se han dedicado al estudio de la mezcla de sólidos y han utilizado otras técnicas diferentes:

E.2) TÉCNICAS DE VISUALIZACIÓN DIRECTA.

La técnica de la visualización directa es tan sencilla como limitada. En reactores de lecho fluidizado pseudo-bidimensionales, como los utilizados en este proyecto, con paredes transparentes de materiales de Perspex, se produce la segregación de partículas y su impregnación en las paredes debido a fenómenos electrostáticos.

En las grabaciones de video se puede ralentizar el movimiento de los sólidos, movimiento que es demasiado rápido para el ojo humano. Utilizaban cámaras de video para estudiar el comportamiento en lechos fluidizados circulantes y en lechos fluidizados. Se obtenían imágenes por la aplicación de una hoja láser que incide perpendicular en la dirección de la vista. El procesado de imágenes puede utilizarse para

la obtención de tamaño de burbujas y velocidad de las mimas [70] o de la segregación de partículas [71] en reactores pseudo-bidimensionales

Una alternativa al análisis visual es la utilización de la radiación como técnica no invasiva.

Los principios básicos de las técnicas no invasivas que incluyen radiación residen en las propiedades de los núcleos radiactivos. Los núcleos estables tienen una relación neutrón/protón cercana a la unidad para núcleos livianos, que se va incrementando hasta 1.5 para los núcleos más pesados. Los núcleos con deficiencia de protones, neutrones o ultra pesados son inestables y decaerán espontáneamente a una forma más estable [72].

Existen varios mecanismos de decaimiento de estos núcleos inestables para alcanzar la estabilidad [73]:

1. decaimiento beta (emisión de electrones),
2. captura electrónica o decaimiento beta (emisión de positrones) y
3. decaimiento alfa para núcleos pesados.

Los rayos beta emitidos (electrones o positrones) son útiles en sí mismos para imágenes o seguimiento de partículas porque estas partículas cargadas pierden su energía rápidamente en cualquier medio denso y desaparecen. La emisión beta, a veces, lleva a la formación de un estado excitado en los núcleos hijos, que luego decaen al estado estable por medio de la emisión de uno o más rayos gama con una energía característica.

Estos rayos gama son una forma energética de radiación electromagnética (fotones), de mayor energía que la luz visible. Esta forma de energía es útil porque penetra materiales densos y el grado de penetración depende de la energía de los fotones emitidos.

Los rayos gama pueden provenir de la aniquilación de un positrón proveniente de un núcleo por decaimiento beta al interactuar con un medio denso, emitiendo fotones gama (emisión doble de fotones gama de 511 keV de energía, en direcciones opuestas), o estar originados en un núcleo (emisión de un solo fotón). Esta diferencia de mecanismos afecta el método de detección de la radiación. En función de estas dos posibilidades para el estudio no invasivo del movimiento de fases condensadas en medios densos, se han desarrollado dos técnicas bien diferenciadas de tomografía de emisión de partículas únicas: i) La técnica basada en emisión de positrones, que se conoce como *Positron Emission Particle Tracking* (PEPT) y ii) la técnica basada en emisión directa de radiación gama a partir del decaimiento beta de núcleos inestables, normalmente llamada *Radioactive Particle Tracking* (RPT).

Los rayos gama, altamente penetrantes, son capaces de atravesar grandes distancias hasta donde pueda estar localizado un detector. El número de fotones registrado por el detector depende de la distancia entre el emisor gama (fuente) y el detector.

ANEXOS E

Hay más técnicas que han sido empleadas a lo largo de la historia, entre ellas se encuentran la Tomografía, explicada a continuación.

E.3) TOMOGRAFÍA.

La tomografía es una técnica no invasiva que se utiliza para la reconstrucción de la distribución de la sección transversal de diferentes fases en un sistema de flujo multifásico como los lechos fluidizados.

Hay una amplia variedad de técnicas tomográficas que pueden ser divididas en dos grandes grupos:

- Tomografía de alto espectro: Depende sólo de la distribución local gas-sólido en el interior de la sección medida. Las líneas de estudio son rectas. Se emplean para su medida técnicas de rayos-X y rayos gamma.
- Tomografía de bajo espectro: La distribución gas-sólido influye en las líneas de estudio. Las líneas no son rectas, lo que dificulta más los resultados.

E.3.1) TOMOGRAFÍA BASADA EN LA CAPACIDAD ELÉCTRICA.

La mayoría de las partículas utilizadas en los lechos fluidizados consisten en materiales dieléctricos, lo que quiere decir que tienden a concentrar un campo eléctrico en ellos mismos. La tomografía basada en la capacidad eléctrica (ECT), utiliza la diferencia en la constante dieléctrica entre las partículas y el gas. Se colocan unos electrodos que son excitados uno a uno y se miden los valores entre los electrodos excitados y los no excitados.

E.3.2) TOMOGRAFÍA BASADA EN RAYOS-X Y RAYOS-GAMMA.

Una fuente genera fotones con alta energía que viajan a través del lecho fluidizado. El principio de medida es la transmisión. Para un haz monocromático de fotones de alta energía con una intensidad inicial, I_0 , la ley de Beer-Lambert describe la transmisión a través de un material con una constante de densidad;

$$\frac{I(x)}{I_0} = \exp(-\mu x) \quad (28)$$

con μ el coeficiente de atenuación, x el espesor, e $I(x)$ la intensidad.

Debido a la alta energía, los fotones viajan en líneas rectas. Una fuente de interacción con el material de la fluidización desviaría la línea. Se puede obtener gran cantidad de información sólo midiendo las líneas desviadas.

ANEXOS E

Se implementó un algoritmo para la discretización del sumatorio de rayos en función de la fracción hueca y del ruido de fondo.

$$\alpha_k^{n-1} = \alpha_k^n + \sum_i \frac{p_i - \sum_j W_{ij} \alpha_j}{\sum_m W_{im}^2} W_{ik} \quad (29)$$

E.4) MEDIDAS DE PRESIÓN.

E.4.1) MEDIDAS DE PRESIÓN BASADAS EN EL TIEMPO MEDIO.

Las medidas de presión son fáciles de aplicar. Estas técnicas son útiles para escala de laboratorio y para escala industrial. La medidas den diferencia de presión entre dos posiciones con un espacio vertical, h , dan una estimación de la densidad media entre esas dos posiciones.

$$\rho_{lecho} \approx \Delta p / [h \cdot g] \quad (30)$$

En lechos fluidizados, la diferencia de presión entre dos puntos permite estimar la altura del lecho cuando es conocida su densidad.

ANEXO F

DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE MÍNIMA FLUIDIZACIÓN Y DE LA POROSIDAD DE UN LECHO FIJO

F.1) DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE MÍNIMA FLUIDIZACIÓN.

Para el desarrollo del modelo CCBM es necesario conocer la velocidad de mínima fluidización, por eso, en el laboratorio, se han llevado a cabo ensayos para determinarla experimentalmente.

Un lecho está a su velocidad de mínima fluidización cuando al aumentar u_0 (velocidad superficial del gas), se alcanza un punto en el que las partículas empiezan a moverse por el efecto del flujo ascendente del gas (o del líquido).

Al aumentar u_0 por encima de u_{mf} , se producen burbujas y aumenta la agitación y movimiento de las partículas sólidas. Cuando todo el lecho está en movimiento se dice que está completamente fluidizado.

Para la determinación de la velocidad de mínima fluidización se parte del lecho inicialmente en estado fijo aflojado. Para ello, se parte del lecho fijo empaquetado, se abre el paso de aire y fluidiza el lecho. Entonces se va cerrando la válvula poco a poco para que el lecho quede aflojado y se mide la altura del lecho en este estado.

A continuación se introduce un caudal (Q_0) dado de aire (determinado por la curva de calibrado del orificio medidor). El caudalímetro utilizado es de 5L/min. Para dicho caudal se anota la pérdida de presión del gas en el lecho (ΔP) en el interior de un tubo en U calibrado. Se sigue el procedimiento para caudales progresivamente crecientes.

En la Figura F.1 se muestra la gráfica de pérdida de carga frente a la velocidad superficial del gas.

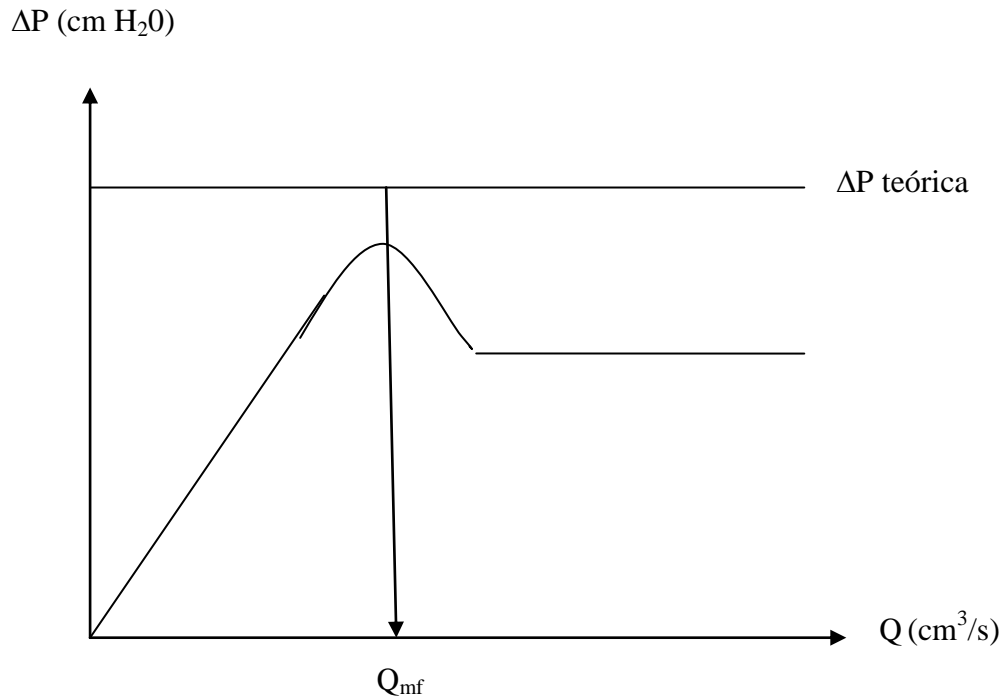


Figura F.1. Curva de pérdida de carga para obtener la velocidad de mínima fluidización.

Se han representado en una gráfica los datos correspondientes a la pérdida de carga del catalizador frente al caudal de gas. En la gráfica de la Figura F.1 se observa un cambio de pendiente. Como se conoce la pérdida de carga máxima teórica y el peso de catalizador utilizado, podemos despejar el caudal de mínima fluidización (Q_{mf}) con la intersección de la gráfica en el eje de abscisas.

El caudal de mínima fluidización se obtiene como el punto de intersección de la línea $\Delta P-u_0$ (obtenido con el lecho fijo inicialmente aflojado), con la recta que da la pérdida de carga teórica máxima en el lecho, dada por:

$$\Delta P_{teórica} \text{ (cm H}_2\text{O)} = \frac{W(g)}{S(\text{cm}^2)} \quad (\text{Ec.F.1})$$

$W(g)$ = peso en gramos del sólido en el lecho

S (cm²) = sección transversal del lecho

Como se conoce la sección del reactor se puede calcular la velocidad de mínima fluidización (u_{mf}). El valor obtenido experimentalmente es: $u_{mf} = 9.22 \text{ cm}^2/\text{s}$.

Esta velocidad de mínima fluidización es una de las variables importantes a la hora de desarrollar el modelo CCBM ya que, una de las variables más influyentes es la velocidad reducida u_r , en función de la cual se calcula u_1 , y ésta está relacionada con la velocidad de mínima fluidización, u_{mf} . Se muestra dicha relación en la ecuación Ec.F.1.

$$u_r = u_{gas}/u_{mf} \quad (\text{Ec.F.2})$$

F.2) DETERMINACIÓN DE LA POROSIDAD DE UN LECHO FIJO.

En los ensayos de fluidización se determina también la porosidad del lecho.

La porosidad (ϵ , volumen de huecos/volumen total) en un lecho fijo depende del estado del lecho. El valor máximo de la porosidad lo tiene el lecho en estado aflojado. Este se obtiene, por ejemplo, fluidizando el lecho y disminuyendo poco a poco el caudal de aire. El valor mínimo de la porosidad lo tiene el lecho empaquetado que se logra apelmazando o dando unos golpecitos al lecho hasta que no se observe reducción de volumen.

Para su determinación se llena un volumen conocido en una probeta con un peso de sólido determinado. Con la relación peso-volumen se calcula la densidad aparente según la ecuación Ec.F.3.

$$\rho_{aparente} = \frac{W_{sólido}(g)}{V(\text{cm}^3)} \quad (\text{Ec.F.3})$$

Sabiendo que la densidad del lecho, dada por el fabricante, es $\rho_{lecho} = 3.6 \text{ g/cm}^3$, atendiendo a la ecuación Ec.F.4, podemos calcular la porosidad del lecho.

$$\rho_{lecho} = \frac{\rho_{aparente}}{(1-\epsilon)} \quad (\text{Ec.F.4})$$

El peso de sólido medido ha sido de 46.8 g y el volumen de 30 cm^3 , con lo que dada la ecuación Ec.F.3, la densidad aparente es:

ANEXOS F

$$\rho_{\text{parente}} = 1.56 \text{ g/cm}^3$$

Una vez calculada se calcula la porosidad, que resulta:

$$\varepsilon = 0.567$$

ANEXO G

DETERMINACIÓN DE LAS CONCENTRACIONES EXPERIMENTALES EN
FUNCIÓN DE LA ALTURA DE REACTOR, $C(z,t)$.

Para la determinación de las concentraciones experimentales, es necesario, en primer lugar, la grabación de los experimentos de burbujeo para poder obtener los resultados experimentales. Con la obtención de los perfiles de concentración de trazador en función de la altura de reactor se pueden sacar conclusiones acerca de la mezcla de sólidos en el interior del mismo.

Los experimentos son realizados en el laboratorio, donde se introduce el reactor cargado de sólido en una caja negra que se ve representada en la Figura G.1.

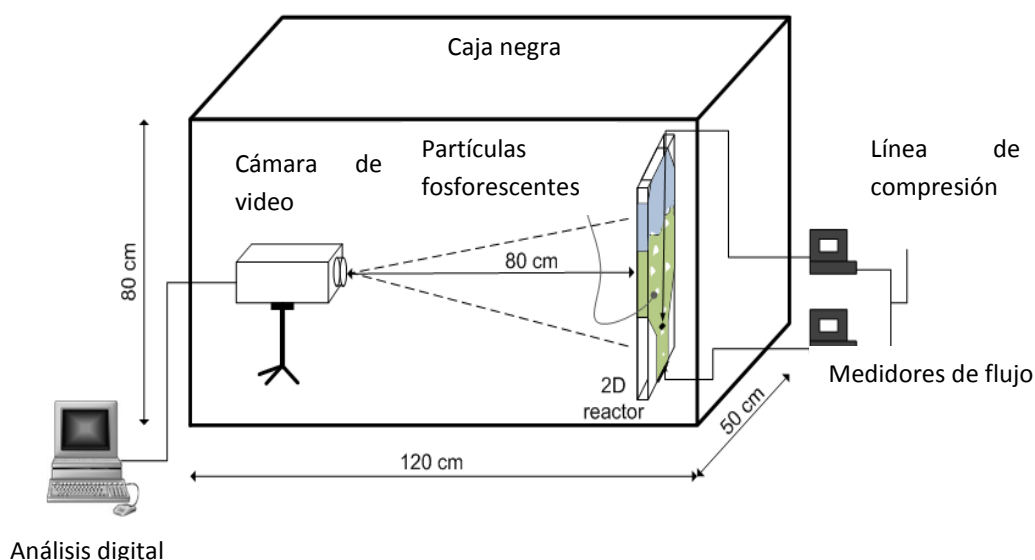


Figura G.1. Esquema de la instalación experimental.

El procedimiento experimental llevado a cabo para las grabaciones es el descrito a continuación:

Se ha cargado el reactor con una cantidad conocida de catalizador sólido fosforescente, la misma para todos los experimentos.

El reactor ha sido introducido en la caja negra experimental, y ha sido activada la luminosidad de los 8 primeros centímetros del reactor (parte de abajo del reactor), correspondiente a la altura del distribuidor. Esto se realiza con la ayuda de un cartón

opaco que tape el resto del reactor impidiendo la incidencia de la luz, y acercando una lámpara con un led que ilumine dicha parte durante, aproximadamente 30 segundos.

Una vez iluminadas las partículas de los 8 primeros centímetros del reactor, se enciende la videocámara y se abren las válvulas que permiten la entrada de gas.

Las grabaciones se han realizado para distintas velocidades reducidas, comprendidas en un rango entre 1.5-3.0, y para los ángulos de cambio de sección 0, 45, 60, 80 y 85°, para poder luego extraer conclusiones acerca de cómo afectan la velocidad reducida y el ángulo de cambio de sección en el grado y el tiempo de la mezcla de sólidos.

Estos videos han sido grabados en alta resolución y, mediante el programa de conversión de videos MTS-Converter, se transforman en archivos de extensión (.avi) para poder ser analizados con Matlab.

En Matlab 2010 ®, hay una herramienta de análisis y digitalización de imágenes (DIA) que permite la obtención de resultados para el estudio de medidas de concentración e interpretación de perfiles de mezcla en experimentos de segregación llevados a cabo con mezclas binarias y el seguimiento de partículas en un lecho fluidizado. Para la obtención de dichos resultados se han implementado en Matlab una serie de algoritmos.

Estos algoritmos son los siguientes:

- Obtención de diámetros de burbuja en función de la altura del reactor e influencia del cambio de sección y de la velocidad relativa de gas.
- Obtención de perfiles de concentración e índices de mezcla experimentales a partir del estudio de la variación de luminosidad y mezcla de las partículas sólidas iluminadas con las no iluminadas.
- Desarrollo del modelo teórico de retromezcla a contracorriente con circulación de sólidos sin parámetros ajustables en un RLFDZ-CS. Los parámetros quedan determinados por correlaciones hidrodinámicas en función del tamaño de burbuja, de la fracción de burbujas en el lecho y del intercambio de sólidos entre la fase estela y la fase emulsión.

Con este análisis de datos se han podido extraer resultados acerca de la mezcla de sólidos en reactores de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección en función de la velocidad relativa del gas, de la geometría del reactor utilizada y de la posición de la segunda entrada de gas. Se han extraído los resultados correspondientes a perfiles de concentración e índices de mezcla.

Para determinar las concentraciones experimentales se procede de la siguiente manera, implementada posteriormente en el algoritmo:

Se analizan todos los fotogramas correspondientes del video (25 fotogramas por segundo). Para cada fotograma se obtiene la imagen recortada del reactor, donde sólo se va a estudiar el reactor con el sólido en su interior.

El reactor se divide en 30 rodajas de un centímetro de alto cada una, ya que el reactor tiene 30 cm de altura, y la anchura correspondiente a esa altura del reactor. Debido al cambio de sección no todas las rodajas tendrán la misma anchura.

De cada rodaja se obtiene el histograma correspondiente, con la luminosidad de cada rodaja y el número de píxeles que poseen ese valor de luminosidad. Se fija un valor umbral, correspondiente a la luminosidad de los bordes del reactor, valor a partir del cual empezará a tener en cuenta el histograma.

La determinación del valor umbral se muestra en la Figura G.2.

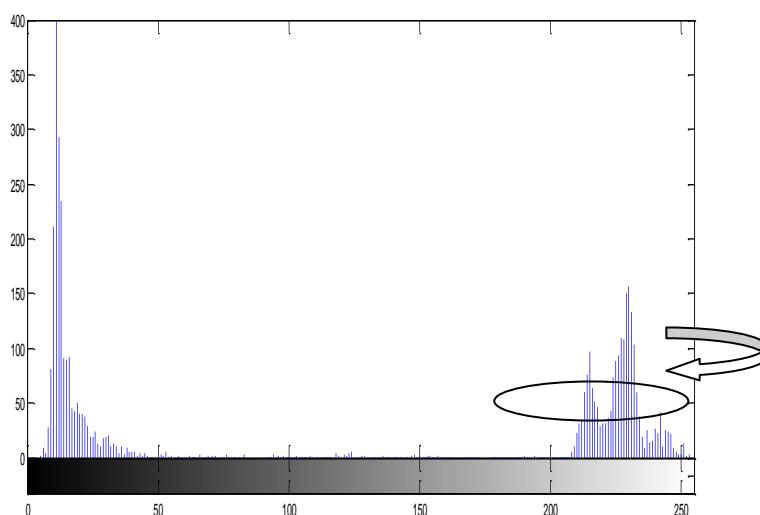


Figura G.2: Cálculo de la luminosidad según la media del histograma.

Se tomará como valor de luminosidad, por tanto de concentración, en cada rodaja, el correspondiente a la media del histograma en dicha rodaja de reactor. De esta manera se toma como valor de concentración el que más número de píxeles tenga, es decir, el que más veces se repita.

Con estos valores se obtiene un vector de concentraciones para las 30 rodajas de reactor. Sabiendo que el valor máximo de luminosidad que podemos alcanzar, correspondiente a una concentración de 255, es un valor de píxel igual a 255, se hace el vector de concentraciones unitarias.

Calculamos el área del reactor de cada fotograma del video, teniendo así un vector de 1 x número de fotogramas analizados.

Se quiere que el área encerrada en el reactor, sea la misma en todos los fotogramas para poder hacer la comparación de las concentraciones experimentales. Para ello se corrige la matriz de concentraciones experimentales, multiplicando cada valor de cada rodaja de reactor, de cada fotograma analizado, por un factor (Área máxima/Área fotograma i).

Teniendo ya la matriz de concentraciones experimentales corregida, se puede obtener el índice de mezcla como la concentración media que hay entre 2 rodajas consecutivas, dado que la concentración es representativa del índice de mezcla de sólidos porque una mayor concentración (luminosidad), representa un menor índice de mezcla ya que no han sido mezcladas las partículas iluminadas con las no iluminadas, mientras que una menor concentración indica que las partículas iluminadas han sido mezcladas con las no iluminadas, por eso el valor de concentración (luminosidad) es menor.

Se representan en 2 gráficas diferentes, el índice de mezcla en función del tiempo y los perfiles de concentración experimentales en función de la altura adimensional del lecho.

En la Figura G.2 podemos observar el procedimiento realizado si se calcula la luminosidad como la media del histograma.

Se hace el cálculo con la media en lugar de con la moda ya que la moda no es un cálculo representativo, porque tiene en cuenta el valor que más veces se repite y no la distribución. Es por esto que se decidió hacer el cálculo con la media del histograma teniendo en cuenta las veces que se repite cada valor.

Para el cálculo de los perfiles de concentración y de los índices de mezcla experimentales se ha utilizado el siguiente algoritmo implementado en Matlab.

ALGORITMO CONCENTRACIONES EXPERIMENTALES

```
function [M,Im,vf] = Concentraciones_indice de mezcla (
nombrevideo,fotogin,zilumini,zmaxsol,angulo,zsolinicial);

%Con esta función se calculan los perfiles de concentración de
trazador expeerimentales, y en función de estos, los índices de
mezcla.

addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB'));
addpath(genpath('C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Videos Fosfo misma
placa de 60\Ángulo 0'));

fpat='C:\Users\Usuario\Documents\MATLAB\Resultados sin freeboard sin
slug corregidos finales\Teórico min burb y corregida área';
```

ANEXOS G

```

nombrevideo=char(nombrevideo);
Obj=mmreader(nombrevideo);
numframes=get(Obj,'NumberOfFrames');
vfot=fotogin:numframes;
nrod=30;
n=numel(vfot);
MMedias=zeros(n,nrod);
Area=zeros(1,n);
b=1;
maux=0;
Media=zeros(1,nrod);
M=zeros(n,nrod);
P0=30;
fps=25;
zsolfluid=zmaxsol;
umbral=0.3;
while b<=n

    nfot=vfot(b);
    I=read(Obj,nfot);
    I1=imrotate(I,270);
    coord=[197,0,283-197,640];
    I2=imcrop(I1,coord);

    % Aquí dibuja dos polígonos negros de pixel 0, y los pega encima de
    los bordes del reactor
    I3=rgb2gray(I2);

    %le introduzco las coordenadas de los dos polígonos, y la imagen I5
    es la figura recortada con los polígonos en negro

    pol1=roipoly(I3,[1,20,16,1],[447,481,640,640]);
    pol1b=ones(size(pol1))-pol1;
    pol1c=uint8(pol1b);
    pol2=roipoly(I3,[87,64,61,87],[481,481,640,640]);
    pol2b=ones(size(pol2))-pol2;
    pol2c=uint8(pol2b);
    I4=I3.*pol1c;
    I5=I4.*pol2c;

    vlong85i=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3.833,3.66,3.5,3.33,3.166,3,2.833,2.66,
    ,2.5,2.33,2.166,2,2,2,2,2,2,2,2];

    vlong60=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3.33,2.66,2,2,2,2,2,2,
    ,2,2];

    vlong45=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3,2,2,2,2,2,2,2,2];

    vlong80=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,3,71,3.43,3.14,2.85,2.57,2.28,
    ,2,2,2,2,2,2,2,2];

    vlong0=[4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,4,2,2,2,2,2,2,2,2];
    vlong= repmat(vlong0,numel(M(:,1)),1);

    % Los vectores de longitudes tienen en cuenta la anchura de las
    rodajas de reactor para tener en cuenta el cambio de sección.

    if (b<125)

```

ANEXOS G

```
P0a=50;
else
    P0a=50;
end
for i=1:nrod

    I6=imcrop(I5,[1 ceil((640/30)*(i-1)) 92 ceil((640/30))]);

    % Recorta la imagen del reactor en 30 rodajas
    [counts ind]=imhist(I6);

    % Calcula el histograma para cada rodaja. counts devuelve el numero
    de pixeles de cada color

    % ind devuelve el color de ese número de pixeles

Media(i)=mean(counts(P0a:255).*ind(P0a:255))/mean(counts(P0a:255));

% Devuelve un vector de con el pixel medio de cada rodaja (al final
sera un
    Media(isnan(Media))=1;

% vector de 1*30 para cada fotograma.

MMedias(b,i)=Media(i);

% Matriz de nfot,nrod que almacena las medias. En cada fotograma
coloca el vector Media de 1*30
    maximedia=max(max(MMedias));

% Al final devolverá un valor que será la mayor media de toda la
matriz Medias

    if maximedia>maux
        maux=maximedia;
    end
end

    maux=ceil(maux);

% Redondea al valor entero más alto ya que puede no ser entero.
    Mediare=ceil(Media);

%Redondea el vector de las medias de 1*30 para cada fotograma, siendo
30 nrod
    [maux P0a Mediare];

%Devuelve un vector de 1*32, siendo 1 la media más grande del
fotograma, 2 el valor de P0 por debajo del cual se desprecian los
pixeles
% Mediare el vector de 1*30 con las medias de % todas las rodajas
para cada fotograma

    concunit=(Mediare-P0)/(maux-P0);
% Calcula la concentracion unitaria del vector Mediare de 1*30 para
cada fotograma

    concunit(concunit<0)=0;
```

ANEXOS G

```
concunit(concunit>1)=1;

a1=concunit(23:30);

%Considero únicamente la zona de sección estrecha que es la
susceptible de formar slugs.
aux=concunit;

if b==1
    Area(b)=sum(((concunit(1:30-
1).*vlong0(1:29)))+(concunit(2:30).*vlong0(2:30)))/2./sum(vlong0);
    imshow(I5)
elseif b<=100

    a1(a1<=umbral)=[];
    aux=min(aux);
    a2=cat(2,concunit(30-zsolfluid+1:30-zilumini),a1);
    num=zsolfluid-numel(a2);
    aul=cat(2,ones(1,num)*aux,a2);
    mk=nrod-numel(aul);
    a4=cat(2,zeros(1,mk),aul);
    concunit=a4;

    Area(b)=sum(((concunit(1:30-
1).*vlong0(1:29)))+(concunit(2:30).*vlong0(2:30)))/2./sum(vlong0))*(zs
olinicial/zsolfluid);

else
    Area(b)=sum(((concunit(1:30-
1).*vlong0(1:29)))+(concunit(2:30).*vlong0(2:30)))/2./sum(vlong0))*(zs
olinicial/zsolfluid);

end

Areamax=max(Area);

% Devuelve un valor al final que es el Área más grande de todos los
fotogramas.Es solo un valor

M(b,:)=concunit;

% Matriz que almacena la concentración unitaria de todas las rodajas
para todos los fotogramas

vf(b)=nfot;

% Para almacenar en un vector todos los fotogramas que he analizado
b=b+1;
% Pasamos al fotograma siguiente

end

Areafotoginicial=Area(1);

Areal= repmat(Area',1,numel(M(1,:)));
```

ANEXOS G

```
% Corregimos el área bajo la curva para que sea igual en todos los
fotogramas y no se desplace como
Mcor1=M+(Areamax-Areal)./numel(M(1,1:zmaxsol-1)); % consecuencia de
la fluidizacion

Mcor1=M.*(Areafotoginicial./Areal);
Mcorr=Mcor1;
Mcorr(Mcorr>1)=1;
M=Mcorr;

Areailumini=(zilumini*2);
Areamaxsol=((tan((2*pi*angulo)/360))*6)/2 + (zsolfluid-
((tan((2*pi*angulo)/360))+zilumini))*4;

Areatotal=Areamaxsol+Areailumini;

Cinf=1*(Areailumini/Areatotal);

IndMezcla=sum((M(:,30-zmaxsol-1:1:30-zilumini-1)+M(:,30-zmaxsol:1:30-
zilumini)),2)./sum((M(:,30-zmaxsol:1:30)+M(:,30-zmaxsol-1:29)),2)./(1-
zilumini/zmaxsol);

Im=IndMezcla;
Imaux=zeros(1,numel(Im)+1);
Imaux(1,2:numel(Im)+1)=Im;
Im=Imaux;
Im(Im>1)=1;

z=(30:-1:1)./30;
z1=(zsolinicial:-(zsolinicial/zsolfluid):1)./zsolinicial;

figure(11),
hold on
title('Tracer Concentration Profiles');
xlabel('Dimensionless Bed Height, z [-]');
ylabel('Tracer Concentration, C [-]');

plot(z1,M(1,30-zsolfluid+1:29),'g*')
plot(z1,M(200,30-zsolfluid+1:29),'c*')
plot(z1,M(300,30-zsolfluid+1:29),'m*')
plot(z1,M(400,30-zsolfluid+1:29),'y*')
plot(z1,M(700,30-zsolfluid+1:29),'k*')
plot(z1,M(1000,30-zsolfluid+1:29),'r*')

plot(z,M(500,1:30),'c*')
plot(z,M(600,1:30),'m*')

dos=round(200/25);
tresc=round(300/fps);
```


ANEXOS G

```

cuatr=round(400/fps);
setec=round(700/fps);
mil=round(1000/fps);

legend(sprintf('t=%ds',0),sprintf('t=%ds',dos),sprintf('t=%ds',tresc),
sprintf('t=%ds',cuatr),sprintf('t=%ds',setec),sprintf('t=%ds',mil));

axis([0 1.0 0 1.0]);
hold off

t=[0:1000-1]./fps; % Represento solo 40 segundos

figure(100),
title('Mixing Index');
xlabel('Mixing time, t [s]');
ylabel('Mixing Index, MI [-]');
axis([0 40 0 1]);

hold on

plot(t,Im(1:1000)','k*');
nombresinavi=strrep(nombrevideo, '.avi','');
nombrel=strcat(nombresinavi, 'Tracer Concentration Profiles');
saveas(figure(11), [fpat,filesep,nombrel], 'fig');

nombre2=strcat(nombresinavi, 'Mixing Indeex');
saveas(figure(100), [fpat,filesep,nombre2], 'fig');

xlswrite('Libro2.xls',M, 'Hoja1');
xlswrite('Libro2.xls',Im, 'Hoja2');

end

```

Algunas gráficas de las obtenidas con este algoritmo se muestran en las Figuras siguientes:

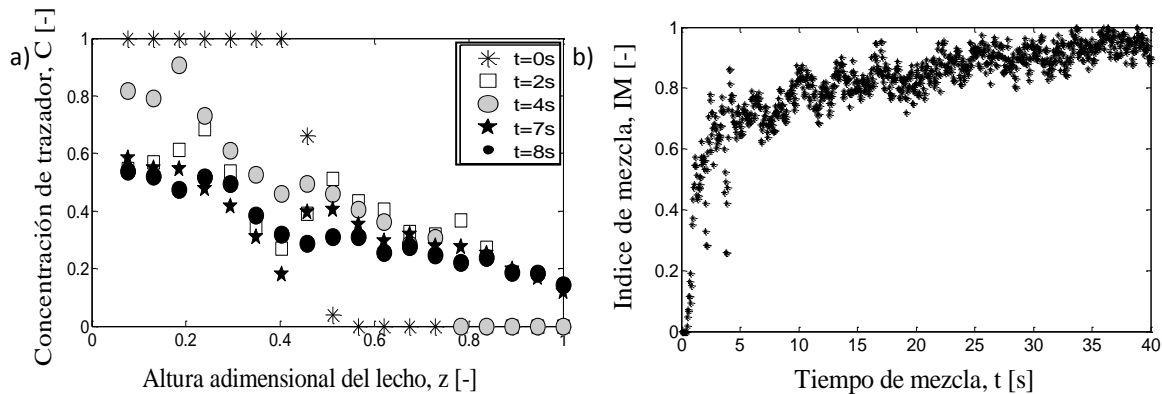


Figura G.3. Gráficas para una geometría $\alpha = 45^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.5$. a) Perfiles de concentración. b) Indice de mezcla.

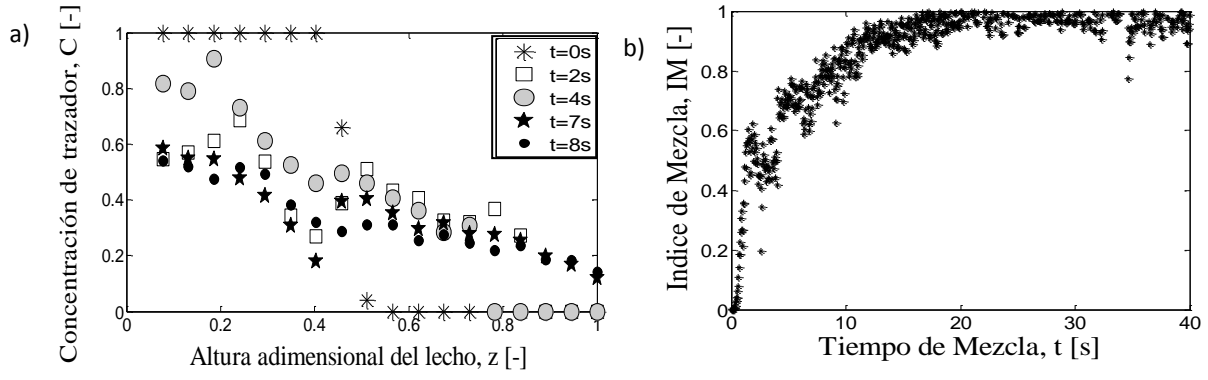


Figura G.4. Gráficas para una geometría $\alpha = 80^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.5$. a) Perfiles de concentración. b) Índice de mezcla.

ANEXO H

EFFECTO DE LA POSICIÓN DE LA SEGUNDA ENTRADA DE GAS

El reactor utilizado en el presente trabajo es un reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección. Esto indica que tiene dos entradas de gas, lo que permite crear dos atmósferas en el interior del lecho, una reactiva y otra regenerativa, permitiendo la regeneración en continuo del catalizador, desactivado por la deposición de coque.

Es de vital importancia la posición de la segunda entrada de gas, ya que afecta al movimiento de los sólidos y en consecuencia la mezcla de éstos.

Por este motivo, se han realizado grabaciones experimentales modificando la altura del distribuidor correspondiente a la segunda entrada de gas para determinar así su posición óptima. Las posiciones a las que ha sido posible realizar las pruebas han sido 9 y 10 cm, ya que en las restantes se formaban unos “slugs” que ocupaban todo el lecho y provocaban la rotura del mismo impidiendo así la mezcla de los sólidos.

H.1) POSICIÓN DE LA ALTURA DEL DISTRIBUIDOR 10 CM.

Los resultados obtenidos tras el análisis de las grabaciones se muestran en la Figura H.1.

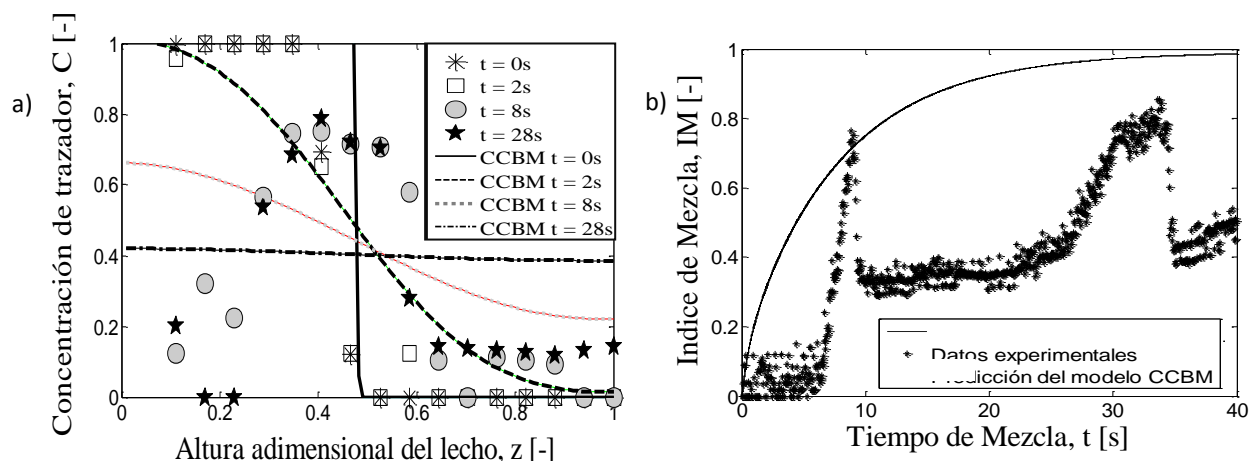


Figura H.1. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM $u_{r,abajo} = u_{r,arriba} = 2.5$, $\alpha = 0^\circ$, posición del distribuidor a 10 cm. a) Índice de mezcla. b) Perfiles de concentraciones experimentales.

Como se puede observar en la Figura H.1.a y H.2.b, se producen slugs cuando se modifica la altura del distribuidor y se aleja la posición del cambio de sección. Este hecho se puede ver en la caída de las concentraciones a valor cero en una altura del reactor en la que tendría que haber concentración porque hay mezcla.

En la Figura H.2.b, se aprecian dos picos en los instantes 10s y 35s, que se deben a la presencia de dos slugs durante la grabación del experimento. Al producirse el slug, parte de las partículas iluminadas son arrastradas a la zona de arriba del lecho, con lo que al calcular el índice de mezcla, da valores mayores que los que cabría esperar.

Para comprobar esto se han analizado los fotogramas correspondientes de mezcla, resultados que se muestran en las Figuras H.3 y H.4.

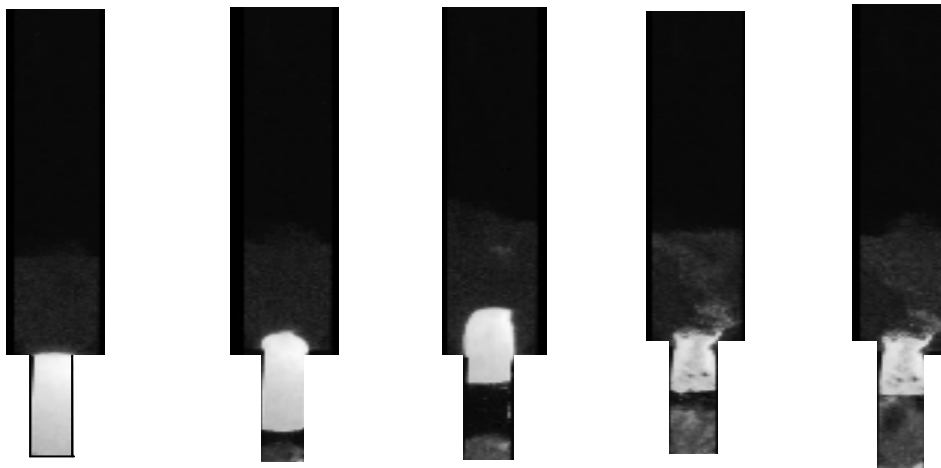


Figura H.3. Progresión del slug a $t = 10s$.

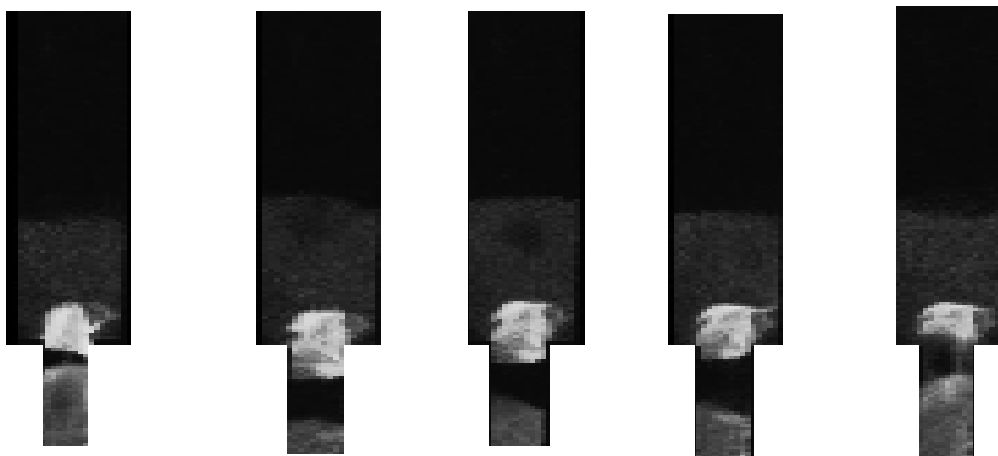


Figura H.4. Progresión del slug a $t = 35s$.

Es en estas Figuras, Figura H.3 y Figura H.4 donde mejor se observa la evolución del slug y la justificación de los dos picos en la gráfica del índice de mezcla.

Se aprecia como, al ascender el sólido a la parte de arriba impulsado por el slug, hay una zona iluminada arriba en contraposición con el resto de sólido presente en la zona de arriba que aún permanece no iluminado porque aún no se ha producido la mezcla. Es por esto por lo que la mezcla aumenta en los dos instantes que se analizan en los fotogramas de dichas figuras.

H.2) POSICIÓN DE LA ALTURA DEL DISTRIBUIDOR 9 CM.

Los resultados se adjuntan en las gráficas de la Figura H.5.

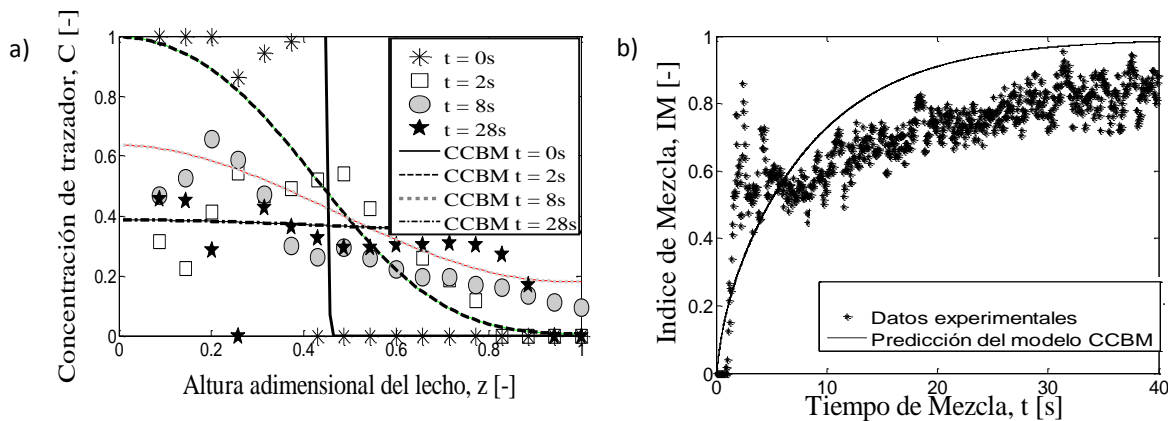


Figura H.5. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM $u_{r,abajo} = u_{r,arriba} = 2.5$, $\alpha = 0^\circ$, posición del distribuidor a 9 cm. a) Índice de mezcla. b) Perfiles de concentraciones experimentales.

Según estas gráficas, a menor distancia de la segunda entrada de gas al cambio de sección, menor es la formación de slugs ya que hay menor rotura del lecho. El slug que se observa en la Figura H.5.b tiene lugar entre los 5-10s, y el resto de la mezcla es constante.

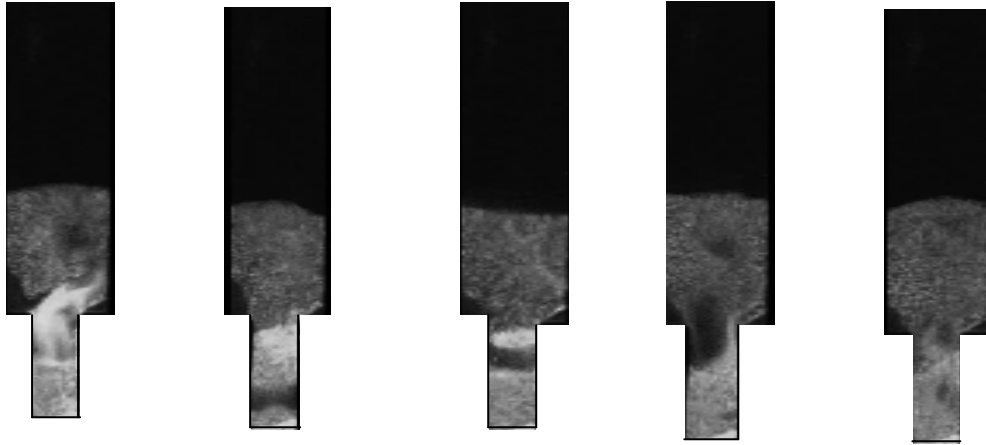


Figura H.6. Progresión del slug a $t = 10s$.

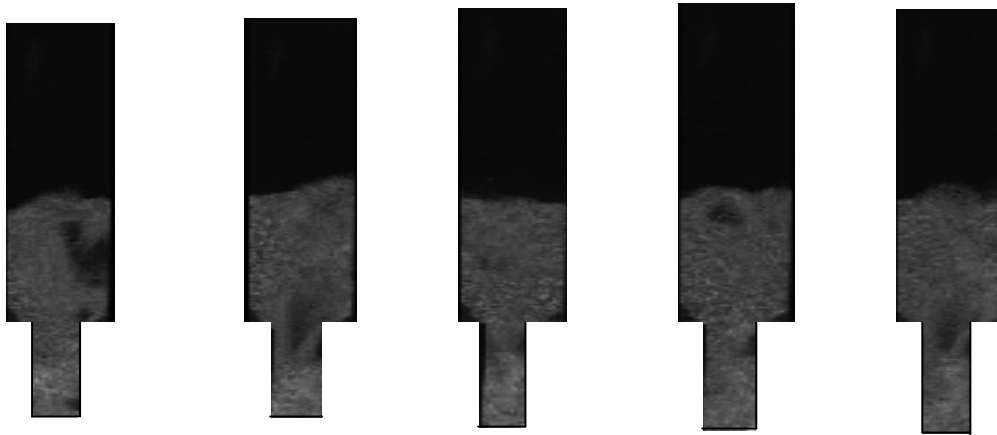


Figura H.7. Progresión del slug a $t = 35s$.

Como se aprecia en la Figura H.5.b, en los fotogramas de mezcla correspondientes al instante $t = 35s$, no hay formación de slugs cuando la segunda entrada de gas se coloca a 9 cm [Figura H.7], mientras que sí los hay cuando se coloca a 10 cm [Figura H.4].

A menor distancia relativa entre el distribuidor secundario y el comienzo del cambio de sección, la mezcla es más lineal, sin cambios bruscos en el índice de mezcla ni caídas bruscas en los perfiles de concentración, y menor es el número de slugs durante la fluidización. También es menor el periodo de duración de los mismos, hecho que se puede observar comparando las Figuras H.4, H.5, H.6 y H.7.

ANEXO I

EFFECTO DE LA VELOCIDAD DE GAS EN LA MEZCLA DE SÓLIDOS

En los reactores de lecho fluidizado de dos zonas con dos secciones, RLFDZ-DS, tiene especial importancia el estudio de la velocidad de gas, ya que hay dos entradas y la influencia del mismo es mayor.

En las gráficas de concentración de trazador y de índice de mezcla [Anexo G], se observaba que a velocidades reducidas bajas, u_r , no se alcanzaba la mezcla completa, mientras que a velocidades reducidas altas se alcanzaba la mezcla completa y en menor tiempo.

Es por esto que se va a estudiar el efecto de la velocidad de gas en la mezcla de sólidos en este Anexo.

I.1) COMPARACIONES EXPERIMENTALES.

Se han llevado a cabo experimentos en reactores RLFDZ-DS pseudo-bidimensionales con 5 ángulos de cambio de sección diferentes; $\alpha = 0, 45, 60, 80$ y 85° , y a velocidades reducidas de gas en las dos entradas comprendidas en un rango entre 1.5-3.0.

Según lo explicado en el Anexo F, se han calculado los perfiles de concentración de trazador y, en función de estos los índices de mezcla, para todas las geometrías de reactor y todas las velocidades reducidas.

Para estudiar el efecto de la velocidad de gas en la mezcla de sólidos, interesa realizar la comparación del efecto de la velocidad individualmente en cada geometría de reactor; es decir, gráficas en las que se muestren los índices de mezcla para una misma geometría y distintas velocidades reducidas.

En la Figura I.1 se muestra la comparación de los índices de mezcla experimentales para una geometría de reactor $\alpha = 85^\circ$ a distintas velocidades reducidas.

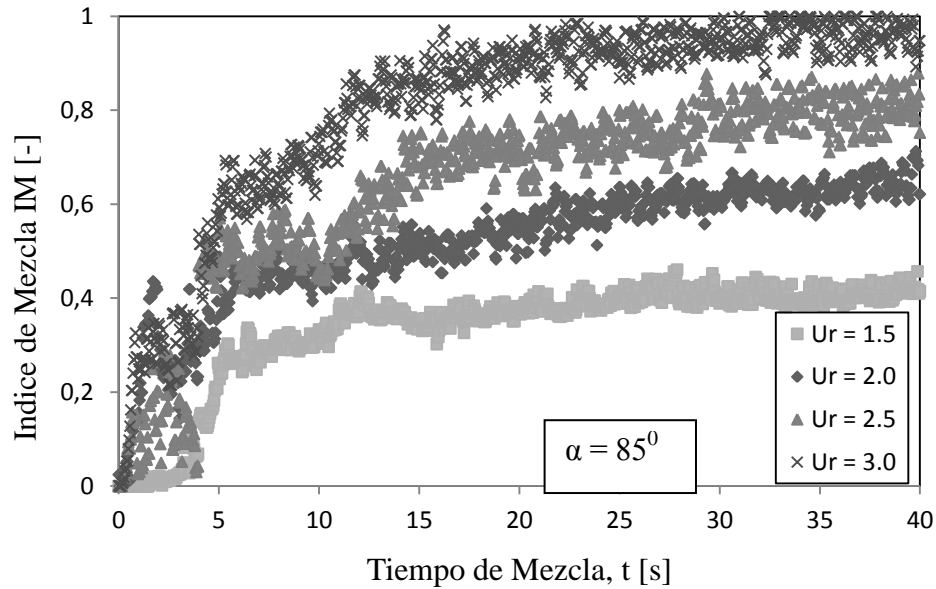


Figura I.1. Comparaciones de la evolución de los índices de mezcla experimentales para una geometría $\alpha = 85^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 1.5-3.0$.

En la Figura I.2 se muestra la comparación de índices de mezcla experimentales pero para una geometría de $\alpha = 60^\circ$ a distintas velocidades reducidas.

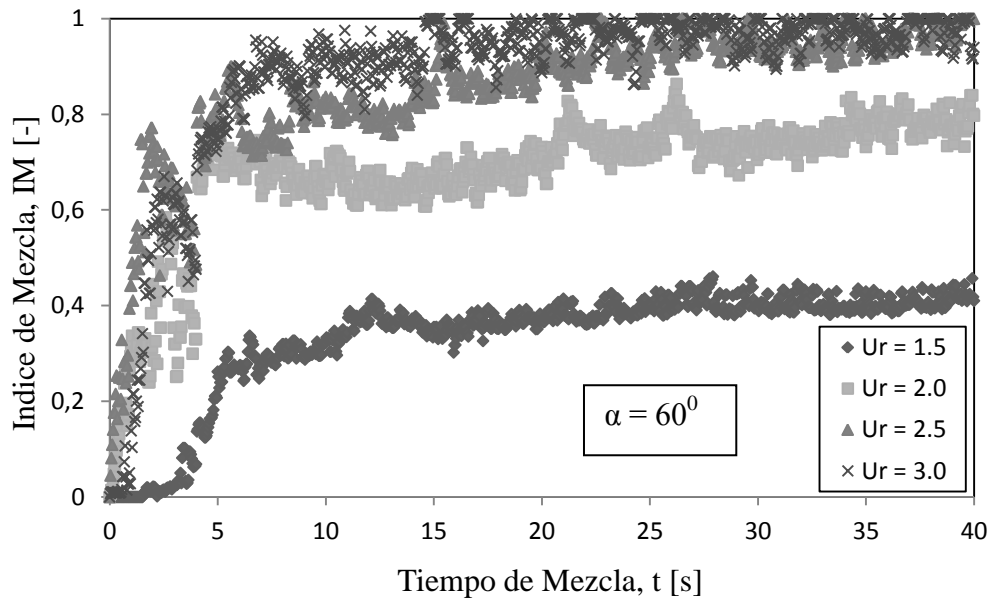


Figura I.2. Comparaciones de la evolución de los índices de mezcla experimentales para una geometría $\alpha = 60^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 1.5-3.0$.

Se observa, como, para una misma geometría, a mayores velocidades reducidas, el índice de mezcla es mayor y el tiempo en conseguir una mezcla completa es menor.

También se puede observar, como, aunque la velocidad reducida sea la misma, si comparamos en ambas gráficas los índices de mezcla para la misma velocidad reducida, no son iguales, esto nos indica una influencia en el ángulo de cambio de sección, es decir, en la geometría del reactor.

En la Figura I.1 ($\alpha = 85^\circ$), el tiempo de mezcla es mayor y la mezcla es menor que en la Figura I.2 ($\alpha = 60^\circ$). Esto es debido a que la altura de sólido alcanzada en el reactor de geometría $\alpha = 85^\circ$ es mayor ya que el ángulo de cambio de sección es menos pronunciado que en el de $\alpha = 60^\circ$. Atendiendo a la ecuación Ec.I.1 se entiende el por qué es menor al mezcla cuando $\alpha = 85^\circ$.

$$IM = \frac{\int_{Z_{cs}}^{z_{max}} C \cdot dz}{C^* \cdot (1 - Z_{cs})} \quad (Ec.I.1)$$

Z_{cs} : Altura de cambio de sección, es adimensional.

$$Z_{cs} = \frac{8}{Z_{max}} \quad (\text{Ec.I.2})$$

Z_{max} : Altura máxima alcanzada por el sólido.

Cuando $\alpha = 85^\circ$, Z_{max} es mayor, con lo que Z_{cs} es menor (Ec.I.2), y el denominador de la ecuación Ec.I.1 es mayor haciendo menor el índice de mezcla.

Se puede alcanzar mezcla completa a partir de una $u_r = 2.0$. Esta tendencia se puede relacionar con la hidrodinámica de las burbujas, que se está estudiando en trabajos paralelos [38].

I.2) COMPARACIONES TEÓRICAS CON EL MODELO CCBM.

De la misma manera que se han realizado las comparaciones entre los resultados obtenidos experimentalmente para distintas velocidades de fluidización en dos geometrías de reactor diferentes, se detallan las comparaciones de los índices de mezcla teóricos obtenidos con el modelo de retromezcla a contracorriente con recirculación de sólidos, CCBM.

En la Figura I.3 se muestran las comparaciones de índice de mezcla obtenidas con el modelo teórico CCBM para un ángulo de cambio de sección de 85° .

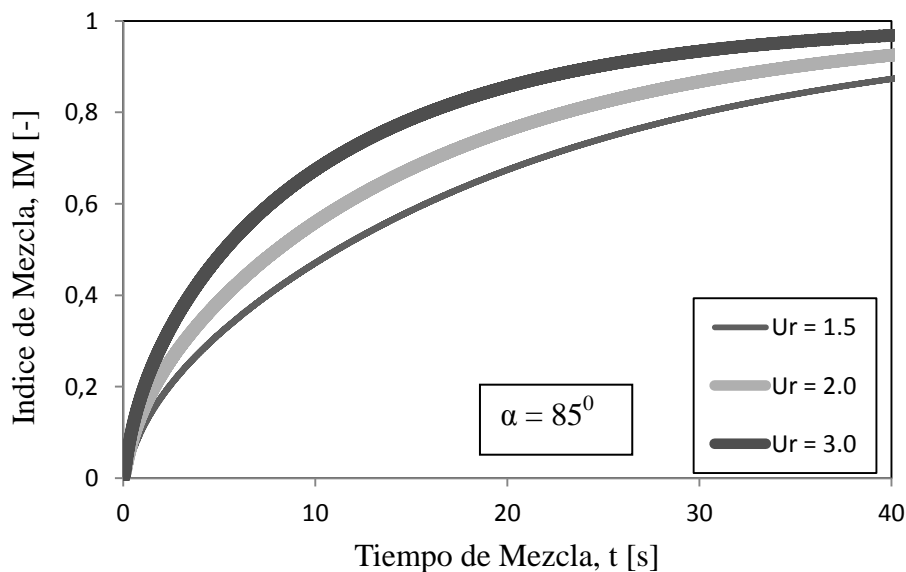


Figura I.3. Comparaciones de la evolución de los índices de mezcla teóricos para una geometría $\alpha = 85^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 1.5-3.0$.

En la Figura I.4 se muestran las mismas comparaciones de índices de mezcla teóricos obtenidos con el modelo CCBM para una geometría $\alpha = 60^\circ$.

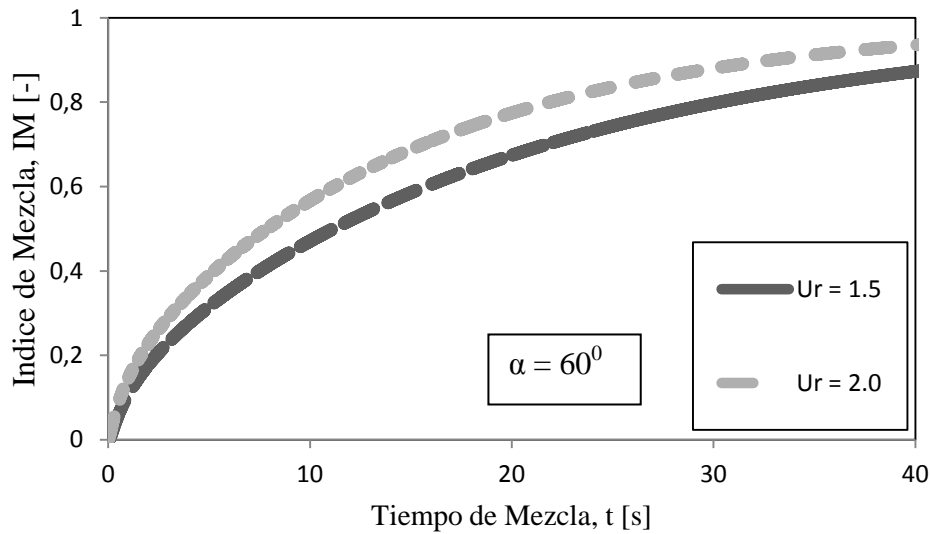


Figura I.4. Comparaciones de la evolución de los índices de mezcla teóricos para una geometría $\alpha = 60^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 1.5-3.0$.

En las comparaciones realizadas para los índices de mezcla teóricos se observa lo mismo que con los experimentales: a mayor velocidad reducida en una misma geometría de reactor, el índice de mezcla alcanzado es mayor para un mismo tiempo de mezcla. Por otro lado, el IM teórico difiere entre experimentos con la misma velocidad reducida de gas pero distintas geometrías de reactor. Además, la tendencia descrita por las curvas de evolución temporal del IM teórico coincide con la tendencia encontrada experimentalmente.

ANEXO J

EFFECTO DE LA GEOMETRÍA DEL REACTOR EN LA MEZCLA DE SÓLIDOSJ.1) COMPARACIONES EXPERIMENTALES.

Como se explicó en el Anexo G, a la misma velocidad reducida, con diferentes ángulos de cambio de sección, la gráfica de índice de mezcla no era la misma. Esto tiene su explicación en una influencia en el cambio de sección.

En la Figura J.1 se observa la influencia del ángulo de cambio de sección para una velocidad reducida $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$ a diferentes geometrías.

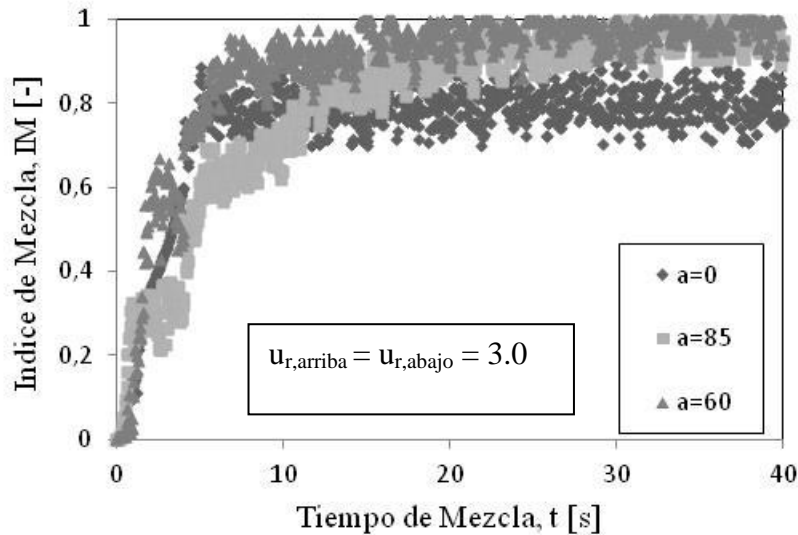


Figura J.1. Influencia del cambio de sección en la evolución del índice de mezcla experimental. $U_{r,arriba} = U_{r,abajo} = 3.0$. $\alpha = 0, 60$ y 85° .

En la Figura J.2 se muestra la misma influencia pero a una velocidad reducida menor, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.0$.

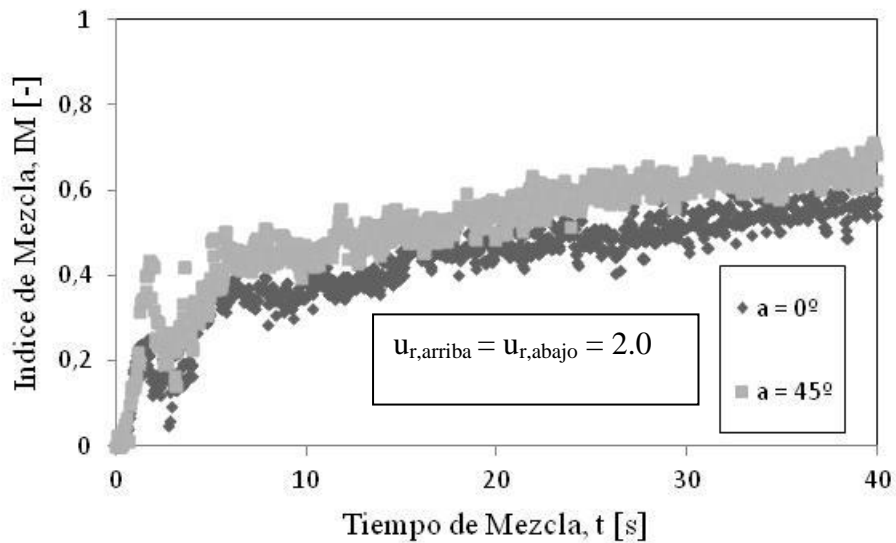


Figura J.2. Influencia del cambio de sección en la evolución del índice de mezcla experimental. $U_{r,arriba} = U_{r,abajo} = 2.0$. $\alpha = 0$ y 45° .

Se puede observar como para ángulos de cambio de sección más bruscos, $\alpha = 0$, 45° , el índice de mezcla máximo alcanzable es inferior a la unidad, mientras que para ángulos de cambio de sección más suaves, es posible alcanzar mezcla completa.

Esto se puede apreciar para las 2 gráficas (Figuras J.1 y J.2), a velocidades reducidas de gas $u_r = 2.0$ y $u_r = 3.0$ en ambas zonas del lecho.

La explicación encontrada a esta influencia de la geometría del reactor viene asociada al concepto de ángulo de defluidización explicado con detalle en el Anexo J.

Se observa una pendiente más pronunciada en los primeros segundos de mezcla, sea cual sea el ángulo de cambio de sección.

Esto se debe a dos hechos fundamentalmente:

1. El gradiente de concentraciones: Al inicio la parte iluminada tiene concentración 1 y la parte no iluminada tiene concentración 0 con lo que la mezcla es más brusca que cuando las concentraciones de los sólidos que se mezclan son más parecidas
2. El cambio de lecho aflojado a lecho fluidizado: En el instante inicial donde hay entrada de aire, el lecho pasa de estar aflojado a estar fluidizado con lo que hay un mayor desplazamiento de sólidos inicial.

Para geometrías de reactor con ángulos de transición $\alpha = 60, 85^\circ$, es posible alcanzar mezcla completa trabajando a partir de $u_r = 2.0$.

Para RLFDZ-DS con ángulos de cambio de sección, $\alpha < 45^\circ$, la mezcla no llega a ser completa ni con velocidad reducida 3.0, debido a la influencia de la región defluidizada formada sobre el cambio de sección.

J.2) COMPARACIONES TEÓRICAS CON EL MODELO CCBM.

De la misma manera que se ha procedido en el Anexo G, se realiza también la comparación de los índices de mezcla teóricos obtenidos mediante el modelo CCBM implementado sin parámetros ajustables.

Los resultados obtenidos, que, como se esperaba, tienen la misma tendencia que los resultados experimentales, se muestran en las Figuras a continuación.

La Figura J.3 muestra los índices teóricos obtenidos con el modelo CCBM para una geometría de reactor de sección $\alpha = 0, 60, 85^\circ$ y una velocidad reducida, $u_r = 3.0$.

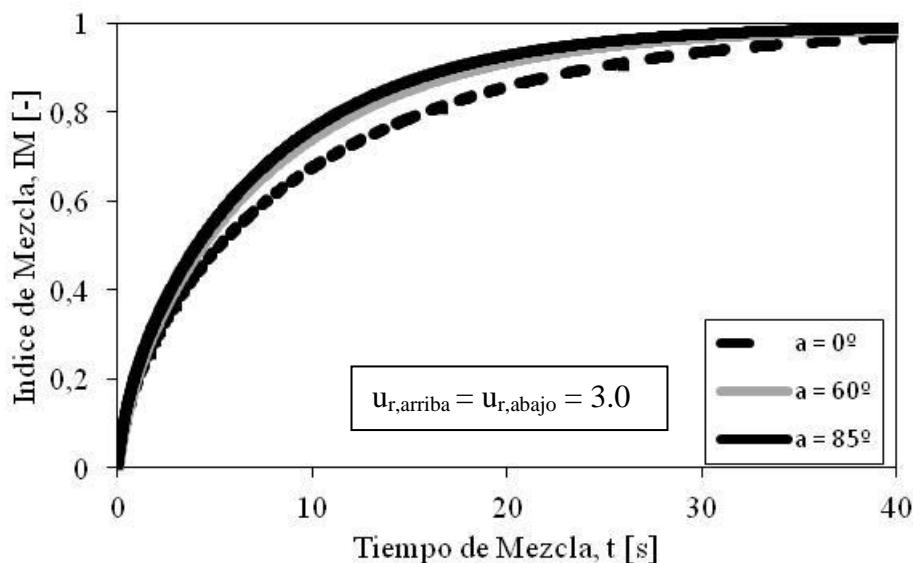


Figura J.3. Influencia del cambio de sección en la evolución del índice de mezcla teórico. $U_{r,arriba} = U_{r,abajo} = 3.0$. $\alpha = 0, 60$ y 85° .

Para ver la influencia a distintas velocidades reducidas, la Figura J.4 muestra la influencia del cambio de sección en los índices de mezcla teóricos para una geometría $\alpha = 0, 45, 85^\circ$ a una velocidad reducida, $u_r = 2.0$.

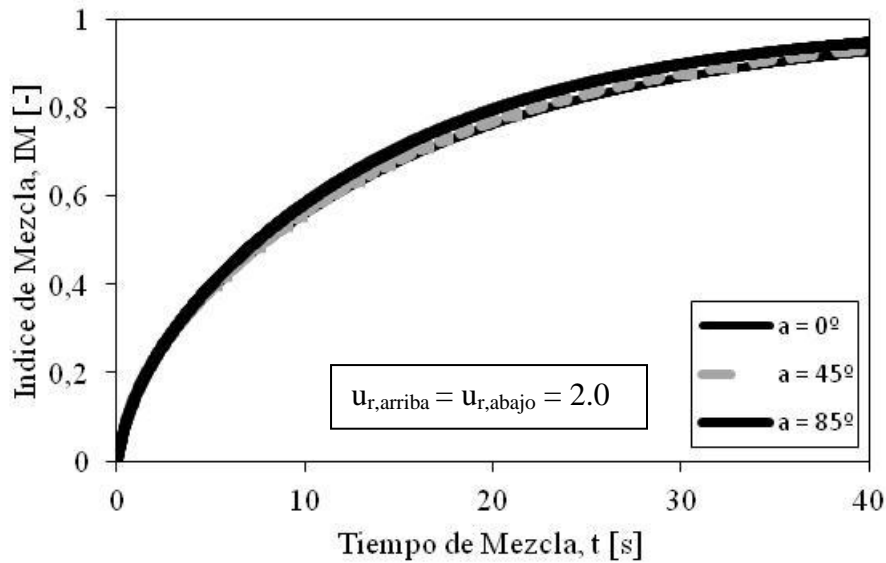


Figura J.4. Influencia del cambio de sección en la evolución del índice de mezcla teórico. $U_{r,arriba} = U_{r,abajo} = 2.0$. $\alpha = 0, 45$ y 85° .

Como se puede observar en las gráficas [Figuras J.3 y J.4], para la geometría $\alpha = 0$ y 45° , el índice de mezcla alcanzado es menor por la aparición de “zonas muertas” de lecho (Ver Anexo I) que en los ángulos de 60 y 85° . Estas zonas suponen una cantidad de partículas sólidas defluidizadas o inmóviles sobre el cambio de sección brusco que no sufren mezcla con las provenientes de la zona inferior del lecho. En consecuencia, el índice de mezcla resultante en estos casos es menor.

ANEXO K

ÁNGULO DE DEFLUIDIZACIÓN EN UN RLFDZ CON CAMBIO DE SECCIÓN.
EFFECTO DE LA VELOCIDAD DEL GAS

En un reactor de lecho fluidizado de dos zonas con cambio de sección, como el utilizado en el presente trabajo, la geometría del reactor y su correspondiente cambio de sección, juegan un papel importante en la mezcla de sólidos, que es el objeto del estudio.

Como se ha observado en la memoria, en las comparaciones experimentales y teóricas del índice de mezcla, en geometrías de $\alpha \leq 45^\circ$, el índice de mezcla alcanzado es menor que en geometrías de reactor con $\alpha \geq 60^\circ$, y el tiempo en alcanzar la mezcla es menor. Esto es debido a la existencia de una zona en el ángulo de cambio de sección, llamada zona muerta, donde se quedan las partículas iluminadas de manera estacionaria, sin llegar a mezclarse con las partículas no iluminadas.

Este hecho se muestra en la Figura K.1 donde se representan distintos fotogramas de mezcla a diferentes tiempos en los que se aprecia la existencia de una zona muerta causante de una disminución en el índice de mezcla.

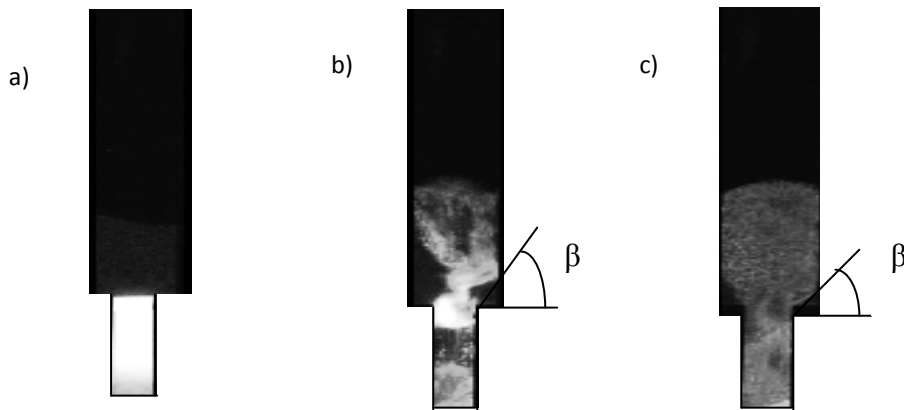


Figura K.1. Fotogramas de mezcla para un reactor de geometría $\alpha = 0^\circ$, $U_{r,arriba}=U_{r,abajo}=2.0$. a) $t = 0s$. b) $t = 12s$. c) $t = 28s$.

En estudios paralelos [38], comprobó la influencia del ángulo de defluidización en el índice de mezcla.

Las burbujas de mayor tamaño proporcionan una mejor circulación de los sólidos y, por tanto, una región defluidizada menor.

Se debería utilizar un RLFDZ-DS con $\alpha \approx 80^\circ$ para evitar la aparición de zonas muertas en el lecho. Es necesario evitar las regiones defluidizadas porque representan grandes problemas a escala industrial, debido a que pueden provocar sinterización del catalizador, generación de puntos calientes y, como consecuencia, pérdida de actividad. Además de provocar mayores costes de mantenimiento y paradas frecuentes para llevar a cabo la limpieza interior del reactor.

De esta misma manera, el ángulo de cambio de sección, α , es un parámetro importante en el diseño de un RLFDZ-DS de cara a su escalado a tamaño industrial.

K.1) DETERMINACIÓN DEL ÁNGULO DE DEFLUIDIZACIÓN.

Como se ha visto es necesario conocer el ángulo de defluidización para conocer exactamente la región defluidizada en la que se encuentran los sólidos que se quedan sin mezclar y que provocan la disminución del índice de mezcla.

Para ello, I.Julián obtuvo una gráfica [24] que se representa en la Figura K.2 donde se puede determinar el ángulo de defluidización, β , en función de la velocidad de gas para una geometría de reactor de ángulo de cambio de sección de 0° .

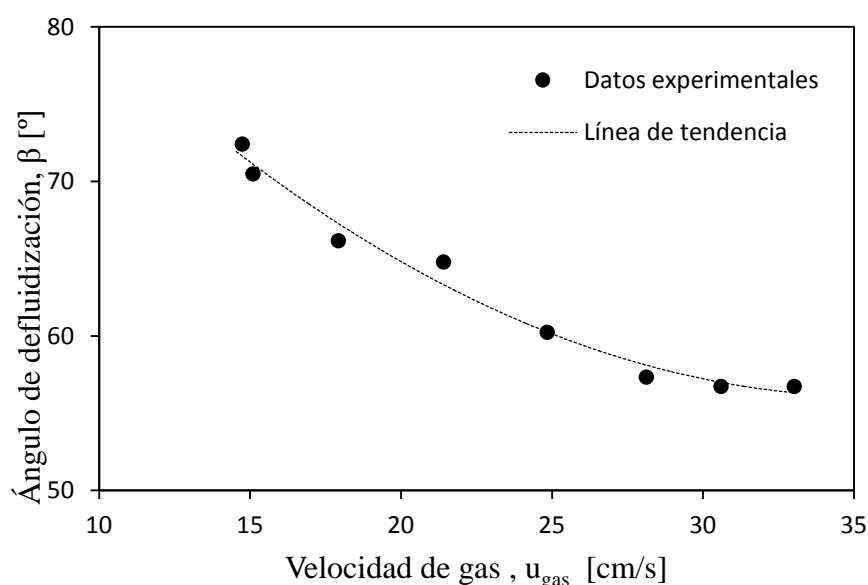


Figura K.2. Ángulo de defluidización en función de la velocidad del gas, $\alpha = 0^\circ$ extraído de Julián y cols. 2012 [24].

Se observa que una velocidad de exceso de gas mayor que 25 cm/s, que correspondería a una velocidad reducida $u_r < 2.5$, proporciona un ángulo de defluidización, $\beta < 60^\circ$. Este hecho se ve reflejado en la gráfica de la Figura K.2 donde se observa que a mayores velocidades de gas el ángulo de defluidización, y por consiguiente la zona muerta es menor.

Se calculó el área de la zona muerta y se le restó al área total en la que se lleva a cabo la mezcla ya que es una zona que queda sin mezclar al final del experimento.

Para una mayor aclaración de cómo se calcula la zona defluidizada se presenta la Figura K.3 donde se muestra un esquema del RLFDZ-DS.

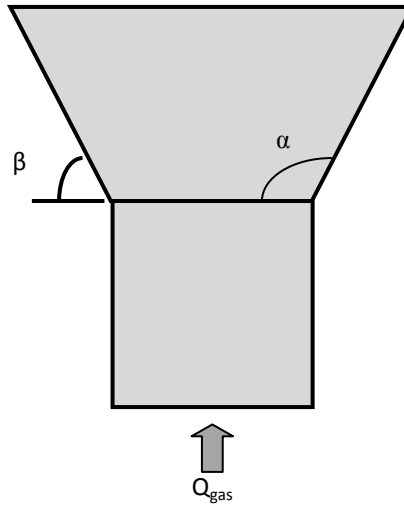


Figura K.3. Esquema del RLFDZ-DS.

De esta manera, el área en la que se lleva a cabo la mezcla de sólidos es ahora:

$$A_{mezcla} = A_{total} - 2 \cdot A_{zona\ muerta} \quad (\text{Ec.K.1})$$

$$A_{trapecio} = 2 \cdot \frac{b \cdot h}{2} \quad (\text{Ec.K.2})$$

$$A_{defluidizada} = [\tan\beta - \tan\alpha] \quad (\text{Ec.K.3})$$

$$A_{total \alpha=0^\circ} = Z_{iluminada} * 2 + (Z_{fluidizada} - Z_{iluminada}) * 4 \quad (\text{Ec.K.4})$$

Siendo:

$Z_{iluminada}$ la altura de sólido que se activa con la lámpara.

$Z_{fluidizada}$ la altura máxima de sólido que se alcanza en la fluidización.

Teniendo en cuenta este cambio en el área de mezcla, el índice de mezcla corregido sería el representado según la ecuación (Ec.K.5):

$$IM \text{ corregido} = IM_{CCBM} * \frac{A_{TOTAL} - A_{Defluidizada}}{A_{TOTAL}} \quad (\text{Ec.K.5})$$

K.2) CORRECCIÓN DEL MODELO CCBM EN FUNCIÓN DEL ÁNGULO DE DEFLUIDIZACIÓN.

Una vez calculado el ángulo de defluidización y el área de las zonas muertas, se procede a la corrección del modelo CCBM para tener en cuenta dichas áreas en el cálculo del índice de mezcla de sólidos en el interior del reactor.

El modelo teórico CCBM tenía en cuenta el ángulo de cambio de sección pero no el ángulo de defluidización, ya que, hasta que no se observó experimentalmente la existencia de las zonas muertas mediante la grabación de videos y el análisis de las imágenes de los fotogramas correspondientes, no se pudo establecer una relación entre ambas.

Una vez observado dicho efecto, y conocida la gráfica de la Figura K.2, se pensó en una mejora del modelo CCBM que pudiera predecir la influencia del ángulo de defluidización en el índice de mezcla de los sólidos.

Aplicando las ecuaciones Ec.K.1-Ec.K.5 al modelo teórico de mezcla axial de sólidos a contracorriente (CCBM), para un experimento con $\alpha = 0^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.0$, resulta la siguiente corrección:

Según la Figura K., el ángulo de defluidización sería: $\beta = 58^\circ$.

$$A_{defluidizada} = [\tan_{58} - \tan_0] = 1.6 \text{ cm}^2$$

$$A_{total \alpha=0^\circ} = 7.8 * 2 + (16.7 - 7.8) * 4 = 56 \text{ cm}^2$$

$$IM \text{ corregido} = IM_{CCBM} * \frac{56-3.2}{56} = IM_{CCBM} * 0.95$$

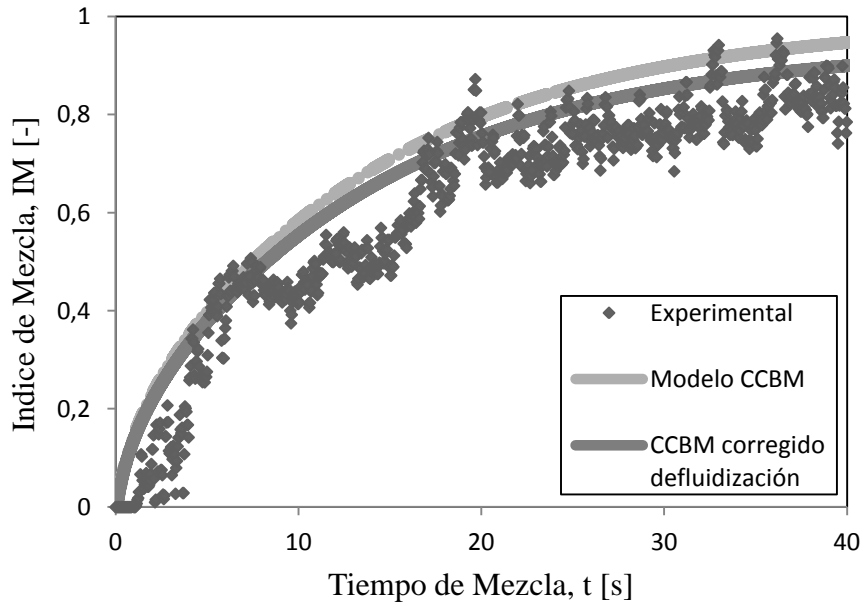


Figura K.4. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM, y la corrección del modelo CCBM teniendo en cuenta el ángulo de defluidización, $\alpha = 0^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.0$.

Como se observa en la Figura K.4, la corrección del modelo CCBM según el ángulo de defluidización predice mejor el índice de mezcla experimental. El índice de mezcla teórico calculado con el modelo CCBM antes de la corrección predice un índice de mezcla mayor de lo que realmente ocurre según los datos experimentales. Esto es porque predice una mezcla que realmente no ocurre al formarse zonas muertas que provocan una región defluidizada que disminuye el índice de mezcla al haber zonas donde el sólido queda fijo sin mezclar.

En la corrección, al tener en cuenta la región donde no hay mezcla, el área donde se calcula la mezcla de sólidos ahora es menor que la inicial ya que se le han descontado las zonas muertas, con lo que el índice de mezcla que predice ahora el modelo teórico CCBM corregido es menor que el inicial ajustándose mejor a los datos experimentales.

Se representa en la Figura K.5 lo mismo que en la Figura K.4, para una geometría $\alpha = 0^\circ$ y una $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.5$.

Según la Figura K.2, el ángulo de defluidización sería: $\beta = 62^\circ$.

$$A_{defluidizada} = [\tan_{62} - \tan_0] = 1.88 \text{ cm}^2$$

$$A_{total \alpha=0^\circ} = 8.1 * 2 + (18.85 - 8.1) * 4 = 59.2 \text{ cm}^2$$

$$IM \text{ corregido} = IM_{CCBM} * \frac{59.2-3.76}{59.2} = IM_{CCBM} * 0.93$$

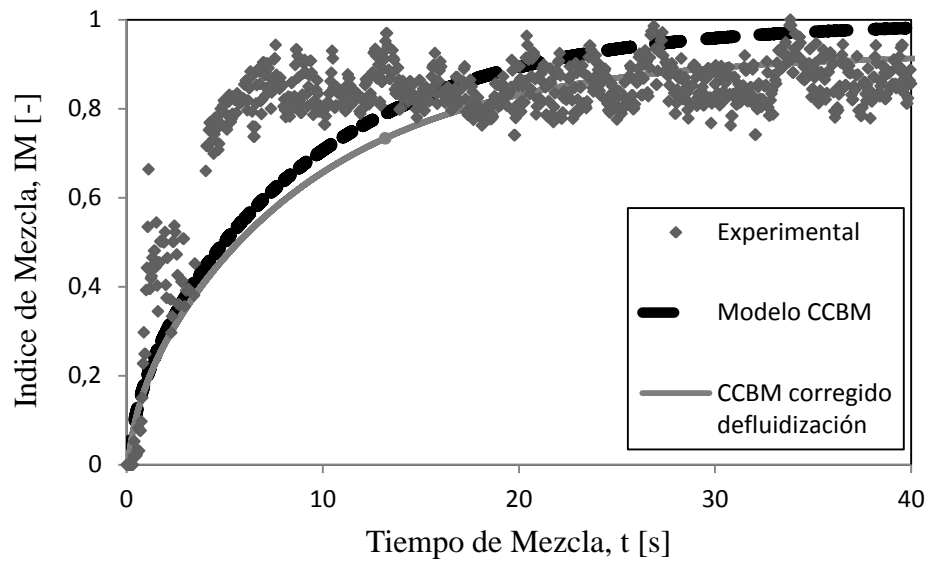


Figura K.5. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM, y la corrección del modelo CCBM teniendo en cuenta el ángulo de defluidización, $\alpha = 0^\circ$, $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.5$.

En la gráfica de la Figura K.5 se observa lo mismo que las conclusiones obtenidas de la Figura K.4 observándose un mejor ajuste de los datos experimentales tras la corrección del ángulo de defluidización.

ANEXO L

CORRECCIÓN DEL MODELO CCBM CALCULANDO EL d_b A PARTIR DE
CORRELACIONES OBTENIDAS EXPERIMENTALMENTE EN RLFDZ-DS

Los resultados de los ajustes del modelo CCBM que han sido mostrados en la memoria del presente proyecto, se han basado en las correlaciones hidrodinámicas mostradas a continuación y explicadas con más detalle en el Anexo D.

$$u_1 = 0.3 \cdot ((u_{gas} - u_{mb}) + 0.4 \cdot (g \cdot db)^{0.5} \quad (\text{Ec.L.1})$$

$$u_{gas} = u_{mf} \cdot u_r \quad (\text{Ec.L.2})$$

$$u_{mb} = u_{mf} \cdot 1.4 \quad (\text{Ec.L.3})$$

El factor 1.4 ha sido obtenido experimentalmente ya que se ha observado que a una velocidad inferior a 1.5 el lecho no sufre fluidización.

$$f_1 = \frac{\delta \cdot fw}{(\delta \cdot fw) + 1 - \delta} \quad (\text{Ec. L. 4})$$

$$K_w = \frac{0.075 \cdot (ur - 1)}{db} \quad ur \leq 3.0 \quad (\text{Ec. L. 5})$$

$$K_w = \frac{0.15}{db} \quad ur > 3.0 \quad (\text{Ec. L. 6})$$

Donde el db ha sido obtenido mediante la correlación de Mori y Wen teniendo en cuenta el cambio de sección.

En estudios paralelos [38], se está llevando a cabo la obtención de correlaciones en base a resultados experimentales que predigan el comportamiento del tamaño de las burbujas y su evolución a lo largo del lecho.

Inicialmente se basaron los ajustes de los resultados experimentales en la correlación de Mori y Wen utilizada en el modelo CCBM, pero finalmente se ha llegado a una correlación empírica que es la siguiente:

- Región inferior del lecho:

$$z < z_0 \quad db(z) = 0.65 \left(\frac{\pi}{4} D_{abajo}^2 u_{mf} (u_{r,o} - 1) \right)^{0.4} (1 - \exp(-0.3z/D_{abajo})) \quad (\text{Ec.L.7})$$

- Región de transición:

- Burbujas provenientes de la zona inferior (distribuidor primario):

$$z_1 > z > z_0 \quad d_{b,1e}(z) = d_{b,0} \sqrt{1 + \frac{1}{u_{r,0}-1} \left(1 - \frac{S_{1e}}{S_0} \right)} = d_{b,0} \sqrt{1 - \frac{z-z_0}{(u_{r,0}-1)\tan\beta}} \quad (\text{Ec.L.8})$$

- Burbujas incipientes provenientes del distribuidor secundario:

$$z_1 > z > z_0 \quad d_{b,orif}(z) = d_{b,m} - (d_{b,m} - d_{b,orif}(z_0)) \exp(-0.3z/D_{arriba}) \quad (\text{Ec.L.9})$$

siendo:

$$d_{b,m} = 0.65 (\pi/4 D_{arriba}^2 u_{mf} (u_{r,1} - 1))^{0.4} \quad (\text{Ec.L.10})$$

- Burbuja promedio en la zona de transición:

$$z_1 > z > z_0 \quad d_b(z) = \frac{d_{b,1e}(z)^2 + d_{b,orif}(z)^2}{d_{b,1e}(z) + d_{b,orif}(z)} \quad (\text{Ec.L.11})$$

- Región superior del lecho:

- Burbujas provenientes del distribuidor primario:

$$z > z_1 \quad d_{b,1}(z) = d_{b,m} - (d_{b,m} - d_{b,orif}(z_1)) \exp(-0.3z/D_{arriba}) \quad (\text{Ec.L.12})$$

$$d_{b,m} = 0.65(\pi/4D_{arriba}^2 u_{mf}(u_{r,0} - 1))^{0.4} \quad (\text{Ec.L.13})$$

➤ Burbujas provenientes del distribuidor secundario:

$$z > z1 \quad d_{b,orif}(z) = d_{b,m} - (d_{b,m} - d_{b,orif}(z1)) \exp(-0.3z/D_{arriba}) \quad (\text{Ec.L.14})$$

➤ Burbuja promedio en la zona de transición:

$$z > z1 \quad d_b(z) = \frac{d_{b,1}(z)^2 + d_{b,orif}(z)^2}{d_{b,1}(z) + d_{b,orif}(z)} \quad (\text{Ec.L.15})$$

Calculando el diámetro de burbuja con las ecuaciones anteriores se procede a un nuevo ajuste de los datos experimentales mediante el modelo CCBM.

La correlación empleada en la velocidad u_1 , es la de la ecuación Ec.L.1. Tanto en el ajuste con d_b según las correlaciones de Mori y Wen como el ajuste con el d_b de burbuja calculado con las correlaciones empíricas, se va a especificar que sea la misma.

De esta manera, teniendo el d_b de Mori y Wen y la velocidad u_1 con ese diámetro de burbuja, una vez calculado el d_b según las correlaciones experimentales, especificando que u_1 sea la misma se puede calcular un factor corrector experimental en la ecuación Ec.L.1 dejando de ser 0.3.

Despejando dichos resultados el factor corrector ha resultado de 0.45. Los cálculos se muestran en la ecuación Ec.L.16.

$$\alpha = 60^\circ, u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0 \rightarrow d_{b\text{experimental}} = 1.34 \text{ cm}; u_1 = 21.24 \text{ cm/s}$$

$$\alpha = 60^\circ, u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0 \rightarrow d_{b\text{wen y mori}} = 1.6 \text{ cm}; u_1 = 21.24 \text{ cm/s}$$

$$21.24 = \text{Factor corrector} \cdot ((9.22 \cdot 3.0) - (9.22 \cdot 1.4)) + 0.4 \cdot (g \cdot db)^{0.5} \quad (\text{Ec. L. 16})$$

Despejando de la ecuación Ec.L.16 se ha obtenido que el Factor corrector para el cálculo de u_1 es: Factor corrector = 0.45.

En la Figura L.1 se muestra la comparación entre el ajuste teórico obtenido con el modelo CCBM con el diámetro de burbuja calculado según la correlación de Mori y Wen y según las correlaciones empíricas obtenidas por I.Julián en estudios paralelos [24]. Las condiciones del experimento son $\alpha = 60^\circ$ y $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$.

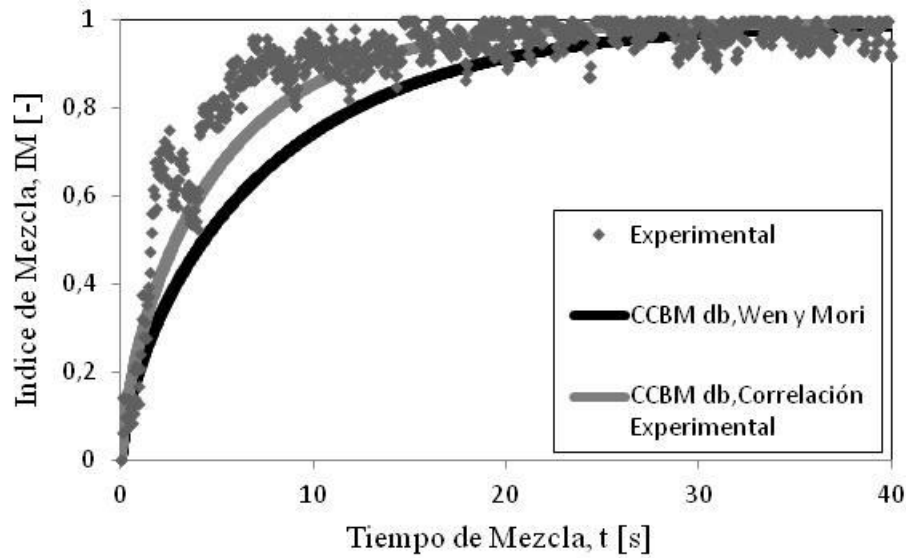


Figura L.1. Comparación entre los resultados experimentales y el modelo CCBM sin parámetros ajustables para una geometría $\alpha = 60^\circ$, una velocidad relativa de gas $u_r = 3.0$ y db mediante correlación experimental y mediante correlación de Mori y Wen.

Según la Figura L.1 se observa que el ajuste del modelo teórico con la correlación empírica para la obtención del d_b se ajusta mejor a los datos experimentales que el modelo teórico hallando el d_b con la correlación de Mori y Wen.

Esto demuestra la importancia de continuar la investigación del estudio hidrodinámico de un RLFDZ-DS que se está llevando a cabo por I.Julián en el CREG (Grupo de Catálisis, Separaciones Moleculares e Ingeniería de Reactores) para seguir obteniendo correlaciones que permitan predecir el comportamiento de las burbujas a lo largo del lecho y su distribución de tamaño en función de la altura de reactor.

Otra demostración de la mejora del ajuste del modelo CCBM se muestra en la Figura L.2 para diferentes condiciones de operación. Estas son $\alpha = 85^\circ$ y $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 3.0$.

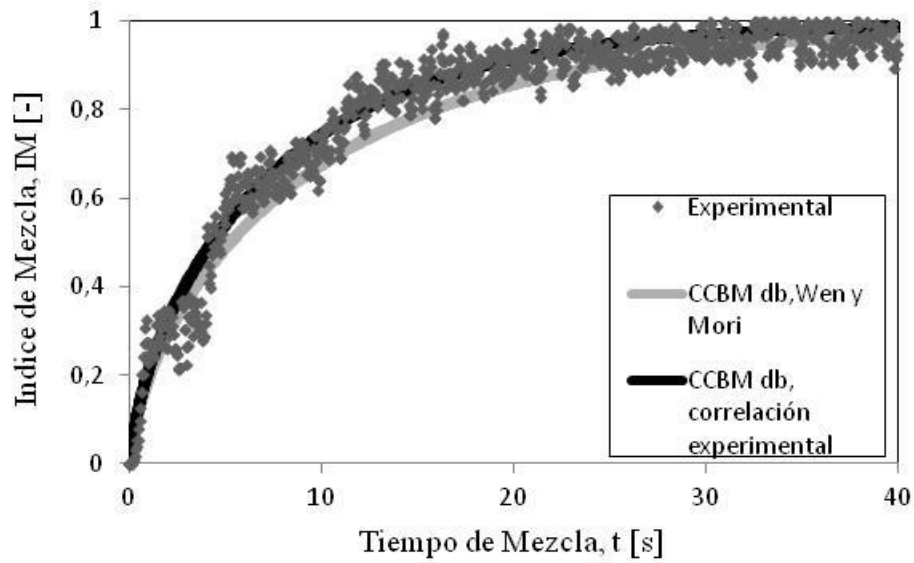


Figura L.2. Comparación entre los resultados experimentales y el modelo CCBM sin parámetros ajustables para una geometría $\alpha = 85^\circ$, una velocidad relativa de gas $u_r = 3.0$ y db mediante correlación experimental y mediante correlación de Mori y Wen.

En esta Figura L.2 también se observa una mejora del modelo teórico CCBM aplicando las correlaciones empíricas para la obtención del diámetro de burbuja.

ANEXO M

DIFERENTES VELOCIDADES DE GAS EN LA ZONA DE REACCIÓN Y REGENERACIÓN

El modelo CCBM modificado utilizado en el presente trabajo se ha implementado considerando una velocidad promedio de ascenso de sólidos en el lecho, u_1 , constante.

Por este motivo, la mayoría de los experimentos han sido realizados manteniendo la misma velocidad de gas en las zonas de reacción y regeneración. El ajuste entre las predicciones teóricas de la mezcla de sólidos y los resultados experimentales ha sido satisfactoria en estos casos.

No obstante, se han grabado experimentos en los que la velocidad de ambas zonas es distinta para comprobar si el ajuste modelo-experimento se resiente al utilizar una u_1 promedio entre las estimadas para ambas zonas del lecho. Se ha observado que la predicción no es tan buena como en los casos de velocidad constante y, por tanto, la simplificación llevada a cabo constituye una limitación en el modelo.

En la Figura M.1 se muestra la predicción del modelo CCBM para un reactor de geometría $\alpha = 0^\circ$ y $u_{r,arriba} = u_{r,abajo} = 2.0$.

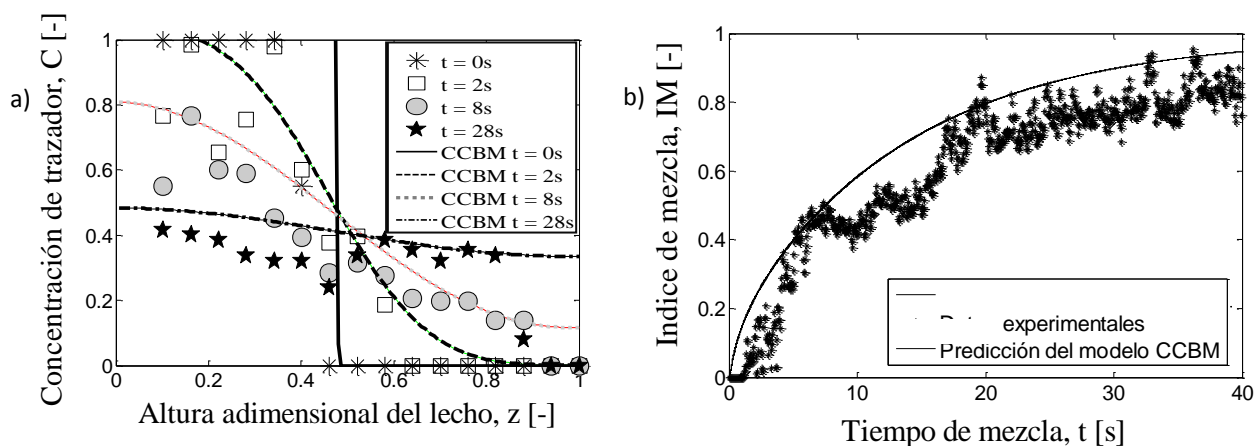


Figura M.1. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM $u_{r,abajo} = 2.0$ $u_{r,arriba} = 2.0$, $\alpha = 0^\circ$. a) Índice de mezcla. b) Perfiles de concentraciones experimentales.

Para justificar lo explicado en líneas anteriores, se muestra, para una misma geometría de reactor, $\alpha = 60^\circ$, el ajuste del modelo CCBM a los datos experimentales

cuando las velocidades de las zonas de reacción y regeneración no son las mismas en la Figura M.2.

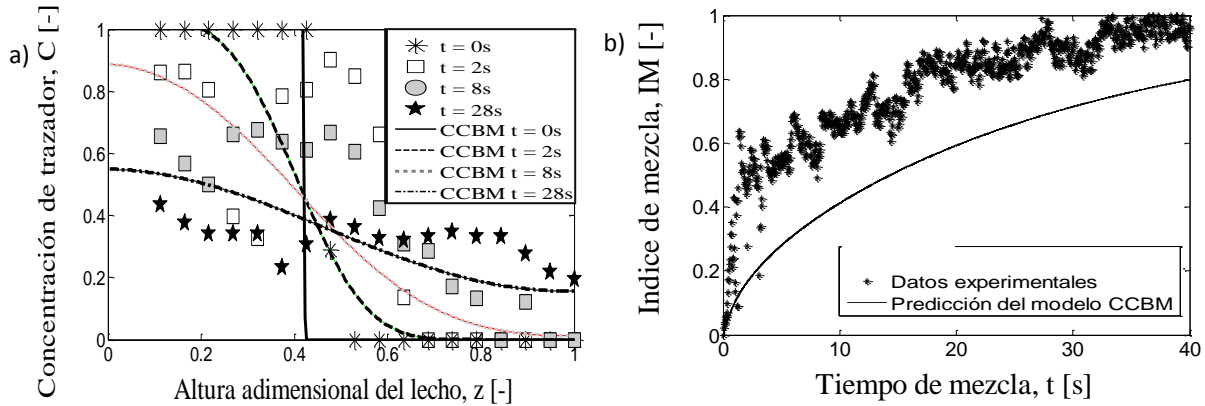
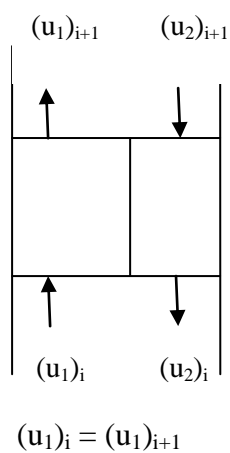


Figura M.2. Comparación entre los datos experimentales y los ajustes del modelo teórico CCBM $u_{r,abajo} = 3.0 u_{r,arriba} = 1.5$, $\alpha = 60^\circ$. a) Índice de mezcla. b) Perfiles de concentraciones experimentales.

Como se observa en la Figura M.2, cuando las velocidades reducidas en la zona de reacción y en la zona de regeneración son distintas, $u_{r,arriba} \neq u_{r,abajo}$, el ajuste de los datos experimentales con el modelo teórico CCBM no es bueno. Predice un índice de mezcla menor de lo que ocurre en realidad (Figura M.2.b), aparte de no predecir el comportamiento de los perfiles de concentración de trazador (Figura M.2.a).

MODELO ACTUAL



PROPUESTA DE FUTURO

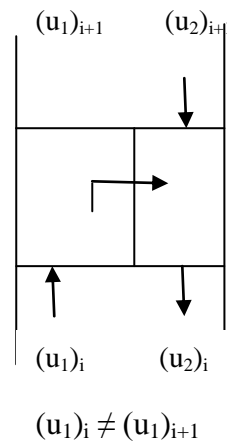


Figura M.3: Representación de la propuesta de mejora del modelo CCBM.

ANEXOS M

En la propuesta de futuro, la velocidad de ascenso de partículas en dos instantes de tiempo no es la misma, con lo que se introduce un nuevo término en el sistema de ecuaciones del balance de materia del modelo CCBM.

El sistema resultante sería:

$$\frac{dC_1}{dt} = \frac{d(u_1 \cdot C_1)}{dz} + K_w \cdot (c_1 - c_2) + \frac{du_2}{dz} \cdot c_2 \quad (\text{Ec.M.1})$$

$$\frac{dC_2}{dt} = \frac{d(u_2 \cdot C_2)}{dz} + K_w \cdot (c_2 - c_1) + \frac{du_1}{dz} \cdot c_1 \quad (\text{Ec.M.2})$$

Con estas dos ecuaciones se pretende mitigar el problema de que las velocidades en la zona de reacción y en la zona de regeneración no sean las mismas resolviendo el sistema mediante el método numérico Runge-Kutta de 4º orden.