

## 2. ESTUDIO Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA DE LOS PARÁMETROS MÁS REPRESENTATIVOS

La fluidización se caracteriza por ser una operación en la que las partículas de sólido se transforman a un estado similar al de un fluido con la ayuda de un agente de fluidización que puede ser un líquido o un gas. Un lecho fluido muestra una serie de características propias de un líquido, como pueden ser:

- La presión estática a cualquier altura es aproximadamente igual al peso de los sólidos del lecho por unidad de sección de reactor.
- Un objeto más denso que el seno del lecho se hundirá en él, mientras que un objeto menos denso flotará.
- Los sólidos que forman un lecho se derramarán como un líquido a través de un orificio situado en el fondo o en un lado del reactor. Se podría asemejar a un chorro de agua pasando a través de dicho orificio.
- La superficie del lecho se mantiene en un nivel horizontal independientemente de cómo esté inclinado el lecho.
- El lecho adopta la forma del recipiente en el que esté contenido.
- Si las partículas están bien mezcladas, el lecho se mantiene a temperatura constante cuando se calienta.

Un lecho de partículas sólidas tiene un comportamiento diferente dependiendo de la velocidad de paso del fluido que se esté utilizando para fluidificar el sistema. A medida que la velocidad del gas aumenta, se producen una serie de cambios en el movimiento de las partículas como se puede apreciar en la figura (Fig. 2-1).

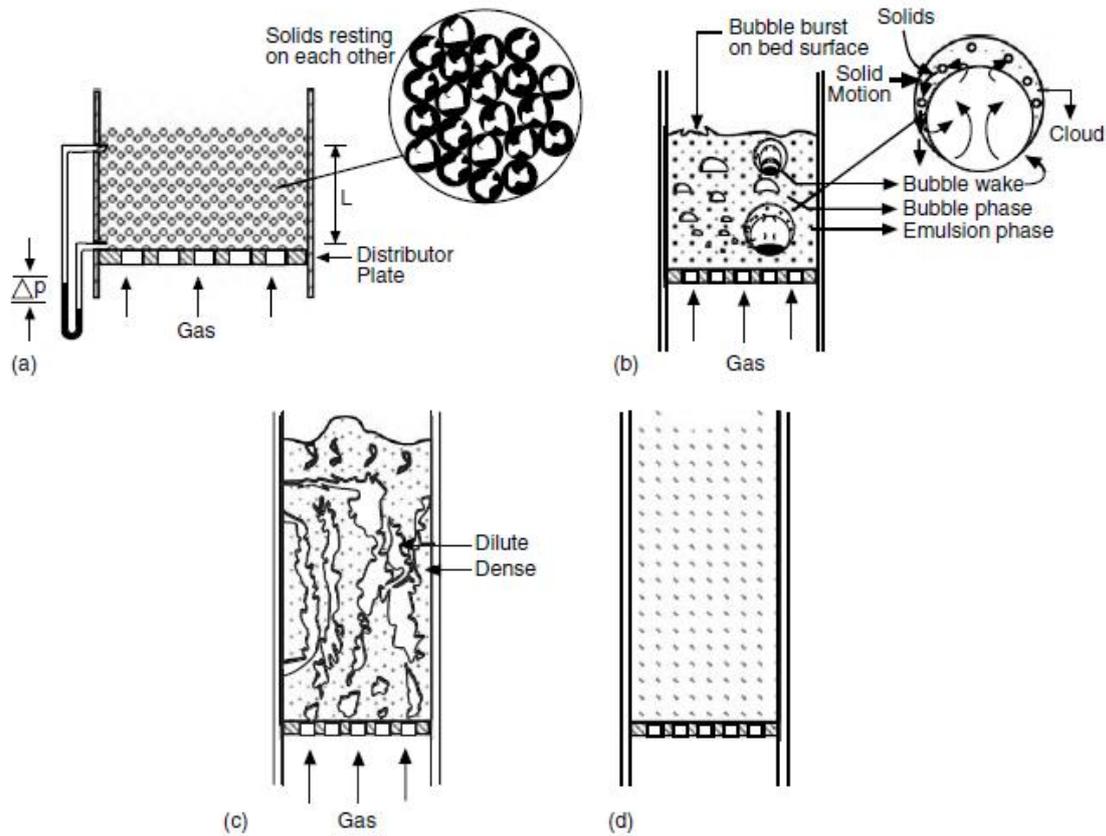


Fig. 2-1 (a) Lecho fijo. (2) Lecho fluido burbujeante. (3) Lecho fluido turbulento. (4) Lecho de arrastre o de transporte. Basu (2006)

Cuando la velocidad del gas varía, los sólidos se mueven de un estado o régimen a otro. Estos regímenes, de menor a mayor velocidad del gas, se pueden clasificar en: lecho fijo, lecho burbujeante, lecho turbulento, lecho rápido (que es el que se utiliza cuando se trabaja con unidades de lecho fluido circulante) y lecho de transporte. Las principales características de estos regímenes se recogen en la siguiente figura (Fig. 2-2):

Propiedad	Lecho fijo	Lecho fluidificado	Lecho rápido	Lecho de transporte
Aplicación en calderas	Calderas convencionales	Calderas de lecho fluido burbujeante	Calderas de lecho fluido circulante	Combustión de carbón pulverizado
Diámetro medio de partícula (mm)	<300	0.03 – 3	0.05 – 0.5	0.02 – 0.08
Velocidad del gas en el reactor (m/s)	1 – 3	0.5 – 2.5	4 – 6	15 – 30
Relación $U/U_t$ típica	0.01	0.3	2	40
Movimiento de los sólidos	Estático	Arriba y abajo	Mayormente, hacia arriba	Arriba
Mezclado de los sólidos	Inapreciable	Por lo general casi perfecto	Casi perfecto	Pequeño
Porosidad media	0.4 – 0.5	0.5 – 0.85	0.85 – 0.99	0.98 – 0.998
Gradiente de temperatura	Grande	Muy pequeño	Pequeño	Significativo

Fig. 2-2 Comparación de los principales procesos de contacto gas – sólido. Modificado de Basu (2006)

En el momento en el que la velocidad del agente fluidizante es tan alta como para igualar el peso de las partículas, se puede decir que el lecho se encuentra en condiciones de mínima fluidización. Para velocidades superiores a la del estado de mínima fluidización se produce la coalescencia de burbujas de gas que van creciendo a medida que asciende por el lecho, consiguiendo un lecho fluido burbujeante. En la fluidización de partículas pequeñas, si la velocidad del gas es suficientemente alta y se supera el límite de velocidad para el cual el peso junto con la fuerza de rozamiento de la partícula se igualan a la fuerza de arrastre del propio cuerpo se puede afirmar que se ha alcanzado la velocidad terminal de los sólidos. En ese momento, el arrastre de partículas es apreciable, desaparece la superficie superior del lecho y se puede observar un movimiento turbulento de grupos de sólido y espacios de distintos tamaños y formas. Este estado se correspondería con el lecho fluidificado turbulento. Si se aumentara la velocidad del gas aún más, las partículas abandonarían el lecho con el gas, tratándose de un lecho fluidificado con transporte neumático. En lechos en los que se utilizan estos últimos regímenes, donde las partículas son arrastradas, se emplean sistemas que devuelven dichas partículas al interior, como es el caso de los lechos fluidos circulantes cuando se utiliza un régimen de fluidización rápido.

En lo que se refiere a la pérdida de carga en el lecho en los distintos regímenes de fluidización, se puede ver lo que ocurre de forma gráfica en la figura (Fig. 2-3). Cuando el fluido pasa a través del lecho a velocidad baja, régimen de lecho fijo, se puede observar una fuerte pendiente en la pérdida de carga a medida que la velocidad aumenta. Cuando la fuerza de arrastre se iguala al peso de las partículas, comienza la fluidización y, a partir de ese momento, la pérdida de carga se mantiene constante hasta que tiene lugar la elutriación.

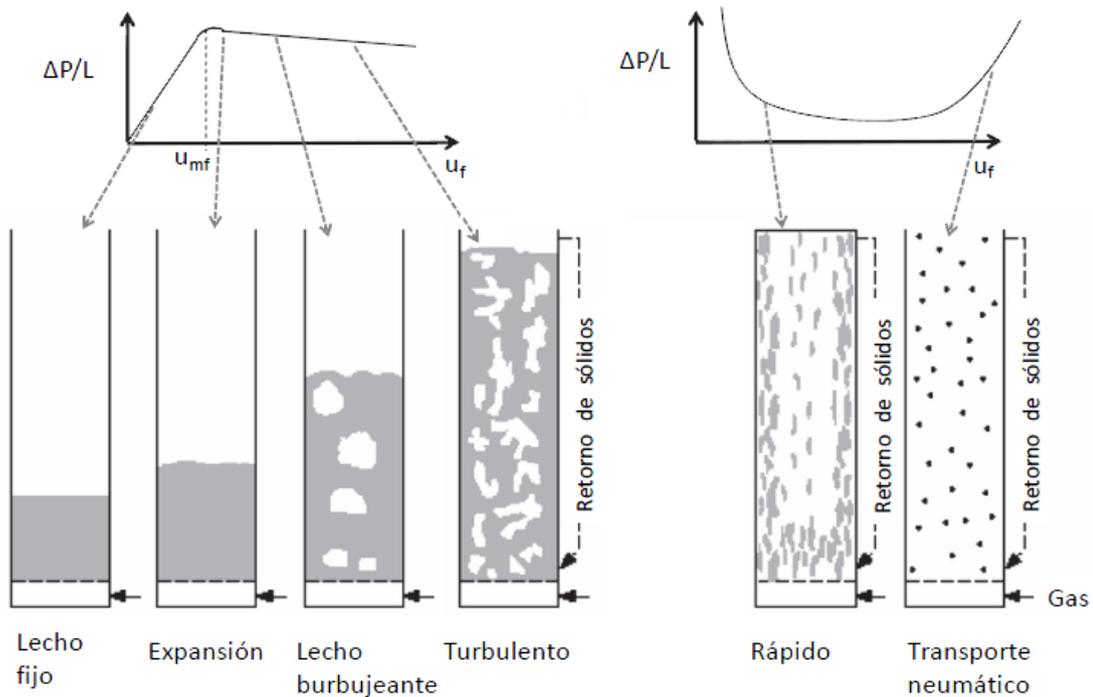


Fig. 2-3 Regímenes de fluidización. Modificado Guedea (2013)

Cuando se supera cierta cantidad de caudal de gas con la que ya se ha alcanzado el estado de mínima fluidización, comienza el burbujeo y en el gas se pueden apreciar 2 partes: una que atraviesa el lecho en forma de burbujas y otra que lo hace a través de las partículas, que expande el lecho. Esta mezcla se conoce como emulsión gas – sólido. El burbujeo facilita un buen mezclado y que se consigan valores de temperatura uniforme en todo el lecho, lo que confiere un gran control de la operación.

Se observa experimentalmente que junto a las burbujas existe una región alrededor con características fluidodinámicas diferentes al resto de la emulsión, denominada nube, y que asciende de forma solidaria a la burbuja (Fig. 2-4). La nube establece el límite físico entre el gas que circula por el interior de la burbuja y el que circula por la propia nube. Por otro lado, se

encuentra la estela, que forma parte de la nube y asciende solidaria a la burbuja. Cada una de estas regiones se caracteriza por tener su propia fluidodinámica y experimentan intercambios de masa y calor entre ellas a lo largo de todo el lecho.

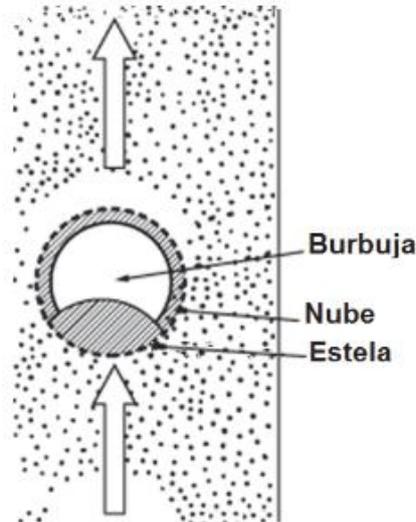


Fig. 2-4 Distintas fases de una burbuja. Guedea (2013)

Por otro lado, si se observa la fluidización de todo tipo y tamaños de sólidos se pueden reconocer distintas formas de comportamiento de las partículas que conforman un lecho. Geldart & Abrahamsem (1978) realizaron una clasificación de los sólidos a partir del diámetro medio equivalente de las partículas y de la densidad aparente entre el sólido y el gas. Esta clasificación se puede apreciar en la figura (Fig. 2-5) y, de menor a mayor tamaño de partícula, estos grupos se caracterizan por lo siguiente:

- Grupo C: Partículas cohesivas o polvos muy finos. Fluidificar este tipo de partículas es muy complicado debido a que las fuerzas que se producen entre las partículas son mayores que aquellas que resultan de la acción del gas. En lechos de pequeños diámetros, las partículas de este grupo tienden a subir apelmazadas, mientras que en un lecho de mayor diámetro se forman canales desde el distribuidor del gas hasta la superficie del lecho sin que éste se fluidifique. Una forma de procesar este tipo de sólidos es introducirlos en un lecho del mismo material pero de mayor tamaño, preferiblemente sólidos del grupo B. En este caso, y aunque los finos sigan siendo muy pequeños, no se arrastran de forma inmediata y aumenta su tiempo de residencia en el lecho.

- Grupo A: En este grupo se encuentran materiales que tienen un tamaño de partícula pequeño y/o una baja densidad (inferior o igual a  $1.4 \text{ g/cm}^3$ ). Estos sólidos fluidifican fácilmente y se pueden obtener burbujas pequeñas a altas velocidades de gas. Cuando se fluidifica este tipo de sólidos, el lecho se expande antes de que las burbujas aparezcan. A velocidades del gas superiores a la mínima velocidad de burbuja, el lecho cambia a modo burbujeante, caracterizado entre otros porque las burbujas de gas se elevan de forma más rápida que el resto del gas, éstas se separan y coalescen con frecuencia al mismo tiempo que ascienden en el lecho y se produce una fuerte circulación de sólidos incluso cuando sólo existen pocas burbujas.
- Grupo B: Los materiales que forman este grupo tiene un tamaño de partículas entre  $40 - 500 \text{ }\mu\text{m}$  y una densidad de entre  $1.4 - 4 \text{ g/cm}^3$ . Estos sólidos fluidifican bien y con un burbujeo vigoroso. Las burbujas se comienzan a formar en el momento que la velocidad del gas excede la velocidad de mínima fluidización. Cuando la velocidad del gas aumenta, pequeñas burbujas que comienzan a formarse en la zona del distribuidor crecen y coalescen. El tamaño de la burbuja aumenta bruscamente de forma lineal al ir separándose del distribuidor y es fuertemente independiente del tamaño medio de las partículas que forman el lecho.
- Grupo D: Lo conforman partículas grandes y/o densas. Los lechos profundos formados por este tipo de partículas son difíciles de fluidificar. Se comportan de forma impredecible produciendo grandes explosiones de burbujas. Las burbujas que se forman al fluidificar este tipo de sólidos coalescen de forma rápida y se elevan de forma más lenta que el resto del gas. La fase densa tiene una alta porosidad y los sólidos se disparan en forma de chorro con facilidad.

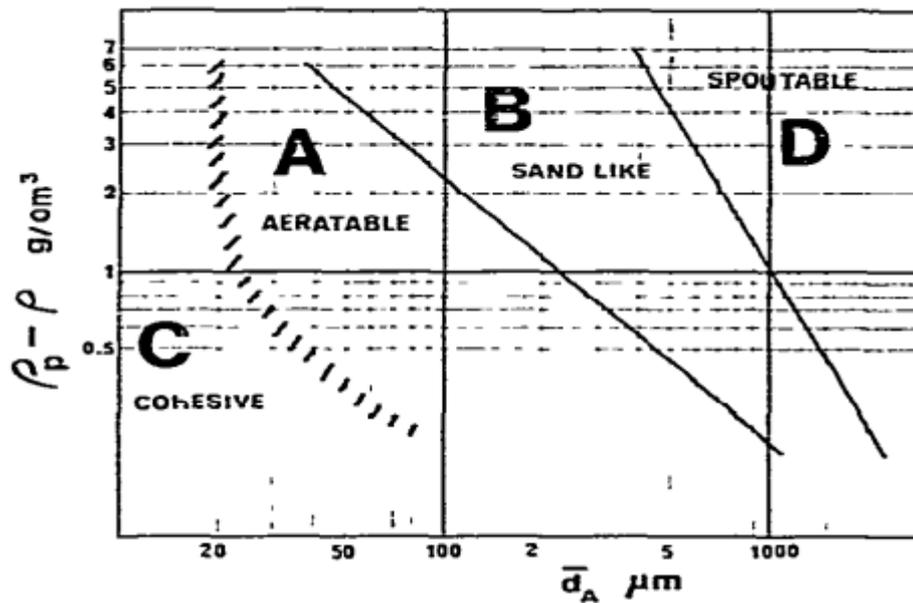


Fig. 2-5 Diagrama de clasificación de sólidos. Aire a temperatura ambiente. Geldart & Abrahamsem (1978)

## 2.1. Consideraciones en la zona superior del riser

### 2.1.1. Densidad a la salida del freeboard

La densidad en la zona más alta del riser es un parámetro difícil de calcular. En general, se suele utilizar como cota inferior la densidad  $\rho_\infty$  (calculada a partir de la constante de elutriación como se verá en el apartado 4.1) que es la densidad de la suspensión que se alcanzaría en una hipotética unidad suficientemente alta como para que el flujo y la densidad de la corriente ascendente dejaran de variar con la altura, pero existen numerosas correlaciones en la literatura para su cálculo como se mostrará a continuación.

Bai y Kato (1999) desarrollaron correlaciones para determinar la concentración de sólidos en la zona alta del riser. A partir de la concentración de sólidos, se puede calcular la densidad  $\rho_0$  de la siguiente forma:

$$\rho_0 = \varepsilon^* \cdot \rho_p \tag{1}$$

Donde  $\varepsilon^*$  se refiere a la fracción volumétrica de sólidos o, lo que es lo mismo,  $\varepsilon^* = 1 - \varepsilon$ .

Estos autores obtuvieron 2 correlaciones: una para el caso en el que  $G_s < G_s^*$  y otra para cuando  $G_s \geq G_s^*$ , siendo  $G_s^*$  el flujo de sólidos a partir del cual la concentración volumétrica de

sólidos se hace constante al aumentar  $G_s$  (distribución en forma de S). Estas correlaciones se muestran a continuación:

$$\frac{\varepsilon^*}{\varepsilon'_s} = 4.04 \cdot \varepsilon'_s{}^{0.214} \quad G_s < G_s^* \quad (2)$$

$$\frac{\varepsilon^*}{\varepsilon'_s} = 1 + 0.208 \left( \frac{u_{0,r}}{u_{0,p}} \right)^{0.5} \left( \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right)^{-0.082} \quad G_s \geq G_s^* \quad (3)$$

Donde:

$$\varepsilon'_s = \frac{G_s}{\rho_p(u_{0,r} - u_t)} \quad (4)$$

En este estudio se comprobó que cuando  $G_s \geq G_s^*$ , es decir, se obtiene una distribución con forma de S, la fracción volumétrica de sólidos se hace independiente de la geometría del riser, del flujo de sólidos y del inventario de sólidos.

*Grieco y Marmo (2008)* utilizaron la siguiente ecuación para determinar la concentración volumétrica de sólidos en la zona alta del riser:

$$\varepsilon^* = \exp(-a \cdot H + a \cdot H_x) (\varepsilon_{z=0}^* - \varepsilon_{p,\infty}) + \varepsilon_{p,\infty} \quad (5)$$

Donde para calcular  $\varepsilon_{p,\infty}$  se utilizó la correlación de *Wong et al. (1992)*:

$$\varepsilon_{p,\infty} = 1 - \frac{u_{0,r} \cdot \rho_p}{2 \cdot G_s + u_{0,r} \cdot \rho_p} \quad (6)$$

Y para calcular  $a$  se utilizó la correlación de *Lei y Horio (1998)*:

$$a = 0.019 \left( \frac{G_s}{u_{0,r} \cdot \rho_p} \right)^{-0.22} \left( \frac{u_{0,r}}{\sqrt{g \cdot D_r}} \right)^{-0.32} \left( \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{1}{D_r} \quad (7)$$

Los resultados de estas correlaciones se compararon con los experimentales obtenidos sabiendo que la pérdida de carga en el *riser* se rige por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_r = \int_0^H (g \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon) + \text{fricción}) dz \quad (8)$$

*Patience et al.* (1992) obtuvieron la siguiente correlación:

$$\varepsilon^* = \frac{\phi G_s}{\rho_p u_{0,g} + \phi G_s} \quad (9)$$

Donde

$$\phi = 1 + 5.6 \frac{\sqrt{g \cdot D_r}}{u_{0,r}} + 0.47 \left( \frac{u_t}{\sqrt{g \cdot D_r}} \right)^{0.41} \quad (10)$$

$\phi$  se refiere al ratio entre la velocidad del gas y la velocidad de la partícula o *slip ratio*.

Cuando la velocidad superficial en el *riser* supera los 6 m/s y el flujo se encuentra totalmente desarrollado se puede tomar el valor de  $\phi = 2$ , como ocurre en *Pugsely et al.* (1992):

$$\varepsilon^* = \frac{2G_s}{\rho_p u_{0,g} + 2G_s} \quad (11)$$

Por otro lado, *Issanya et al.* (2005) obtuvieron una correlación con validez dentro de las siguientes condiciones: diámetro de *riser* hasta 0.4 m, altura hasta 15.8 m, velocidad superficial en el *riser* de hasta 11m/s y flujo de sólidos máximo de 425 Kg/m<sup>2</sup>s:

$$\varepsilon^* = 5.06 \left( \frac{G_s}{\rho_p (u_{0,g} - u_t)} \right)^{1.19} Ar^{-0.05} \quad (12)$$

*Qi et al.* (2008) desarrollaron una correlación, con un rango de validez bastante amplio que abarca diámetros de *riser*, altura, velocidad superficial en el *riser* y flujo de sólidos de hasta 0.4 m, 27 m, 11.5 m/s y 685 Kg/(m2s) respectivamente.

$$\varepsilon^* = 12.75 \left( \frac{G_s}{\rho_p(u_{0,r} - u_t)} \right)^{1.25} \left( \frac{u_{0,r}}{\sqrt{g \cdot D_r}} \right)^{-0.6} \cdot Ar^{-0.05} \quad (13)$$

En la siguiente tabla se ha recogido las condiciones para las que son válidas las correlaciones anteriores:

	<i>H</i> (m)	<i>D<sub>r</sub></i> (m)	<i>d<sub>p</sub></i> (μm)	<i>ρ<sub>p</sub></i> (kg/m <sup>3</sup> )	<i>U<sub>0,r</sub></i> (m/s)	<i>G<sub>s</sub></i> (kg/m <sup>2</sup> s)
<i>Bai y Kato (1999)</i>	3 – 12.2	0.05 - 0.305	49 - 270	706 - 4510	1.1 – 9.1	4 – 251
<i>Grieco y Marmo (2008)</i>	6	0.1	25 - 125	3330	2 - 4	20 – 170
<i>Patience (1992)</i>	2 - 10	0.04 – 0.18	64 - 275	1400 - 3500	2 - 16	26 – 198
<i>Issangya et al. (2005)</i>	<15.8	<0.4	Amplio rango	Amplio rango	<11	<425
<i>Qi et al. (2008)</i>	2.79 - 27	0.05 – 0.254	49 - 280	706 - 3090	<11.5	<685

Fig. 2-6 Rangos de validez de las correlaciones para determinar la concentración de sólidos en la zona alta del riser

Para comprobar cómo varían los resultados utilizando una u otra correlación se ha representado en el siguiente gráfico como varía *G<sub>s</sub>* para un mismo valor de *ρ<sub>0</sub>* en el caso de utilizar diferentes correlaciones (Fig. 2-7):

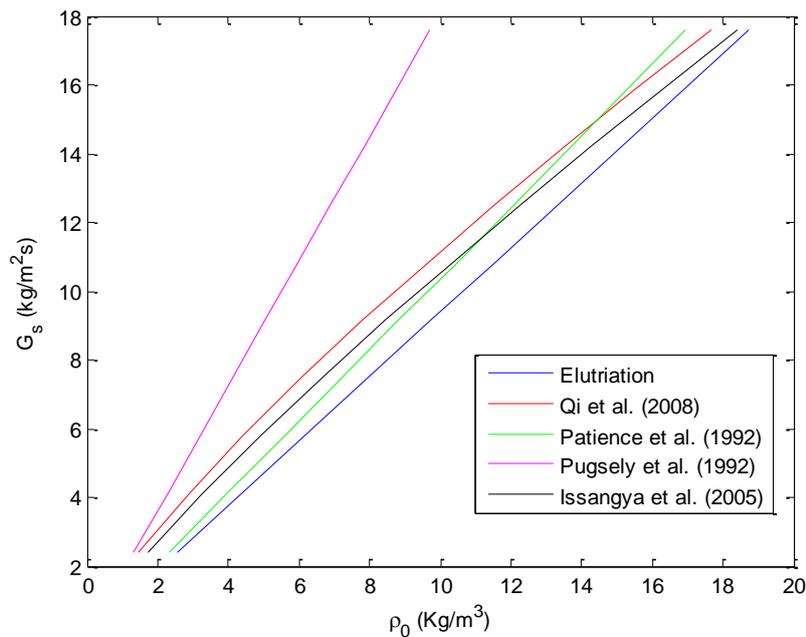


Fig. 2-7 Flujo de sólidos en función de la densidad en la zona alta del riser según 5 correlaciones diferentes.

$$U_{o,fb}=3.5 \text{ m/s}, d_p=300 \text{ }\mu\text{m} \text{ y } \rho_p=2500 \text{ kg/m}^3, \rho_g=1.24 \text{ kg/m}^3, \mu=1.7 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}, k_b=0.3, b=1$$

La correlación utilizada por *Pugsely et al (1992)* es la que proporciona valores de  $G_s$  más alejados del resto debido a que en este caso se ha utilizado una velocidad superficial en el riser de 3.5 m/s y esta correlación es válida a partir de 6 m/s. En el resto de correlaciones se puede apreciar que proporcionan un valor de  $G_s$  superior al que se obtiene utilizando la constante de elutriación. Cabe destacar que en todas estas correlaciones es necesario conocer el valor experimental de  $G_s$  para poder calcular la densidad en la zona más alta del riser; sin embargo, a partir de la constante de elutriación se puede obtener directamente  $G_s$  de forma aproximada como se verá tras desarrollar el modelo matemático.

### 2.1.2. Influencia de la geometría de la zona alta del riser en la fluidodinámica en la unidad de lecho fluido circulante

Los risers que se utilizan tanto a escala de laboratorio como a escala industrial tienen salidas con diseños muy diversos, algunos de ellos se pueden ver en la figura (Fig. 2-8):

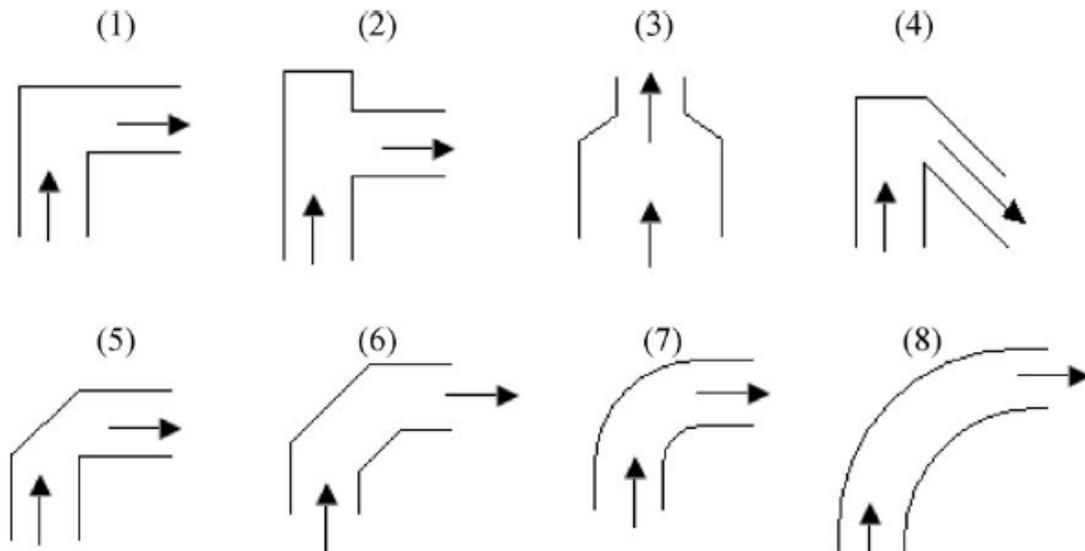


Fig. 2-8 Diferentes geometrías de salida en el *riser*: (1) codo en L, (2) T en L, (3) salida axial cónica, (4) codo en 135°, (5) codo en 45°, (6) codo en 45° extendido, (7) codo redondeado, (8) codo suavizado. Chan et al. (2010)

En general, se puede afirmar que la geometría de salida del *riser* afecta al flujo de sólidos dando lugar a una densificación y al reciclo de sólidos dentro del mismo. Las salidas suaves tienen un efecto despreciable, sin embargo, las salidas bruscas promueven ambos efectos al incrementar la fracción volumétrica de sólidos en la zona alta.

Una forma de poder cuantificar este efecto es a partir del ratio de reflujo  $k_b$ . Este ratio de reflujo se define como el cociente entre el flujo de sólidos hacia abajo que tiene lugar desde la zona alta del *riser* en forma de anillo y la diferencia entre el flujo de sólidos que ascienden, dando lugar al *core*, y los que descienden en el anillo. Los valores de  $k_b$  varían según sea la geometría de salida del *riser*. El perfil de sólidos que se produce en el interior del *riser* tiene la forma que se aprecia en la figura (Fig. 2-9). Esta fue obtenida por Rhodes (1990) midiendo el flujo de sólidos con una sonda en distintas longitudes radiales y a diferentes alturas dentro del *riser*. En esta figura se aprecia de forma clara como en la zona más cercana a las paredes del *riser* el flujo de sólidos es descendente, dando lugar a una estructura en anillo, y la zona central el flujo de sólidos es ascendente y mayor cuanto más cerca del centro se encuentre la sonda, formado el *core*.

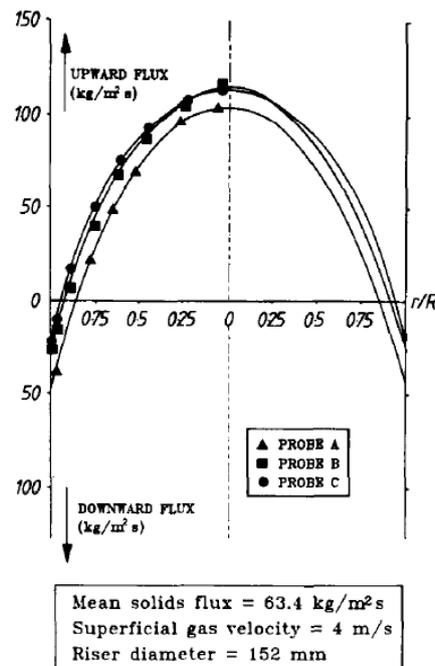


Fig. 2-9 Perfiles radiales de sólidos obtenidos en el experimento de Rhodes (1990)

En el caso de los lechos fluidos circulantes, hay ocasiones en las que se requiere un valor de  $k_b$  grande para conseguir una alta masa de inventario en el riser y así dar mayor tiempo de residencia al sólido; por otro lado, hay ocasiones en las que se necesita que  $k_b$  sea lo más pequeño posible de forma que se reduzcan las pérdidas de carga y disminuya el tiempo de residencia del sólido.

*E.H. van der Meer et al. (2000)* llevaron a cabo un procedimiento experimental para dar valores característicos del ratio de reflujos según el tipo de geometría de salida. Estos valores se recogen en la figura (Fig. 2-10):

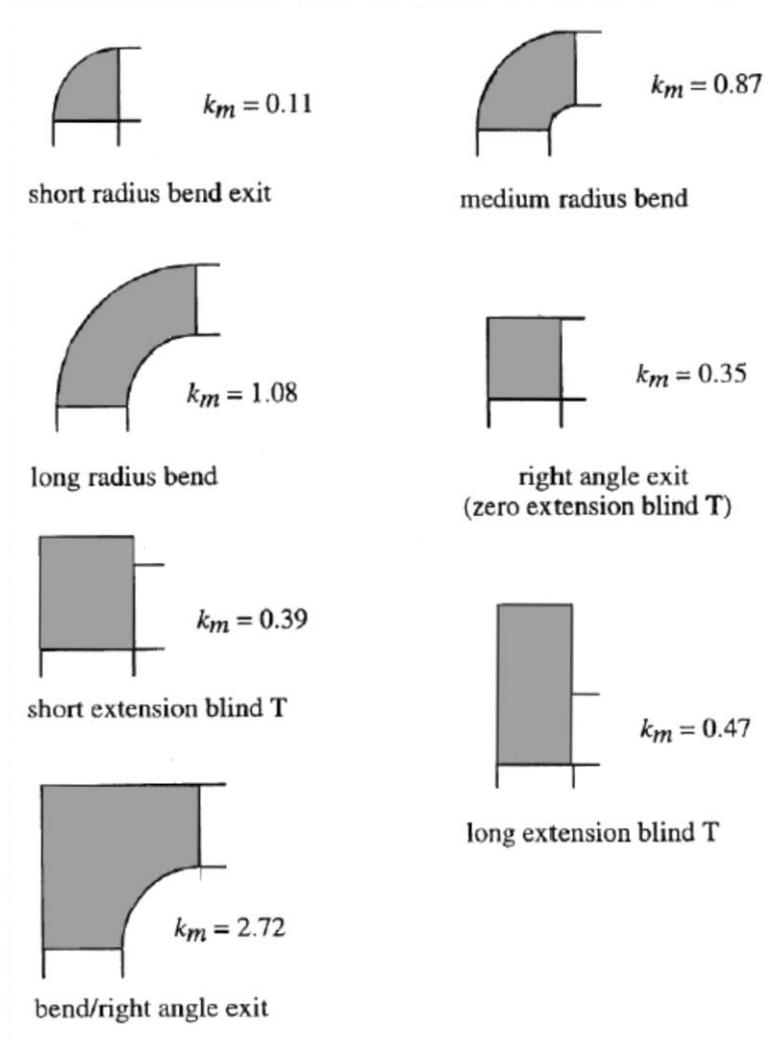


Fig. 2-10 Valores del ratio de reflujo para distintas geometrías de salida del riser E.H. van der Meer et al. (2000)

Para la obtención de los ratios de reflujo anteriores se tomaron medidas del flujo de sólidos radial con una sonda a 0.14 m bajo la salida del riser con las siguientes condiciones:

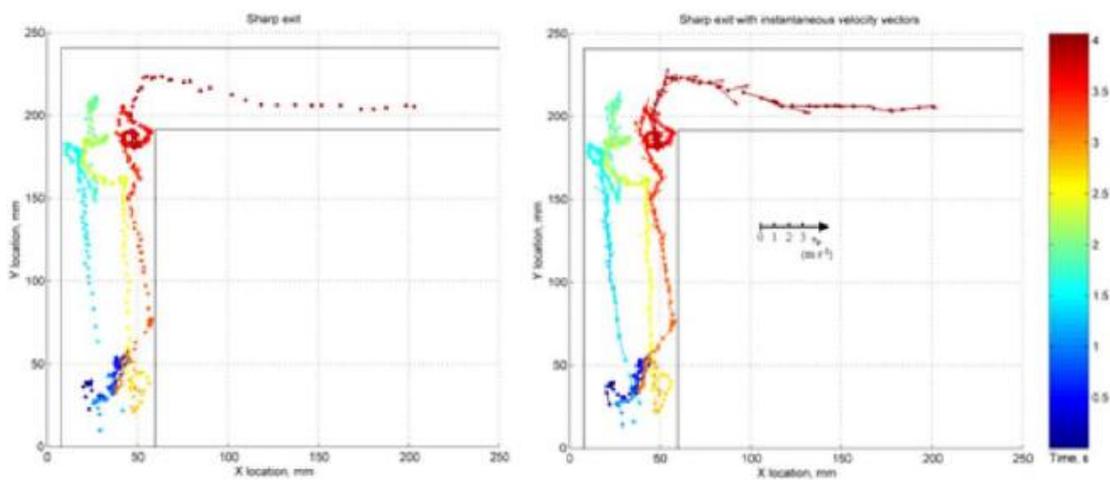
Superficial gas velocity $U_0$ (m/s)	1.3
Particle density $\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	1700
Gas density $\rho_g$ (kg/m <sup>3</sup> )	1.2
Riser diameter $D$ (m)	0.14
Solids Sauter mean diameter $d$ ( $\mu$ m)	48
Gas viscosity $\mu$ (Pa s)	$1.8 \times 10^{-5}$
$U_r$ (m/s) °	0.11

Fig. 2-11 Condiciones para la obtención de  $k_b$  en los experimentos llevados a cabo por E.H. van der Meer et al. (2000)

Como se puede apreciar en la figura, el mayor ratio de reflujos se da para la salida de curva en ángulo, existiendo una diferencia de un factor de 25 con el menor obtenido con la salida con corto radio de curvatura.

Por otro lado, *C.W. Chan et al. (2010)* utilizaron una técnica de rastreo de partículas por emisión de positrones para estudiar la región de salida del *riser*. En este caso, sólo estudiaron las salidas correspondientes con las imágenes (1), (7) y (8) de la figura (Fig. 2-8). Las conclusiones que se obtuvieron de dicho estudio fueron las siguientes:

- Salida brusca (Fig. 2-8 (1)):



(a) sharp exit, at  $U = 5.4$  m/s,  $G = 85\text{--}90$  kg/(m<sup>2</sup> s)

Fig. 2-12 Resultados experimentales obtenidos a partir de rastreo de partículas por emisión de positrones en el caso de salida brusca. *C.W. Chan et al. (2010)*

Se observó un elevado impacto de las partículas a velocidades superficiales de aire pequeñas. El efecto de la geometría de salida se hace menos significativo al aumentar la velocidad superficial de aire y/o el flujo de sólidos, como se puede apreciar en la siguiente figura (Fig. 2-13):

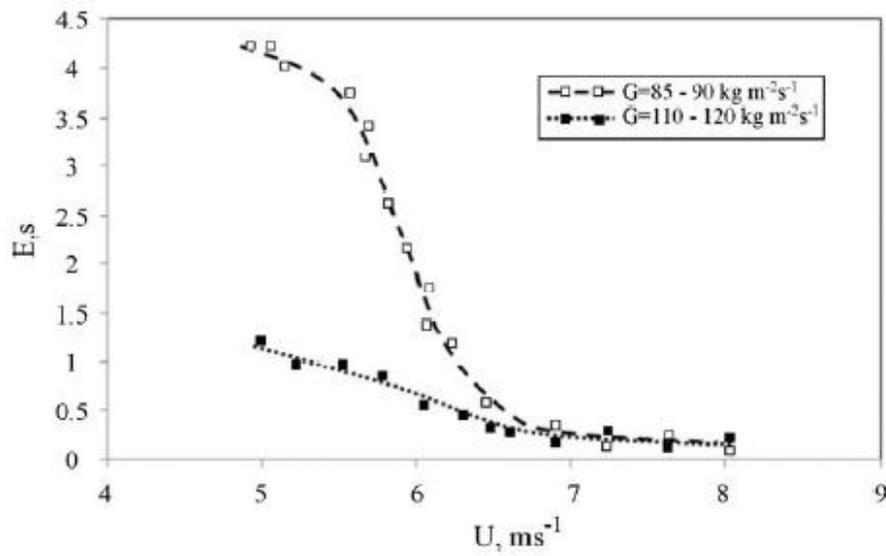


Fig. 2-13 Tiempo de residencia de los sólidos medio en el caso de una salida brusca del riser para diferentes velocidades superficiales y flujo de sólidos. C.W. Chan et al. (2010)

- Salida redondeada (Fig. 2-8 (7)):

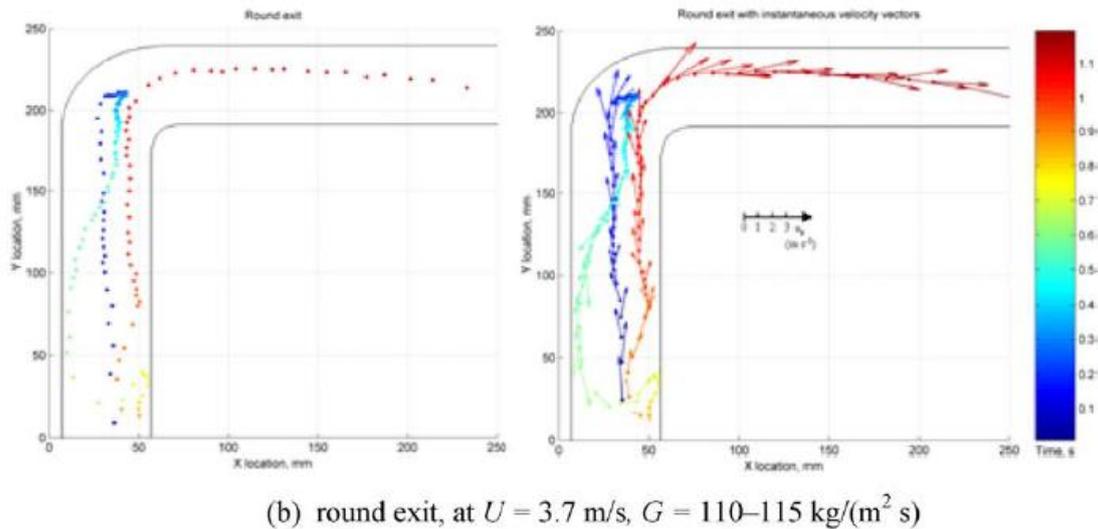
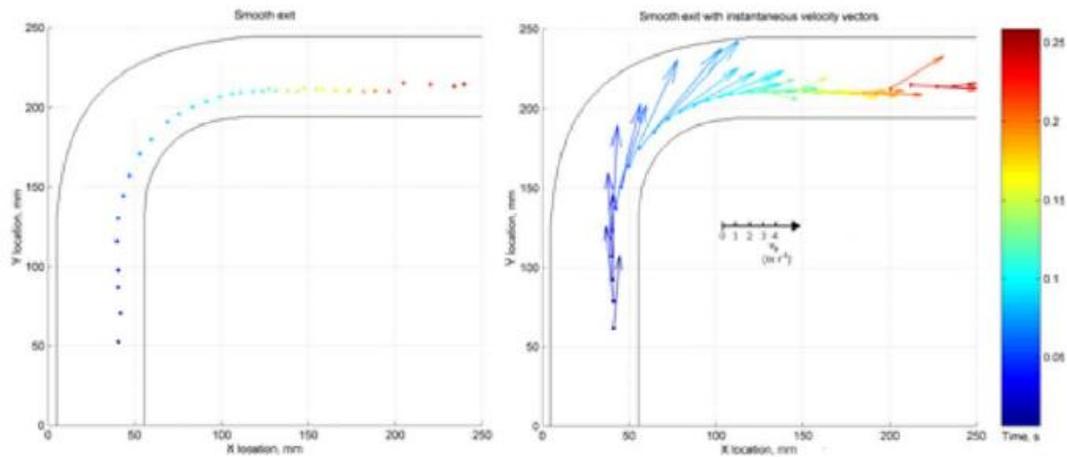


Fig. 2-14 Resultados experimentales obtenidos a partir de rastreo de partículas por emisión de positrones en el caso de salida redondeada. C.W. Chan et al. (2010)

Con este tipo de salida se observa que el impacto de la salida es mucho menor. Existe la posibilidad de que se produzcan pequeñas dunas tras la curva.

- Salida suave (Fig. 2-8(8)):



(c) smooth exit, at  $U = 5.3$  m/s,  $G = 150\text{--}155$  kg/(m<sup>2</sup> s)

Fig. 2-15 Resultados experimentales obtenidos a partir de rastreo de partículas por emisión de positrones en el caso de salida suave. C.W. Chan *et al.* (2010)

En este caso se aprecia como no existe apenas influencia en el flujo de sólidos.

Como se ha podido observar, existe una gran influencia de la salida del *riser* sobre la fluidodinámica de las partículas. Es por ello que este factor no puede pasar desapercibido a la hora de modelar el sistema así como al interpretar los datos experimentales que se vayan a obtener en el futuro.

## 2.2. Medida de la circulación de sólidos de forma indirecta

Con la medida de circulación de sólidos de forma indirecta se consigue determinar dicho parámetro para su comparación con el valor obtenido a partir del modelo utilizado y así, poder llevar a cabo su validación. Para su obtención hay que tener en cuenta que las interferencias durante el experimento y, por lo tanto, en el flujo de sólidos, deben ser las mínimas posibles.

*Cheng y Basu (1999)* utilizaron un procedimiento para la medida del flujo de sólidos en el que se operó sin fluidificar el *riser*, de forma que éste sólo se presurizó introduciendo aire en el sistema, utilizando aire secundario, sin dejarlo salir del mismo hasta alcanzar la presión deseada. Ajustando de forma simultánea la válvula de control del aire del *loop seal* y una válvula situada a la salida del aire del ciclón se puede alcanzar el flujo de aire deseado. El sistema se puso en funcionamiento y tras un tiempo determinado se pesó la arena recogida en el fondo del *riser*. De este modo, conociendo la masa de sólido, el tiempo y la sección de paso del gas (el *loop seal* en este caso) se puede determinar el flujo de sólidos.

*Yao et al. (2011)* determinaron el flujo de sólidos por 2 procedimientos diferentes: por un lado, midieron el tiempo de acumulación de sólidos a una cierta altura del *downcomer* tras un cierre repentino de una válvula situada en el mismo; por otro, instalaron un dispositivo medidor del caudal de circulación de sólidos en línea y hecho a medida bajo el ciclón.

El principal inconveniente del método propuesto por *Cheng y Basu (1999)* es que la determinación del flujo de sólidos no se puede hacer de forma simultánea a los ensayos, es decir, hay que preparar el reactor de forma exclusiva para la determinación del flujo de sólidos. Por otro lado, el método de *Yao et al. (2011)* tiene el inconveniente de que se producen mayores interferencias en el flujo de sólidos.

En el caso de la unida experimental que se va a utilizar para validar el modelo que se va a desarrollar en los capítulos siguientes se ha pensado en un sistema como el que aparece en la siguiente figura (Fig. 2-16):

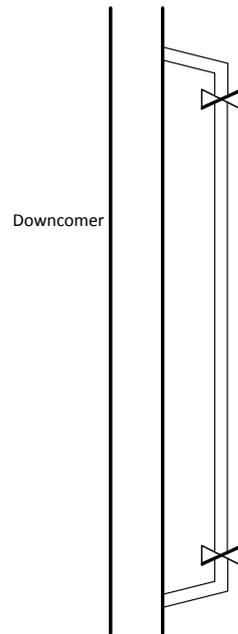


Fig. 2-16 Sistema para la determinación de  $G_s$

El procedimiento para determinar  $G_s$  de forma indirecta en este sistema consiste en abrir la válvula superior que aparece en la figura tras haber parado el flujo de sólidos en el *downcomer* haciendo uso, por ejemplo, de una válvula de tajadera y, mientras se mantiene cerrada la válvula inferior, cronometrar el tiempo que tarda el sólido en llegar a una determinada altura. Conociendo la masa de sólido, el tiempo y la sección del tubo se puede determinar el flujo de sólidos en el reactor.

Una forma de comprobar el resultado del flujo de sólidos obtenido a partir de las medidas de presión que se pueden tomar en el lecho es calculando la masa de sólidos que hay en un tramo de *riser* de área y altura conocidas. Sabiendo la pérdida de carga en ese tramo, la masa se calcularía de la siguiente forma:

$$M = \frac{\Delta P \cdot A_r}{g} \quad (14)$$

Como se conoce el área y la altura del tramo, se puede calcular su volumen y, por lo tanto, se podría calcular la concentración de sólidos en ese tramo a partir de la siguiente ecuación:

$$C = \frac{M}{\text{Volumen}} \quad (15)$$

Conociendo el caudal de gas que está circulando por el *riser* en ese momento, el flujo de sólidos se determinaría según la siguiente expresión:

$$G_s = \frac{Q \cdot C}{A_r} \quad (16)$$

### 2.3. Reparto de gas en el *loop seal*

Debido a las variaciones que se producen en la fluidodinámica al considerar un valor u otro del reparto de aire en el *loop seal* (*Rls*) para un caudal total dado, es importante poder conocer el valor real de *Rls* para poder modelar el sistema de forma correcta asemejándose a la realidad en la mayor medida posible.

Para determinar cómo se producía el reparto de gas en la cámara de suministro y en la de reciclo, Yao et al. (2011) propusieron un procedimiento utilizando trazas de CO<sub>2</sub> de alta pureza. El procedimiento consistía en inyectar CO<sub>2</sub> en A (Fig. 2-17) y medir la concentración del mismo con una sonda en 1 y 3 una vez que el sistema se encontrase en funcionamiento.

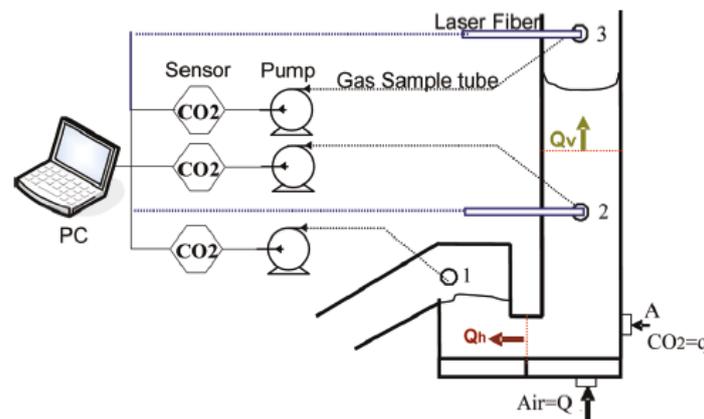


Fig. 2-17 Equipo experimental para la determinación de *R<sub>ls</sub>* llevada a cabo por Yao et al. (2011)

Si se realiza un balance de gas en el sistema, utilizando la nomenclatura de la figura 6 y teniendo en cuenta que se trabaja con caudales volumétricos, se obtendrían las siguientes ecuaciones:

$$Q_V + Q_H = Q + q \quad (17)$$

$$Q_V \cdot C_{CO_2_3} + Q_H \cdot C_{CO_2_1} = q \quad (18)$$

Midiendo la concentración de CO<sub>2</sub> en 1 y en 3 se puede resolver este sistema de 2 ecuaciones y se tendría la solución tanto para el flujo volumétrico de gas en el *downcomer* como para el flujo volumétrico en el *standpipe*; por lo tanto, se podría determinar la relación de reparto  $R_{15}$  como el cociente entre  $Q_V$  y  $Q$ .

Otra cuestión de interés en el *loop seal* es determinar si la entrada de gas se va a realizar en la cámara de suministro, como se produce en el experimento de la publicación anterior, o en la cámara de reciclado. Tanto *Yeng y Basu (1999)* como *Yang et al. (2009)* ensayaron las 2 configuraciones y ambos llegaron a la conclusión de que la entrada de gas por la cámara de suministro ofrece mejores resultados en la operación del *loop seal*, por ejemplo en el ajuste del caudal de sólidos por unidad de superficie (*Yang et al. 2009*). Para comprobarlo, midieron el flujo de sólidos que se obtenía cuando se introducía aire por cada una de las entradas y se pudo afirmar que cuando la entrada de aire que se utiliza es la de la cámara de suministro el flujo de sólidos que se obtiene es mayor. Este efecto se comprobará en el laboratorio ya que el sistema tiene entrada de aire en ambas cámaras.