

Proyecto Fin de Máster  
Máster en Ingeniería Ambiental

Análisis experimental y modelo fluidodinámico de  
una unidad de lecho fluido circulante

Autor: Sergio Migoya García  
Tutores: Alberto Gómez Barea  
Montserrat Suárez Almeida

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

Sevilla, 2019





Proyecto Fin de Máster  
Máster en Ingeniería Ambiental

# **Análisis experimental y modelo fluidodinámico de una unidad de lecho fluido circulante**

Autor:

Sergio Migoya García

Tutor:

Alberto Gómez Barea

Catedrático de Universidad

Montserrat Suárez Almeida

Investigadora Predoctoral (FPI)

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2019



Proyecto Fin de Máster: Análisis experimental y modelo fluidodinámico de una unidad de lecho fluido circulante

Autor: Sergio Migoya García

Tutores: Alberto Gómez Barea  
Montserrat Suárez Almeida

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2019

El Secretario del Tribunal









# Agradecimientos

---

*A Alberto Gómez Barea. Por darme la oportunidad de realizar el presente trabajo, su confianza, conocimientos, entrega y paciencia.*

*A Montserrat Suárez Almeida. Por sus consejos y dedicación.*

*A todo el personal del L5, en especial a Israel Pardo. Por su ayuda en los laboratorios.*

*A mis padres, Javier y Rosa. Por su educación, valores y sacrificios.*

*A mi hermana, Paloma. Un espejo donde mirarse.*

*A mi pareja, Ángela. Por su apoyo y comprensión.*

*A Willy. Por su amor y cariño. Siempre Capitán.*



El desarrollo de reactores de lecho fluidizado para el procesamiento de reacciones gas-sólido es de gran interés para la mejora y modernización de la industria química, energética y ambiental. La falta de conocimiento preciso de la fluidodinámica de un lecho fluidizado, especialmente de lecho fluido circulante (CFB), ha hecho que en la actualidad aún se lleve a cabo el diseño de forma mayormente empírica, por ejemplo, del sistema de recirculación de sólidos (*loop seal*).

En el presente trabajo se ha estudiado la fluidodinámica de un lecho fluido circulante con énfasis en la medida de la circulación de sólidos en el *riser* (columna principal del CFB) y en el sistema de recirculación (*loop seal*). Se han llevado a cabo pruebas en una planta piloto experimental fría de 150 mm de diámetro interno del *riser* con sólidos de 200 micras, obteniéndose flujos de circulación en el *riser* en el rango de 10-40 kg/(m<sup>2</sup> s). Se han realizado ensayos variando la velocidad en el *riser* y *loop seal*, así como la distribución de aire en el sello y el inventario de material. Así mismo se ha desarrollado un modelo teórico de la unidad para ayudar a interpretar los resultados obtenidos. Se presta especial atención al impacto de la aireación en el *loop seal* y su papel como válvula no mecánica para el control de la circulación de sólidos.

El incremento de la velocidad en el *riser* provoca un aumento en la circulación de sólidos y de la cantidad de material que llega al *loop seal*, produciéndose mayor pérdida de carga en la unidad. Al aumentar el caudal de aireación en el *loop seal*, la circulación de sólidos aumenta siempre que la cámara de suministro y la columna de sólidos o *downcomer* se mantengan en lecho móvil, por lo que el sistema de recirculación funciona como válvula de control. Sin embargo, a partir de que dicha cámara se fluidiza, el *loop seal* solo sirve para recircular el material, sin capacidad de control mediante la aireación. Al incrementar el inventario de sólidos aumenta la circulación de los sólidos, aunque solo hasta que se produce la saturación del sello. Se observa además que, para una misma aireación total, la circulación de sólidos es mayor cuando se produce la aireación por la cámara de suministro que por la de reciclo. Este fenómeno es de especial interés para muchos procesos industriales como gasificadores, calderas de lecho fluido circulante y gasificadores duales donde se debe minimizar la salida de gas por el *standpipe* o *downcomer*.

En la actualidad se está acondicionando la unidad experimental para poder realizar ensayos con una granulometría menor a la estudiada. Así mismo se debe trabajar en el modelo para mejorar la predicción del submodelo de recirculación de sólidos.



The development of fluidized bed reactors for processing gas-solid reactions is of great interest for the improvement and modernization of the chemical, energy and environmental industries. The lack of precise knowledge of the fluid dynamics of a fluidized bed, especially circulating fluidized bed (CFB), has led to the design of the loop seal system, for example, still being carried out largely empirically.

In the present work, the fluid dynamics of a circulating fluid bed has been studied with emphasis on the measurement of the circulation of solids in the riser (main column of the CFB) and in the loopseal (the main device for the solids recirculation system). Tests have been carried out on a cold model of 150 mm riser internal diameter with solids with average particle size of 200 microns, obtaining solids circulation flux in the riser in the range of 10-40 kg/(m<sup>2</sup> s). Tests have been conducted varying the riser velocity and loopseal, as well as the air distribution in the seal and the material inventory. A theoretical model of the unit has also been developed to help interpret the results obtained. Special attention is paid to the impact of aeration on the loop seal and its role as a non-mechanical valve for the control of solids circulation.

The increase in riser velocity causes an increase in the solids circulation and the amount of material that reaches the loop seal, resulting in a greater pressure drop in the unit. As the aeration flow in the loopseal increases, the circulation of solids increases as long as the supply chamber and the solids column or downcomer are kept in a moving bed, so the recirculation system performs as a control valve. However, as soon as this chamber is fluidized, the loop seal only serves to recirculate the material, without the ability to control through aeration. As the solids inventory increases, the circulation of solids increases, although only until the seal is saturated (i.e. the solids circulation does not increase with loopseal aeration any more). It is also observed that, for the same total aeration, the circulation of solids is greater when aeration is conducted through the supply chamber than through the recycling chamber. This phenomenon is of special interest for many industrial processes such as gasifiers, circulating fluidized bed boilers and dual gasifiers, where the exit of gas through the standpipe or downcomer must be minimized.

The experimental unit is currently being conditioned in order to be able to carry out tests with a grain size lower than that studied. The model must also be worked on in order to improve the prediction of the solid recirculation sub-model.



<b>Agradecimientos</b>	<b>ix</b>
<b>Resumen</b>	<b>xi</b>
<b>Abstract</b>	<b>xiii</b>
<b>Índice</b>	<b>xv</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>xvii</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>xix</b>
<b>1 Introducción y Objetivo del Proyecto</b>	<b>1</b>
1.1 <i>Introducción</i>	1
1.2 <i>Objetivo del proyecto</i>	5
<b>2 Estudio Bibliográfico</b>	<b>7</b>
2.1 <i>Introducción a la fluidización</i>	7
2.1.1 <i>Concepto de fluidización</i>	7
2.1.2 <i>Regímenes de fluidización</i>	7
2.2 <i>Fundamentos teóricos de la fluidización</i>	9
2.2.1 <i>Propiedades de las partículas</i>	9
2.2.2 <i>Caracterización de las partículas</i>	9
2.2.3 <i>Velocidad de fluidización</i>	11
2.2.4 <i>Régimen burbujeante</i>	11
2.2.5 <i>Arrastres</i>	13
2.3 <i>Standpipes y sistemas de retorno de sólidos</i>	14
2.3.1 <i>Standpipe</i>	14
2.3.2 <i>Válvulas mecánicas y no mecánicas</i>	15
2.4 <i>Cálculo de Loop de Presiones en un lecho fluido circulante</i>	17
2.5 <i>Revisión de modelos de lechos fluidos</i>	17
2.5.1 <i>Desarrollo de un modelo para un lecho fluido circulante</i>	17
2.5.2 <i>Análisis del loop seal en unidades de lecho fluido circulante</i>	18
2.5.3 <i>Estudio hidrodinámico del loop seal para lechos fluidos circulante</i>	20
2.5.4 <i>Modelo hidrodinámico del loop seal para lechos fluidos circulante</i>	21
2.5.5 <i>Comportamiento del loop seal frente a la aireación lateral</i>	23
<b>3 Estudio experimental en una unidad CFB</b>	<b>25</b>
3.1 <i>Descripción de la planta</i>	25
3.1.1 <i>Unidad CFB</i>	25
3.1.2 <i>Sólidos</i>	30
3.1.3 <i>Instrumentación</i>	30
3.2 <i>Condiciones de operación de los ensayos</i>	33
3.3 <i>Descripción de los ensayos</i>	34
3.4 <i>Resultados de los ensayos</i>	37
3.4.1 <i>Efecto de la velocidad del riser</i>	37
3.4.2 <i>Evolución al aumentar la velocidad en el loop seal</i>	40
3.4.3 <i>Influencia del inventario de sólidos en la unidad</i>	42
3.4.4 <i>Evolución al aumentar el coeficiente de reparto en el loop seal (<math>\lambda</math>ls)</i>	45

<b>4</b>	<b>Desarrollo de un modelo fluidodinámico</b>	<b>49</b>
4.1	<i>Desarrollo del modelo del riser</i>	49
4.1.1	Riser	51
4.1.2	Ciclón	54
4.1.3	Balace de energía mecánica en el loop de sólidos	55
4.1.4	Inputs del modelo	55
4.2	<i>Resultados del modelo del riser</i>	56
4.3	<i>Desarrollo del modelo del sistema de recirculación</i>	58
4.3.1	Downcomer y cámara de suministro (SC)	59
4.3.2	Cámara de reciclo (RC)	62
4.3.3	Condiciones de continuidad y relación de reparto en el loop seal	64
4.3.4	Inputs del modelo	65
4.4	<i>Resultados del modelo del sistema de recirculación (loop seal)</i>	66
4.5	<i>Resolución conjunta de ambos modelos</i>	66
<b>5</b>	<b>Conclusiones y futuros trabajos</b>	<b>69</b>
<b>6</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>71</b>
<b>7</b>	<b>Referencias</b>	<b>73</b>
<b>8</b>	<b>Anexos</b>	<b>77</b>



# ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3-1. Dimensiones del ciclón utilizado en la parte experimental.	27
Tabla 3-2. Composición de las microesferas de vidrio empleadas en la parte experimental.	30
Tabla 3-3. Ensayos experimentales realizados para inventarios de 18, 26 y 34 kg y una granulometría de los sólidos de 150 – 250 $\mu\text{m}$ . El código de colores para la columna de NFIs establece que: los ensayos se realizaron para los 3 inventarios (negro); solo realizados para 18 y 26 kg; solo realizado para 18 kg (azul).	34
Tabla 3-4. Resultados obtenidos de Gs para el ensayo: W=26 kg; uris=3,5 m/s ; NFIs =2,5; $\lambda_{is}$ =0,5; $d_p$ =150-250 $\mu\text{m}$	35
Tabla 4-1. Valores de B/2A y 1/A según distintos autores (Kunii y Levenspiel, 1991).	52
Tabla 4-2. Inputs a introducir para la resolución del submodelo <i>riser</i> .	55
Tabla 4-3. Inputs que introducir para la resolución del submodelo del sistema de recirculación.	65
Tabla 8-1. Presiones para los ensayos con un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) 0,5.	78
Tabla 8-2. Presiones para los ensayos con un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) de 0 y 1.	79
Tabla 8-3. Presiones para los ensayos con un inventario de 26 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) 0,5.	80
Tabla 8-4. Presiones para los ensayos con un inventario de 26 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) de 0 y 1.	81
Tabla 8-5. Presiones de los ensayos para confirmar la repetitividad de los resultados para un inventario de 26 kg y coeficiente de reparto ( $\lambda_{is}$ ) de 0, 0,5 y 1	82
Tabla 8-6. Presiones para los ensayos con un inventario de 34 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) 0,5.	83
Tabla 8-7. Presiones para los ensayos con un inventario de 34 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) de 0 y 1.	84
Tabla 8-8. Presiones de los ensayos para confirmar la repetitividad de los resultados para un inventario de 34 kg y coeficiente de reparto ( $\lambda_{is}$ ) de 0 y 0,5.	85
Tabla 8-9. Puntos en los que se mide la presión en el lecho fluido circulante.	85
Tabla 8-10. Valores del flujo de sólidos (Gs) y otros parámetros para un inventario de 18 kg.	86
Tabla 8-11. Valores del flujo de sólidos (Gs) y otros parámetros para un inventario de 26 kg.	87
Tabla 8-12. Resultados de los ensayos realizados para confirmar la repetitividad con 26 kg.	88
Tabla 8-13. Valores del flujo de sólidos (Gs) y otros parámetros para un inventario de 34 kg.	88
Tabla 8-14. Resultados de los ensayos realizados para confirmar la repetitividad con 34 kg.	89
Tabla 8-15. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 18 kg y coeficiente de reparto $\lambda_{is}$ de 0,5.	95
Tabla 8-16. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto $\lambda_{is}$ de 0 y 1.	96
Tabla 8-17. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 26 kg y coeficiente de reparto $\lambda_{is}$ de 0,5.	97
Tabla 8-18. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto $\lambda_{is}$ de 0 y 1.	98
Tabla 8-19. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 34 kg y coeficiente de reparto $\lambda_{is}$ de 0,5.	99
Tabla 8-20. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 34 kg y coeficientes de reparto $\lambda_{is}$ de 0 y 1.	100



# ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1. Esquema general del proceso Pyrox con gasificadores basados en lechos fluido circulante (Kunii & Levenspiel, 1991).	2
Figura 1-2. Esquema general de un sistema de combustión en lecho fluido circulante (Prieto, 2004).	3
Figura 1-3. Esquema general de un reactor de lecho fluido circulante (CFB).	4
Figura 1-4. Central térmica supercrítica de 600 MWe construida en Baima, China.	4
Figura 2-1. Regímenes de fluidización: (a) Lecho fijo; (b) Lecho en mínima fluidización; (c) Lecho burbujeante; (d) <i>Slugging</i> axial; (e) <i>Slugging</i> de pared; (f) Fluidización turbulenta; (g) Fluidización rápida con transporte de partículas. (Kunii & Levenspiel, 1991).	7
Figura 2-2. Relación de regímenes de fluidización con la velocidad del fluido (Yang, 2003).	8
Figura 2-3. Volumen hidrodinámico de una partícula (Rhodes, 2008).	9
Figura 2-4. Clasificación de las partículas en condiciones ambiente (Geldart & Abrahamsem, 1978).	10
Figura 2-5. Curva pérdida de carga-velocidad para sistemas gas-sólido (Rhodes, 2008).	11
Figura 2-6. Expansión de un lecho fluidizado sin burbujas: (a) justo por encima de $umf$ , (b) velocidad del agente fluidizante varias veces $umf$ (Rhodes, 2008).	12
Figura 2-7. Evolución secuencial de burbujas en un lecho fluidizado con partículas del Grupo B (Rhodes, 2008).	12
Figura 2-8. Zonas en la zona <i>freeboard</i> en un reactor de lecho fluidizado (Rhodes, 2008).	13
Figura 2-9. Representación de la velocidad relativa en un <i>downcomer</i> (Knowlton et al., 1997).	14
Figura 2-10. Estados del régimen de flujo en condiciones de lecho fluidizado (Rhodes, 2008).	15
Figura 2-11. Válvulas no mecánicas más comunes (Knowlton et al., 1997).	16
Figura 2-12. Esquema general del funcionamiento de un <i>loop seal</i> (Basu, 2006).	16
Figura 2-13. Unidad CFB convencional y <i>loop</i> de presiones de la misma (Knowlton et al., 1997).	17
Figura 2-14. Balance de presiones planteado en el modelo (Rhodes & Geldart, 1987).	18
Figura 2-15. Unidad experimental empleada en la investigación (Basu & Cheng, 2000).	19
Figura 2-16. Variación de los sólidos frente al inventario (izq) y con respecto al diámetro del <i>downcomer</i> (dcha) (Basu & Chen, 2000).	20
Figura 2-17. Esquema básico del comportamiento del <i>loop seal</i> (Hai-guang et al., 2011).	21
Figura 2-18. Esquema de la unidad CFB (izq) y del <i>loop seal</i> (dcha) empleados por Li et al. en su investigación (Li et al., 2014).	21
Figura 2-19. Resultados experimentales y del modelo obtenidos por Li para partículas del Grupo A (Li et al., 2014).	22
Figura 2-20. Pérdida de carga en la RC frente al flujo de sólidos fijando la velocidad en el <i>riser</i> (izq) y el caudal $Q_1$ (dcha) (Li et al., 2014).	23
Figura 2-21. Tipos de aireación estudiadas en la investigación (Armatsoibat & Chinsuwan, 2018).	24
Figura 2-22. Evolución del flujo de sólidos con respecto al caudal de aire suministrado (Armatsoibat & Chinsuwan, 2018).	24
Figura 3-1. Vista general y esquema de la unidad CFB empleada en la parte experimental.	25
Figura 3-2. <i>Plenum</i> situado en la parte inferior del <i>riser</i> .	26
Figura 3-3. Compresor Elktor SD 6 empleado para generar la corriente de aire primaria (Elektor, 2019).	26

Figura 3-4. Entradas radiales en el <i>riser</i> para inyectar la corriente de aire secundario.	26
Figura 3-5. Motor trifásico <i>ABB-M3AA-132SA-2</i> y soplante de aire.	27
Figura 3-6. Unión del <i>riser</i> y del ciclón mediante un codo de 90 °.	27
Figura 3-7. Representación esquemática del ciclón empleado.	28
Figura 3-8. Filtros de manga instalados a la salida del ciclón.	28
Figura 3-9. <i>Downcomer</i> de la unidad CFB	29
Figura 3-10. <i>Loop seal</i> y caja de vientos de la unidad CFB (derecha: cámara de suministro; izquierda: cámara de reciclaje)	29
Figura 3-11. Emplazamiento de las tomas de presión a lo largo de la unidad (izq) y su configuración (dcha).	30
Figura 3-12. Medidores de presión. (A) <i>Yokogawa EJA 530A</i> ; (B) <i>Kimo CP 114 - CP 115</i> ; (C) Sensor de presión diferencial (NXP, 2019).	31
Figura 3-13. Transmisor de presión diferencial <i>PRODUAL IML</i> (izq) y sondas <i>PP-PK R10</i> (dcha) (Produal, 2019).	31
Figura 3-14. Red de aire comprimido (izquierda) con regulador de presión y filtro, y rotámetros para ajusta el caudal (derecha).	31
Figura 3-15. Tarjeta de adquisición de datos <i>TC-08 pico Technology</i> y conectores tipo K.	32
Figura 3-16. Ficha monocanal para la transferencia de datos al ordenador.	32
Figura 3-17. Cámara fotográfica empleada para el cálculo del flujo de sólidos y su disposición a la hora de realizar las grabaciones (Canon, 2019).	32
Figura 3-18. Esquema de la unidad con los puntos más representativos y las entradas de aire.	33
Figura 3-19. Representación del registro de los caudales de aire primario y secundario y de las presiones en 2 puntos de la unidad para unas determinadas condiciones experimentales.	35
Figura 3-20. Formación de <i>slugs</i> entre el <i>downcomer</i> y la cámara de suministro.	36
Figura 3-21. Fuga de material en la unidad (izq) y estado del ciclón tras desmontarlo de la unidad para evidenciar las roturas (dcha).	36
Figura 3-22. Esquema general de las pérdidas de carga analizadas	37
Figura 3-23- Influencia de la velocidad en el <i>riser</i> uris sobre pérdida de presión en las tres partes del sistema: <i>riser</i> , ciclón y <i>loop seal</i> (NFIs =2; W=26 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	38
Figura 3-24. Influencia de la velocidad en el <i>riser</i> uris sobre pérdida de presión en las tres partes del <i>loop seal</i> : <i>downcomer</i> (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclaje (RC) (NFIs =2 ; W=26 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	38
Figura 3-25. Cantidad de sólidos en el <i>riser</i> y en el <i>loop seal</i> para distintas velocidades del <i>riser</i> uris (NFIs =2; W=26 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	39
Figura 3-26. Variación del flujo de sólidos (Gs) con la velocidad del <i>riser</i> uris (NFIs =2; W=26 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	39
Figura 3-27. Variación del nivel de sólidos (Hdc) con la velocidad del <i>riser</i> uris (NFIs =2; W=26 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	40
Figura 3-28. Variación de la pérdida de carga con el número de fluidización en el <i>loop seal</i> NFIs (uris =4 m/s; W=18 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	40
Figura 3-29. Variación del flujo de sólidos (Gs) con el número de fluidización en el <i>loop seal</i> , NFIs(uris =4 m/s; W=18 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	41
Figura 3-30. Variación del nivel de sólidos (Hdc) con el número de fluidización en el <i>loop seal</i> , NFIs (uris =4 m/s; W=18 kg; $\lambda_s=0,5$ ; $d_p=150 - 250 \mu\text{m}$ ).	41

Figura 3-31. Influencia del número de fluidización en el <i>loop seal</i> NFls sobre pérdida de presión en las tres partes del <i>loop seal</i> : <i>downcomer</i> (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) (ur <sub>is</sub> =4 m/s; W=18 kg; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	42
Figura 3-32. Cantidad de sólidos en el <i>riser</i> y en el <i>loop seal</i> para distintos números de fluidización en el <i>loop seal</i> NFls (ur <sub>is</sub> =4 m/s; W=18 kg; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	42
Figura 3-33. Variación de la pérdida de carga con el inventario W (ur <sub>is</sub> =5 m/s; NFls=1,5; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	43
Figura 3-34. Cantidad de sólidos en el <i>riser</i> y en el <i>loop seal</i> para los distintos inventarios W (ur <sub>is</sub> =4,5 m/s; NFls=2; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	43
Figura 3-35. Variación del flujo de sólidos (Gs) con el inventario W (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	44
Figura 3-36. Variación del nivel de sólidos (Hdc) con el inventario W (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	44
Figura 3-37. Influencia del número de fluidización en el inventario W sobre pérdida de presión en las tres partes del <i>loop seal</i> : <i>downcomer</i> (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) (ur <sub>is</sub> =4 m/s; NFls=2; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	45
Figura 3-38. Variación del flujo de sólidos (Gs) con el coeficiente de reparto en el <i>loop seal</i> reparto λ <sub>ls</sub> : λ <sub>ls</sub> =0 solo aireación en CR; λ <sub>ls</sub> =0,5 igual aireación en ambas cámaras; λ <sub>ls</sub> =1 solo aireación en SC (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; NFls=1,5; W=18 kg; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	45
Figura 3-39. Variación del nivel de sólidos (Hdc) con el coeficiente de reparto en el <i>loop seal</i> reparto λ <sub>ls</sub> : λ <sub>ls</sub> =0 solo aireación en CR; λ <sub>ls</sub> =0,5 igual aireación en ambas cámaras; λ <sub>ls</sub> =1 solo aireación en SC (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; NFls=1,5; W=18 kg; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	46
Figura 3-40. Variación de la pérdida de carga en el <i>riser</i> , ciclón y <i>loop seal</i> al variar el coeficiente de reparto λ <sub>ls</sub> : λ <sub>ls</sub> =0 solo aireación en CR; λ <sub>ls</sub> =0,5 igual aireación en ambas cámaras; λ <sub>ls</sub> =1 solo aireación en SC (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; NFls=1,5; W=18 kg; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	46
Figura 3-41. Cantidad de sólidos en el <i>riser</i> y en el <i>loop seal</i> para distintos coeficientes de reparto en el <i>loop seal</i> λ <sub>ls</sub> : λ <sub>ls</sub> =0 solo aireación en CR; λ <sub>ls</sub> =0,5 igual aireación en ambas cámaras; λ <sub>ls</sub> =1 solo aireación en SC (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; NFls=1,5; W=18 kg; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	47
Figura 3-42. Influencia del coeficiente de reparto en el <i>loop seal</i> λ <sub>ls</sub> sobre pérdida de presión en las tres partes del <i>loop seal</i> : <i>downcomer</i> (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) (λ <sub>ls</sub> =0 solo aireación en CR; λ <sub>ls</sub> =0,5 igual aireación en ambas cámaras; λ <sub>ls</sub> =1 solo aireación en SC) (ur <sub>is</sub> =3,5 m/s; NFls=1,5; W=18 kg; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	47
Figura 4-1. Elementos que forman parte del subsistema del <i>riser</i> (azul) y del <i>loop seal</i> (verde) en el desarrollo del modelo.	49
Figura 4-2. Distribución de la densidad de la suspensión de sólida en el <i>riser</i> de un lecho fluidizado circulante.	50
Figura 4-3. Esquema general del submodelo <i>riser</i> con los parámetros más importantes a introducir.	50
Figura 4-4. Relación entre la velocidad del agente fluidizante y la fracción volumétrica del sólido en la zona densa (Kunii y Levenspiel, 1991).	52
Figura 4-5. Variación del flujo de sólidos en el <i>riser</i> con respecto a la pérdida de carga ΔP <sub>31</sub> y el inventario W en el submodelo (u <sub>0</sub> , fb =3,5 m/s; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	56
Figura 4-6. Variación de la cantidad de sólidos presentes el <i>riser</i> con respecto a la pérdida de carga ΔP <sub>31</sub> y el inventario W en el submodelo (u <sub>0</sub> , fb =3,5 m/s; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	57
Figura 4-7. Influencia de la velocidad en el <i>loop seal</i> , NFls en el flujo de sólidos Gs para todas las velocidades en el <i>riser</i> simuladas (W= 34 kg; λ <sub>s</sub> =0,5; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	57
Figura 4-8. Variación del flujo de sólidos con respecto al coeficiente de reparto, λ <sub>ls</sub> (u <sub>0</sub> , fb =3,5 m/s; W= 26 kg; d <sub>p</sub> =150 – 250 μm).	58

Figura 4-9. Variación de la cantidad de sólidos presentes en el <i>riser</i> con respecto al coeficiente de reparto, $\lambda_s$ (uris = 3,5 m/s; W = 26 kg; $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).	58
Figura 4-10. Esquema general del modelo del sistema de recirculación.	59
Figura 4-11. Distribución de las velocidades en la cámara de suministro para el modelo del sistema de recirculación de sólidos.	59
Figura 4-12. Distribución de las velocidades en la cámara de reciclo para el modelo del sistema de recirculación	62
Figura 4-13. Variación del flujo de sólidos (Gs) con la velocidad del <i>riser</i> uris y en inventario (W) para los resultados del modelo ( $\lambda_s = 0,5$ ; $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).	66
Figura 4-14. Diagrama de un hipotético modelo para estudiar la fluidodinámica en una unidad CFB.	67
Figura 8-1. Variación del <i>loop</i> de presiones con la velocidad del <i>loop seal</i> (NFIs) (uris = 3,5 m/s; W = 18 kg; $\lambda_s = 0,5$ ; $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).	90
Figura 8-2. Variación de <i>loop</i> de presiones con la velocidad en el <i>riser</i> uris (NFIs = 2; W = 26 kg; $\lambda_s = 0,5$ ; $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).	91
Figura 8-3. Variación de <i>loop</i> de presiones con el inventario W uris (uris = 5 m/s; NFIs = 1,5; $\lambda_s = 0,5$ ; $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).	92
Figura 8-4. Variación de <i>loop</i> de presiones con el coeficiente de reparto ( $\lambda_s$ ) (uris = 4,5 m/s; NFIs = 1,5; W = 26; $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).	93
Figura 8-5. Repetitividad de los valores obtenidos de Gs a distintas velocidades en el <i>riser</i> , uris, <i>loop seal</i> , NFIs y coeficientes de reparto, $\lambda_s$ (W = 26 kg; R = Repetitividad).	94

# 1 INTRODUCCIÓN Y OBJETIVO DEL PROYECTO

---

## 1.1 Introducción

El desarrollo de unidades de lecho fluidizado para llevar a cabo procesos físicos y químicos es de enorme interés para la mejora y modernización de la industria química, energética y ambiental. De particular interés resulta la implantación de reactores de lecho fluidizado para reacciones gas-sólido, tanto catalíticas como no catalíticas. A pesar del florecimiento de varios procesos en la industria química y del refinado en los años 60 del siglo XX, varios fracasos frenaron la implantación de estas tecnologías en otras áreas de la industria como la energética y metalúrgica. La principal razón no es otra que la dificultad de escalar el proceso, debido a la falta de conocimiento preciso de la fluidodinámica de este tipo de reactores. La mejora paulatina del conocimiento ha hecho posible que esta tecnología se haya visto fuertemente impulsada desde finales del siglo XX (Kooorneef et al., 2007) especialmente para el desarrollo de calderas de carbón en lecho fluido circulante. Aun así, existen todavía lagunas significativas que obligan a un diseño mayormente empírico de componentes claves de la unidad como por ejemplo el sistema de recirculación de sólidos.

Un lecho fluidizado consiste en una agrupación de un gran número de partículas sólidas suspendidas por la acción de un gas o un líquido que pasa a su través, adquiriendo un comportamiento semejante al de un fluido. El comportamiento de la suspensión depende de la velocidad del fluido que atraviesa el lecho, así como de las propiedades del sólido y fluido, dando lugar a varios modos de fluidización o regímenes (Kunii & Levenspiel, 1991). A medida que se incrementa la velocidad del fluido se produce el cambio de régimen desde lecho fijo o mínimamente fluidizado (máxima compactación y mínimo movimiento de las partículas entre sí) hasta transporte neumático (flujo extremadamente diluido donde el sólido prácticamente sigue al gas).

Un lecho fluidizado presenta una serie de ventajas en comparación con otros modos de contacto gas-sólido (Kunii & Levenspiel, 1991):

- se pueden utilizar en operaciones que requieran una elevada carga de procesamiento.
- su manejo y control es relativamente sencillo.
- la distribución de temperaturas es homogénea a en todo el volumen del lecho, por lo que es ideal para realizar operaciones isotérmicas.
- Las velocidades de transferencia de calor y masa entre el gas y las partículas son generalmente muy altas lo que lleva a requerir bajas superficies de transferencia.

Por tanto, su alta capacidad, fácil operatividad y las altas eficiencias térmicas hacen que las unidades o reactores de lecho fluido sean empleados en operaciones físicas tales como el intercambio de calor, la adsorción y el secado (Kunii & Levenspiel, 1991).

Con respecto a su aplicación en procesos de síntesis catalítica, como el proceso de síntesis Fischer-Tropsch o la producción de acrilonitrilo mediante el proceso Sohio, es importante recalcar que dichos procesos se pueden llevar a cabo en un reactor de lecho fijo, pero un mal control de la temperatura puede desencadenar en una reacción explosiva o afectar al rendimiento de obtención de los productos deseados. Además, la presencia de puntos calientes puede llegar a desactivar o deteriorar el catalizador. Todas estas cuestiones son solventadas empleando un lecho fluido, pues permite asegurar un control estricto de la temperatura en la zona de reacción. Por esa razón, estos reactores son cada vez más frecuentes en estos ámbitos de aplicación (Kunii & Levenspiel, 1991).

El craqueo de hidrocarburos es otra tipología de reacción de síntesis catalítica que, debido a las características del proceso (las reacciones son endotérmicas y van acompañadas de la deposición de carbono), precisan de un movimiento continuo de los sólidos empleados en uno o más lechos fluidos. Las unidades capaces de asegurar estas condiciones se denominan reactores de lecho fluido circulante y actualmente, todos los procesos basados en reacciones de craqueo emplean estos equipos (Kunii & Levenspiel, 1991).

Las unidades de lecho fluido circulante o CFB cobran especial interés, desde una perspectiva medioambiental, en procesos no catalíticos como la gasificación y la combustión. Por ejemplo, los gasificadores basados en CFB, como en el caso del proceso Pyrox (mostrado en la Figura 1-1) permiten tratar residuos sólidos, obteniendo un efluente gaseoso que puede ser aprovechado en aplicaciones térmicas para producir energía. En este proceso, el residuo es alimentado de manera continua a un reactor con un lecho de arena. Como producto de la gasificación se obtienen un gas combustible, el cual se trata posteriormente para obtener energía y un residuo sólido o char. El char, el cual se quema hasta quemarse por completo, intercambia energía con la arena mientras ambos productos son arrastrados por una corriente de vapor hasta la segunda unidad CFB. Por último, la arena caliente se devuelve al gasificador primario aportando la energía necesaria para la siguiente gasificación (Kunii & Levenspiel, 1991). Se consigue, por tanto, reducir el impacto ambiental asociado, fomentar la valorización de los residuos y ser un medio alternativo a otros métodos de eliminación de residuos sólidos como por ejemplo las incineradoras, las cuales se han visto muy perjudicadas por la opinión pública.

Con respecto a otros procesos de combustión de carbón, además de la elevada eficacia, existen varios factores, que impulsan el empleo de los sistemas de combustión en lecho fluido circulante (Prieto, 2004): En primer lugar, las bajas temperaturas de operación ( $800 - 900^\circ$ ) durante la combustión permiten emplear combustibles con un alto contenido en cenizas. Debido a que la temperatura del punto de fusión de la ceniza es inferior a la de operación, se evitan problemas de ensuciamiento con respecto al uso de calderas convencionales. El dióxido de azufre por otro lado se puede eliminar de los gases de combustión con ayuda de un absorbente, caliza o dolomita. Además, la combustión es apta para un amplio abanico combustibles (residuos domésticos o industriales, biomasa, etc.) en virtud de los elevados tiempos de residencia del combustible en el equipo y al rápido calentamiento que sufren las partículas en el mismo. Por último, el proceso de combustión se lleve a cabo en la totalidad del hogar, de tal manera que el aire necesario para la combustión se puede introducir a 2 niveles de altura distintos, reduciendo la formación de óxidos de nitrógeno de manera significativa.

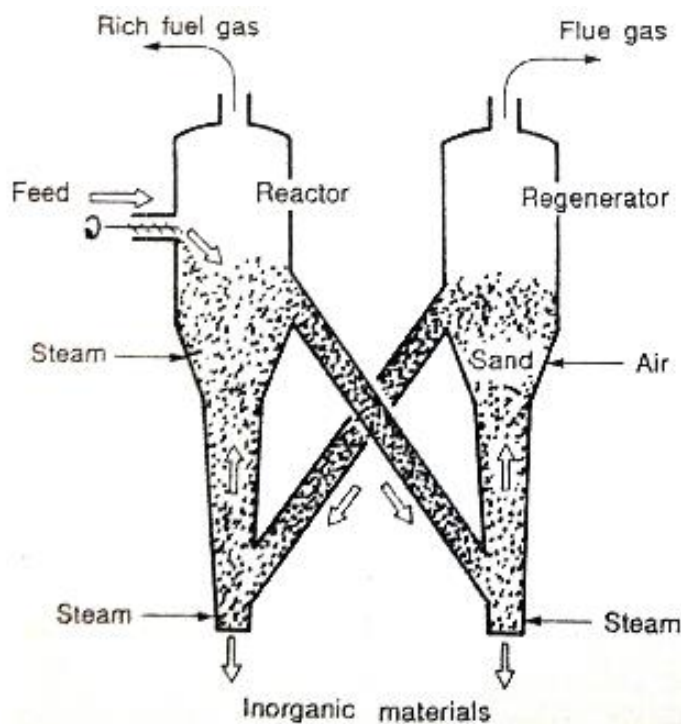


Figura 1-1. Esquema general del proceso Pyrox con gasificadores basados en lechos fluido circulante (Kunii & Levenspiel, 1991).



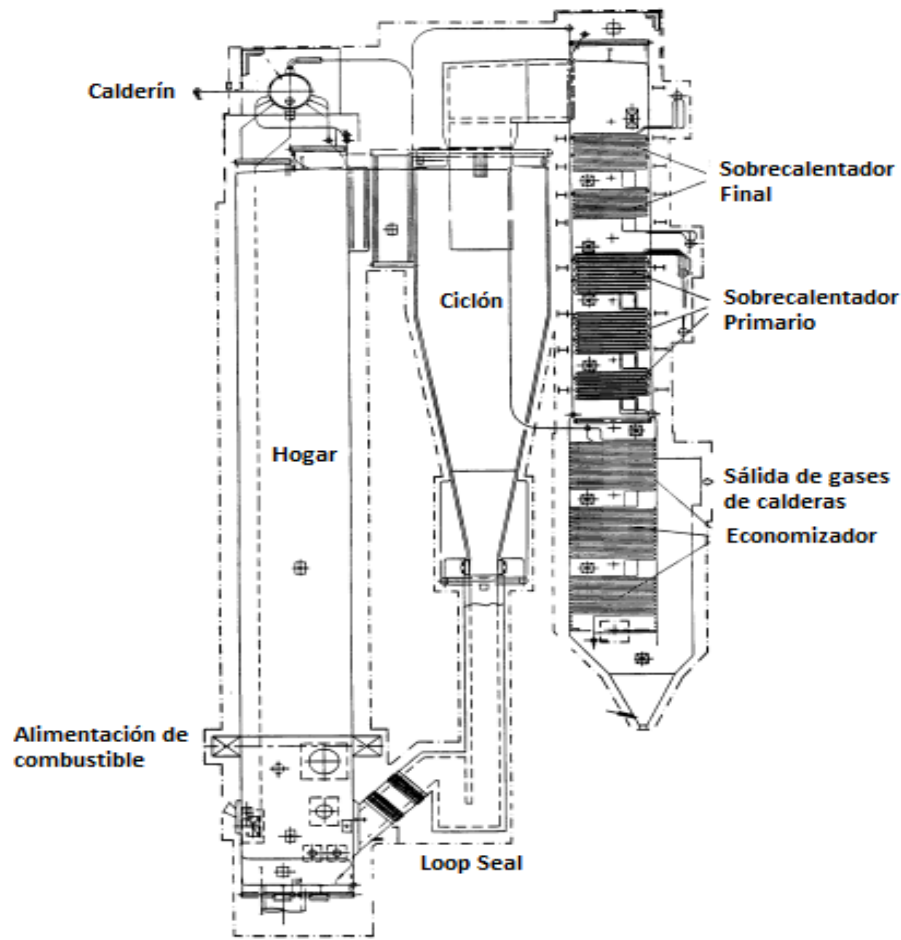


Figura 1-2. Esquema general de un sistema de combustión en lecho fluido circulante (Prieto, 2004).

Los reactores de lecho fluido circulante, cuyo esquema y conjunto se representa en la Figura 1-3, están formados por el *riser*, el ciclón, el *downcomer* y el *loop seal*. El *riser* está constituido normalmente por una zona más densa o *bottom bed* y una región *freeboard*, que incluye una zona en la que el material se mueve de manera continua, denominada *splash*, y una zona de transporte más diluida, en la que predomina un flujo ascendente de partículas dispersas junto con una pequeña película en las paredes del equipo por la que descienden (Rhodes, 2008). El ascenso de material en el *riser* se consigue inyectando aire en dos zonas, una situada por debajo de la zona densa, a través de un plato distribuidor, y la otra en la *bottom bed* o al principio de la *freeboard*, dependiendo del inventario de sólidos dentro del sistema. El sólido a la salida de la zona de transporte es conducido hacia el ciclón, donde se separa la corriente gaseosa de los sólidos. El material capturado en el ciclón cae por gravedad a través de una tubería vertical denominada *downcomer* o *standpipe* hasta una unidad denominada *loop seal*, cámara de sello o simplemente sello. El *loop seal* está compuesto de 2 cámaras, denominadas cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) (Knowlton et al., 1997). La cámara de suministro es la encargada de acopiar el material procedente del *downcomer* y conducirlo a la cámara de reciclo, debido a que esta se comunica con el *riser* a través de la tubería de reciclo, permitiendo la circulación de los sólidos en un ciclo cerrado (Basu, 2006). Normalmente la RC debe de mantenerse siempre fluidizada mediante la inyección de un agente fluidizante, a través de un plato distribuidor situado bajo la unidad, dado que es la única manera de llevar las partículas a través de la tubería de reciclo. La SC, por el contrario, pueden trabajar tanto en lecho móvil como en lecho fluidizado, pues ambos regímenes se consideran aceptables. Aun no se conoce bien el efecto de los regímenes de flujo en las cámaras del *loop seal* en las calderas y gasificadores y aclarar esto es una de los propósitos de este estudio.

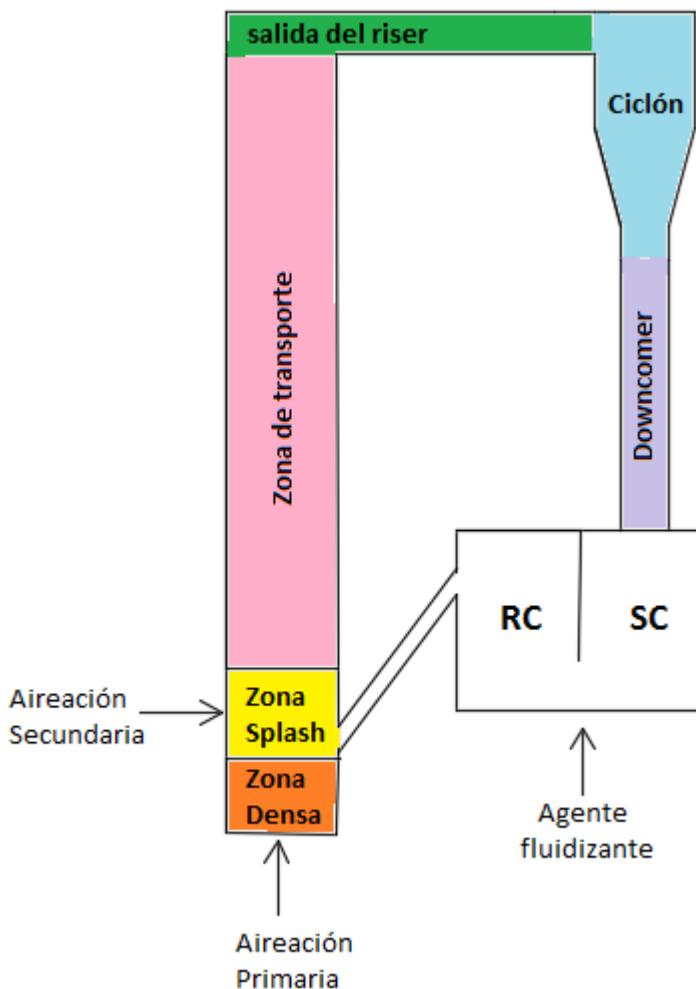


Figura 1-3. Esquema general de un reactor de lecho fluido circulante (CFB).

Los beneficios asociados al gran abanico de aplicaciones y ventajas de esta tecnología han permitido que actualmente se contabilicen más de 500 instalaciones a nivel de global, algunas de gran potencia, como la central eléctrica de 600 MWe construida en Baima, China, mostrada en la Figura 1-4 (Zhu, 2013).



Figura 1-4. Central térmica supercrítica de 600 MWe construida en Baima, China.

## 1.2 Objetivo del proyecto

En el presente documento se han realizado dos tareas:

- (i) Realización de pruebas experimentales en una unidad fría de lecho fluido circulante situada en los laboratorios de la Escuela Técnica Superior de Ingeniería de Sevilla. Los ensayos se han realizado variando las condiciones de operación: velocidad en el *riser*, velocidad en el *loop seal*, masa de inventario, etc., midiéndose presiones en diferentes puntos del sistema, así como el flujo de sólidos en el *riser*.
- (ii) Desarrollo de un modelo fluidodinámico para una unidad CFB: *riser*, *ciclón* y *loop-seal*

Los parámetros de especial interés a estudiar en este proyecto son el flujo de sólidos en el *riser* y el reparto de aire en el *loop seal*. El modelo se utiliza para entender los resultados experimentales y realizar un análisis de sensibilidad de las variables, lo que permite escalar el proceso y asistir al diseño de otras unidades.



# 2 ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

## 2.1 Introducción a la fluidización

### 2.1.1 Concepto de fluidización

La fluidización se define como el proceso mediante el cual las partículas de un determinado sólido son transformadas a un estado semejante al de un fluido mediante el paso de una corriente de líquido o gas, denominado agente de fluidización (Kunii & Levenspiel, 1991). Al conjunto de partículas fluidizadas se le denomina *lecho fluido*, distinguiéndose diferentes regímenes.

### 2.1.2 Regímenes de fluidización

Para esclarecer los diferentes estados mostrados en la Figura 2-1, de una manera clara y concisa, supondremos que el lecho de partículas sólidas está contenido en un cilindro vertical y el agente de fluidización se inyecta por la parte inferior del mismo a una determinada velocidad (Kunii & Levenspiel, 1991 y Rhodes, 2008).

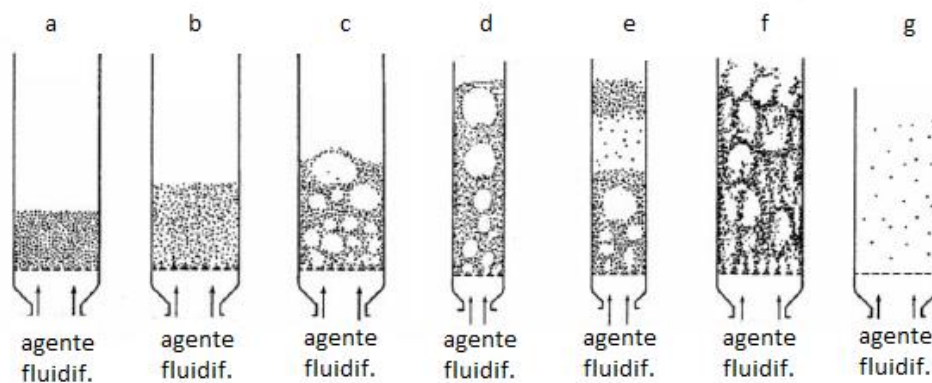


Figura 2-1. Regímenes de fluidización: (a) Lecho fijo; (b) Lecho en mínima fluidización; (c) Lecho burbujeante; (d) *Slugging* axial; (e) *Slugging* de pared; (f) Fluidización turbulenta; (g) Fluidización rápida con transporte de partículas. (Kunii & Levenspiel, 1991).

#### Lecho Fijo

El estado de lecho fijo, Figura 2-1(a) es aquel en el que el fluido suministrado asciende a velocidades bajas, moviéndose a través de los intersticios entre partículas, las cuales permanecen inmóviles

#### Lecho en mínima fluidización

Al aumentar la velocidad, se alcanza un punto en el que las partículas se encuentran suspendidas, es decir, la velocidad del agente de fluidización es lo suficientemente alta como para igualar el peso de las partículas, tal y como se muestra en la Figura 2-1(b).

#### Lecho burbujeante

Se originan burbujas de gas a velocidades superiores a la de mínima fluidización. Estas burbujas, representadas en la Figura 2-1(c), ascienden a través del lecho, agrupándose entre ellas en burbujas de un tamaño mayor que desaparecen al llegar a la zona superior del lecho, liberando las partículas que arrastraban en su ascenso.

### Slugging

Este estado se produce cuando la coalescencia de las burbujas ascendentes da como resultado pompas de gran tamaño que empujan el lecho hacia arriba. Se distinguen dos fenómenos: *slugs axiales* (Figura 2-1(d)), en los que las burbujas presentan un tamaño inferior al de la sección que los contiene y *slugs de pared* (Figura 2-1(e)), cuando la burbuja tiene el mismo diámetro que la sección por la que ascienden.

### Fluidización turbulenta

Si la velocidad del gas sigue aumentando, se alcanza la velocidad terminal de los sólidos, que es aquella en la cual la fuerza de arrastre es superior a la suma del peso de las partículas que forman el lecho y su rozamiento. El arrastre de partículas, representando en la Figura 2-1(f), junto con la ruptura de las burbujas ascendentes, causa que la parte superior del lecho desaparezca y se genere una superficie irregular y que cambia con brusquedad.

### Fluidización rápida o transporte neumático

A mayor velocidad que en la fluidización turbulenta, las partículas sólidas son arrastradas por la corriente de aire y transportadas fuera del lecho.

El transporte neumático de partículas sólidas, representado en la Figura 2-1(g), se clasifica en dos regímenes de flujo:

- Flujo de fase diluido, caracterizado por alcanzar altas velocidades del gas, bajas concentraciones de sólidos y bajas caídas de presión, lo que resulta en un transporte individual de partículas.
- Flujo de fase densa, donde el gas alcanza bajas velocidades. Las concentraciones de sólidos son elevadas y se generan altas caídas de presión, favoreciendo la interacción entre las partículas, pudiendo estas llegar a formar conglomerados.

Tanto para el estado de fluidización turbulenta, como en de fluidización rápida es recomendable emplear sistema de recirculación de partículas, como es el caso de los lechos fluidos circulantes.

Por tanto, los diferentes regímenes de fluidización y la cantidad de partículas transportadas se relacionan con la velocidad de entrada del agente fluidizante tal y como se representa esquemáticamente en la Figura 2-2.

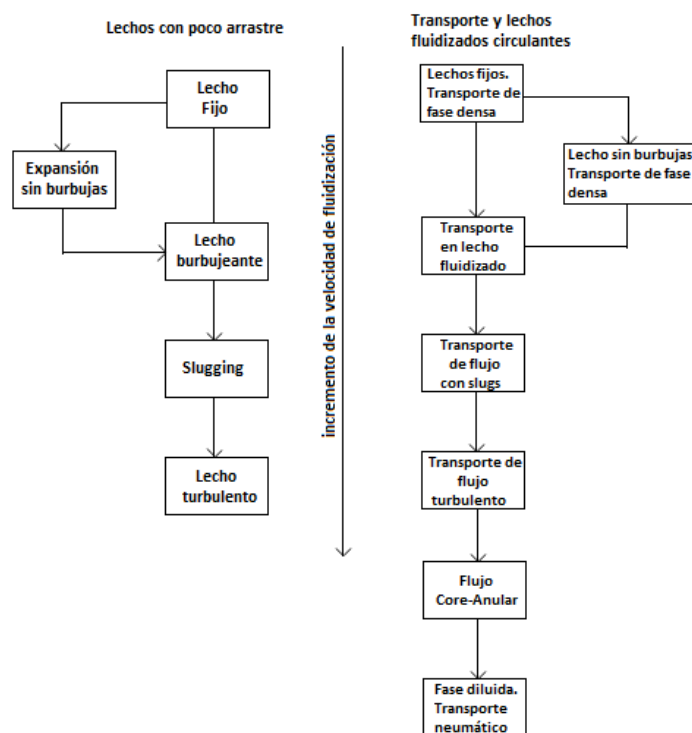


Figura 2-2. Relación de regímenes de fluidización con la velocidad del fluido (Yang, 2003).

Otros factores relevantes relacionados con la fluidización de las partículas y por tanto con sus diferentes estados son, por ejemplo, el diámetro o tipo de las partículas, la esfericidad de estas o la porosidad del lecho por lo que a continuación se van a tratar los aspectos teóricos de la fluidización.

## 2.2 Fundamentos teóricos de la fluidización

### 2.2.1 Propiedades de las partículas

#### Densidad de las partículas

Se define como la masa de una partícula dividida por su volumen hidrodinámico. Este, como se aprecia en la Figura 2-3, es el volumen ocupado por el agente fluidizante en su interacción con la partícula e incluye en su computo todos los poros (Rhodes, 2008).

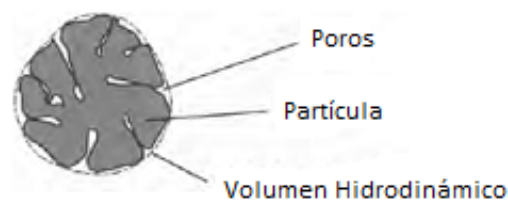


Figura 2-3. Volumen hidrodinámico de una partícula (Rhodes, 2008).

Es muy importante identificar si las partículas son o no porosa, ya que el volumen hidrodinámico y por tanto, la densidad es distinta.

En el caso de trabajar con sólidos no porosos, la densidad obtenida es la correspondiente al material del que están hechos, es decir, la densidad absoluta. En cambio, si se trabaja con un sólido poroso, se determina la densidad aparente.

#### Esfericidad de las partículas

De manera general, la geometría de las partículas presentes en un lecho fluidizado no tiene una forma totalmente esférica, sino que suelen presentar irregularidades. Por esta razón, para un mismo volumen, la esfericidad se define como la relación entre la superficie externa de una esfera perfecta y la de las partículas contenidas en el lecho (Kunii & Levenspiel, 1991).

#### Densidad del lecho

Se calcula como la masa total de las partículas contenidas en el lecho entre el volumen que ocupan incluyendo el espacio entre las mismas, denominado volumen aparente (Rhodes, 2008).

En fluidodinámica siempre se suele usar como referencia esta densidad, pues su valor es más sencillo de obtener.

#### Fracción de vacío del lecho

Representa la relación entre el volumen comprendido en los espacios entre las partículas y el volumen aparente del lecho (Kunii & Levenspiel, 1991).

### 2.2.2 Caracterización de las partículas

El comportamiento de las partículas en el lecho está notablemente influenciado por características o propiedades físicas de las mismas, como el tamaño y la densidad.

Por ese motivo, *Geldart y Abrahamsen* (1978) clasificaron los sólidos de menor a mayor tamaño de partícula, tal y como muestra la Figura 2-4, en cuatro grandes grupos según sus propiedades de fluidización en condiciones ambiente.

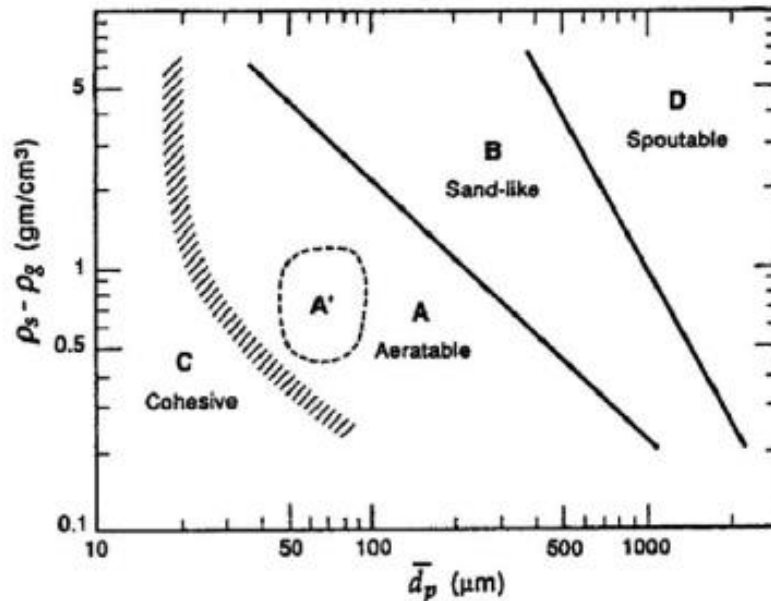


Figura 2-4. Clasificación de las partículas en condiciones ambiente (Geldart & Abrahamsem, 1978).

Es importante resaltar que, trabajar a condiciones de temperatura y presión superiores a la ambiental, puede implicar que un tipo de partícula muestre un comportamiento diferente al grupo que realmente pertenece.

Las principales características de cada grupo se citan a continuación:

- **Grupo A.** Está formado por sólidos aireables, o materiales con partículas pequeñas (con diámetros que van desde 20 hasta 100  $\mu m$ ) o con baja densidad ( $\leq 1,4 \text{ g/cm}^3$ ). Estos sólidos fluidifican fácilmente a velocidades pequeñas y se caracteriza por que el lecho se expande antes de la aparición de burbujas. Cuando se supera la velocidad mínima para que aparezcan burbujas, el lecho cambia a un estado de régimen burbujeante, caracterizado por el arrastre de las partículas por la coalescencia de burbujas, tal y como se indicó en el punto 2.2.1. Las partículas de este grupo suelen ser utilizadas como catalizadores en reacciones de craqueo.
- **Grupo B.** Las partículas de arena se incluyen en este grupo, caracterizado por incluir materiales cuya densidad oscile entre 1,4 y 4  $\text{kg/cm}^3$  y por tener un diámetro de partícula del orden de 40-500  $\mu m$ . Estos sólidos fluidizan adecuadamente y las burbujas aparecen cuando la velocidad del gas es superior a la velocidad de mínima fluidización. A velocidades mayores del gas, se forman pequeñas burbujas en el plato distribuidor, las cuales crecen y coalescen mientras ascienden a través del lecho. El tamaño de la burbuja se incrementa de manera lineal a medida que se aleja del plato distribuidor y es independiente del tamaño de las partículas sólidas que forman el lecho.
- **Grupo C.** Está compuesto por partículas muy finas y de gran cohesión por lo que son difícilmente fluidizables debido a que las fuerzas generadas entre las partículas son mayores en comparación con las fuerzas de inercia, pero puede conseguirse con ayuda de agitadores mecánicos, mediante vibración o introduciéndolos en un lecho del mismo material, pero de mayor tamaño. En lechos de un diámetro pequeño, las partículas tienden a ascender formando pequeños aglomerados, mientras que, en lechos de diámetro grande, se forman canales de sólidos sin fluidizar desde el plato distribuidor del gas hasta la superficie del lecho. La harina o el almidón son algunos ejemplos de este tipo de partículas.
- **Grupo D.** Las partículas de este tipo presentan los mayores diámetros de esta clasificación, alcanzando tamaños superiores a las 600  $\mu m$  y también suelen ser las más densas. Lechos profundos de estos sólidos son difíciles de fluidizar y las burbujas formadas coalescen rápidamente y ascienden con una velocidad menor que la del resto del gas. Los granos de café o el carbón gasificado son ejemplos característicos de este tipo de sólidos.



### 2.2.3 Velocidad de fluidización

La pérdida de carga se define como la pérdida de presión que experimenta un fluido debido a la fricción de las partículas del fluido entre sí (Kunii y Levenspiel, 1991).

La Figura 2-5 muestra la evolución de la pérdida de carga frente a la velocidad para un contacto gas-sólido.

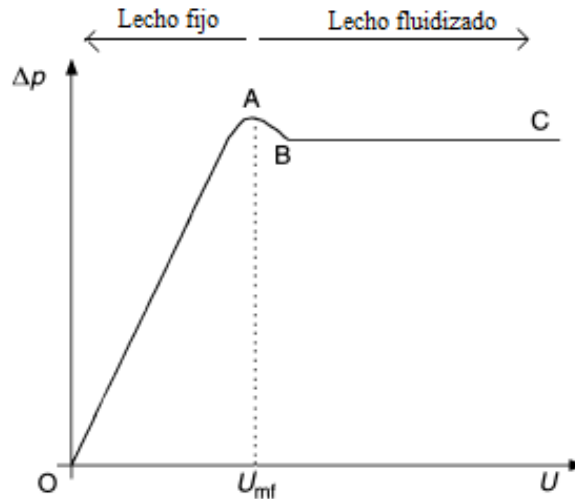


Figura 2-5. Curva pérdida de carga-velocidad para sistemas gas-sólido (Rhodes, 2008).

La pérdida de carga cuando la velocidad del fluido o agente fluidizante que atraviesa el lecho de partículas es baja, es decir, en condiciones de régimen de lecho fijo, aumenta linealmente al incrementarse la velocidad del gas ( $\overline{OA}$ ) (Rhodes, 2008).

Cuando la fuerza de arrastre ejercida por un agente fluidizante se iguala al peso aparente de las partículas en el lecho, los sólidos comienzan a elevarse. Como consecuencia, se aumenta la distancia entre partículas y se fluidifica el lecho. Si se sigue aumentando la velocidad, se genera un pequeño salto de presión (A) que permite alcanzar las condiciones de mínima fluidización. Esta velocidad se denomina de mínima fluidización ( $u_{mf}$ ) (Kunii & Levenspiel, 1991).

Por último, una vez alcanzado el régimen de lecho fluidizado, la pérdida de carga experimenta un pequeño descenso (B) hasta alcanzar un valor, a partir del cual, se mantiene constante (C) con respecto a la velocidad del fluido. Las condiciones estacionarias se mantienen hasta que los sólidos son arrastrados fuera del lecho por acción de la corriente gaseosa que lo atraviesa, como se indica en el punto 2.2.5.

Aumentar la velocidad por encima de  $u_{mf}$ , como se explica en el siguiente apartado, afecta al comportamiento de las burbujas en el interior del lecho.

### 2.2.4 Régimen burbujeante

El comportamiento de un lecho de partículas al ser suspendido por una corriente ascendente de gas puede manifestarse de varias maneras: fluidizándose suavemente en ausencia de burbujas, burbujeando o con un aspecto similar a un chorro (Rhodes, 2008). La Figura 2-6 y Figura 2-7 representan los dos primeros comportamientos respectivamente.

La mayoría de los sistemas fluidizados, excepto los que involucran partículas muy densas (Grupo B y C), no producen burbujas. Este aspecto es fundamental, ya que muchas de las propiedades características de los lechos fluidos, en sistemas gas-sólido, son dominadas por la formación y la evolución del comportamiento de las burbujas.

Por tanto, conocer el desarrollo de las mismas es de vital importancia para poder utilizar la tecnología de lecho fluido en distintas aplicaciones (Rhodes, 2008).

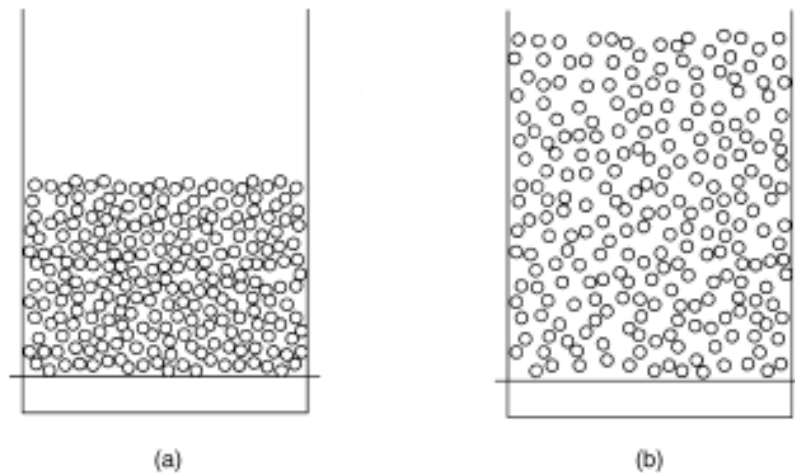


Figura 2-6. Expansión de un lecho fluidizado sin burbujas: (a) justo por encima de  $u_{mf}$ , (b) velocidad del agente fluidizante varias veces  $u_{mf}$  (Rhodes, 2008).

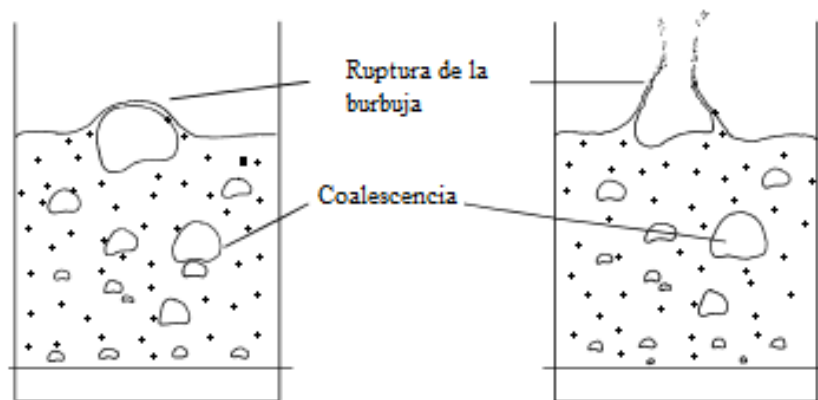


Figura 2-7. Evolución secuencial de burbujas en un lecho fluidizado con partículas del Grupo B (Rhodes, 2008).

Las burbujas se forman en un lecho fluidizado o durante la fluidización cuando se introduce aire a través del plato distribuidor y, presentan una serie de semejanzas con las originadas durante el burbujeo de un líquido de baja viscosidad (Rhodes, 2008):

- En burbujas pequeñas, su forma es esférica, sin embargo, a medida que aumenta de tamaño se vuelven más grandes y aplanadas.
- Las burbujas pequeñas ascienden lentamente y las burbujas grandes ascienden rápidamente.
- Las burbujas pueden coalescer para formar burbujas de mayor tamaño, variando su velocidad de ascensión
- El exceso de gas inyectado en los lechos fluidos pasa a través del mismo en forma de burbujas.

Esta última característica ha sido corroborada con la teoría derivada de las dos fases de fluidización propuesta por *Toomey y Johnstone* (1952). En ella se analiza la expansión de un lecho fluidizado burbujeante, y se establecen 2 fases para la misma: la fase de burbujeo (las burbujas de gas) y la fase de partículas o fase de emulsión (los sólidos fluidizados alrededor de las burbujas).

### 2.2.5 Arrastres

El movimiento de los sólidos a lo largo del *riser* es debido a una fuerza de arrastre producida por la acción de una corriente de agente fluidizante. El arrastre se define como el transporte o la expulsión, producido, de las partículas en la superficie de un lecho. En la literatura relacionada con los lechos fluidos circulantes, se suele definir también como elutriación (Knowlton et al., 1997 y Rhodes, 2008).

Una partícula se encuentra suspendida o en estado estacionario cuando su velocidad terminal coincide con la velocidad superficial del gas ascendente, es decir, cuando las fuerzas de gravedad, flotabilidad y resistencia se igualan (Rhodes, 2008). Si se aumenta la velocidad de la corriente de agente fluidizante y, dado que el lecho está formado por partículas de distintas granulometrías, algunos de los sólidos pueden caer, mientras que otras ascienden. Por lo tanto, la tasa del arrastre y la distribución de las partículas arrastradas dependen, en general, de varios factores como el tamaño y la densidad de las partículas o las propiedades, la velocidad y el flujo de gas (Rhodes, 2008).

Ante esta situación, la tubería por la que ascienden las partículas en una unidad CFB, es decir, el *riser*, está compuesto por 2 regiones. La zona densa o *bottom bed*, donde se encuentra el lecho y la región por encima del lecho fluidizado o *freeboard*, la cual se divide en distintas zonas tal y como se muestra en la Figura 2-8 (Rhodes, 2008):

- Zona *Splash*: región justo por encima de la superficie del lecho en la que caen las partículas gruesas hacia abajo.
- Zona de separación o TDH: en ella se produce el flujo ascendente y la concentración de partículas finas en la suspensión disminuye con el aumento de la altura.
- Zona de transporte de fase diluida: región por encima de la zona TDH en la que todas las partículas son transportadas hacia arriba, siendo el flujo de partículas y la concentración de la suspensión constante con la altura. Desde el punto de vista del diseño de la unidad, para obtener el máximo beneficio del efecto de la gravedad en la *freeboard*, la salida de gas debe colocarse por encima de la TDH.

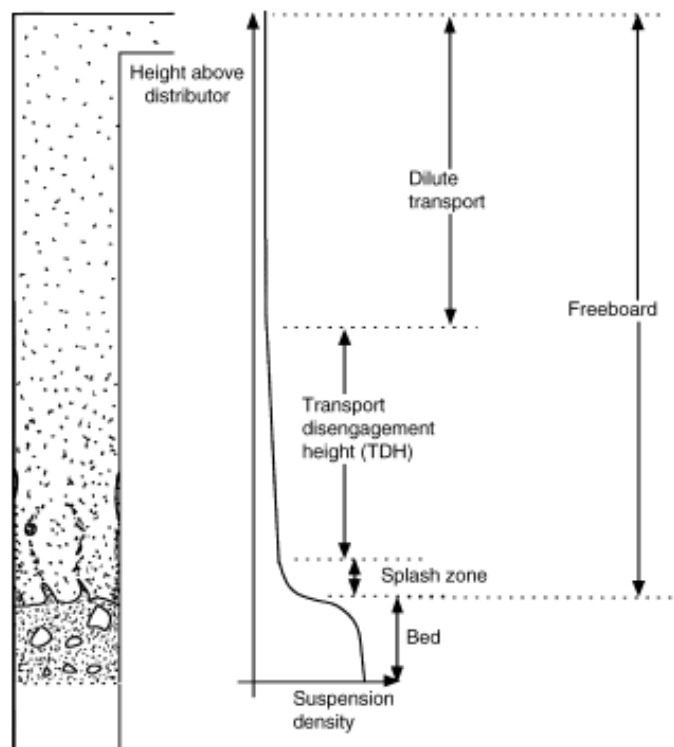


Figura 2-8. Zonas en la zona *freeboard* en un reactor de lecho fluidizado (Rhodes, 2008).

## 2.3 Standpipes y sistemas de retorno de sólidos

### 2.3.1 Standpipe

Un *standpipe* o *downcomer* es, como se denomina comúnmente en fluidodinámica, una tubería de una determinada longitud cuya finalidad es el transporte de un flujo de sólidos de una región de menor presión a otra de mayor presión (Knowlton et al., 1997). Los sólidos siempre circulan en sentido descendente por acción de la gravedad, sin embargo, el gas puede descender o ascender, pero siempre debe de predominar una velocidad relativa del gas ascendente respecto de la del sólido. De lo contrario, el movimiento de los sólidos no se ve favorecido (Knowlton et al., 1997).

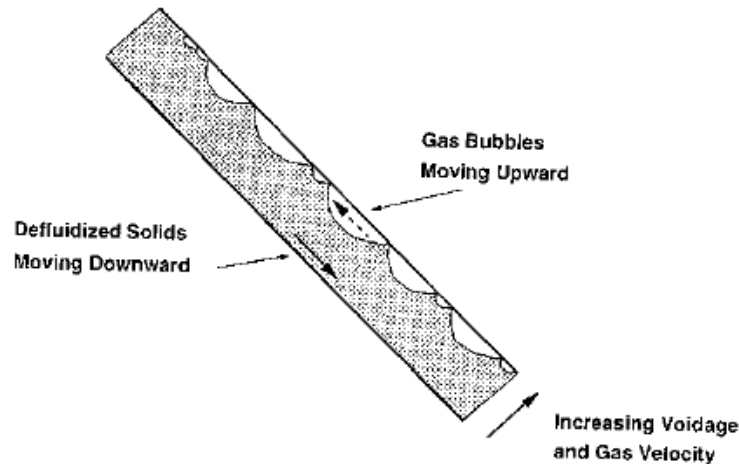


Figura 2-9. Representación de la velocidad relativa en un *downcomer* (Knowlton et al., 1997).

Los *standpipes* puede operar en 3 regímenes básicos de flujo (Knowlton et al., 1997):

- **Flujo de lecho compacto.** Este régimen de operación se caracteriza por tener una velocidad relativa del gas menor que la velocidad de mínima fluidización. Además, la porosidad se mantiene constante a lo largo de la tubería. El aumento de la velocidad relativa del gas produce un incremento de pérdida de carga por unidad de longitud, que genera un movimiento brusco de sólidos aglomerados que hacen vibrar el conducto. Este aumento de no es predecible con la tecnología de la que se dispone actualmente, por lo que este hecho se considera una desventaja con respecto a los 2 regímenes de operación restantes.
- **Flujo en lecho fluidizado.** El presente estado se alcanza cuando la velocidad relativa del gas presenta valores similares o ligeramente superiores a  $u_{mf}$ , siendo la pérdida de carga por unidad de longitud constante. A diferencia del flujo de lecho compacto, la porosidad no se mantiene constante a lo largo de la unidad y los valores de la misma pueden cambiar. Como se mencionó en el punto 2.1.4, la densidad de la partícula influye en la formación de burbujas en el lecho. Por tanto, el movimiento del gas con respecto a las paredes de la tubería vertical, tanto en la fase de burbuja como en la fase de emulsión, da lugar a 4 estados del presente régimen, como muestra la Figura 2-10.
- **Flujo de corriente.** Esta región se caracteriza por alcanzarse porosidades elevadas en el lecho, por lo que el caudal de gas que puede circular por la tubería es elevado. Este estado no es recomendable porque ante esta situación el flujo de sólidos se reduce drásticamente, por lo que es recomendable actuar sobre algún parámetro de diseño como, por ejemplo, las dimensiones del *standpipe* para conseguir caudales de gas más pequeños.

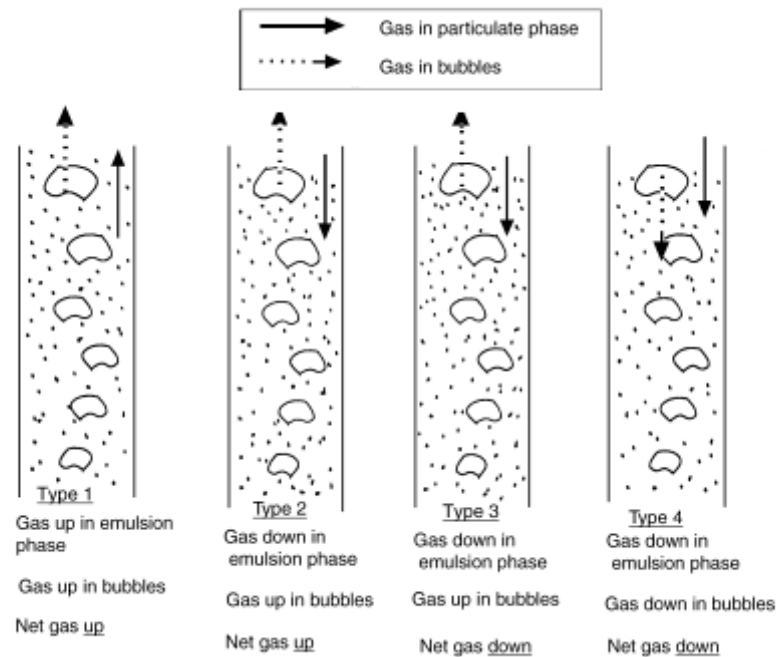


Figura 2-10. Estados del régimen de flujo en condiciones de lecho fluidizado (Rhodes, 2008).

### 2.3.2 Válvulas mecánicas y no mecánicas

Las válvulas son los dispositivos encargados de distribuir los sólidos a lo largo de los reactores CFB y, según su configuración, se distinguen 2 tipos de válvulas: las válvulas mecánicas y las válvulas no mecánicas (Knowlton et al., 1997).

#### Válvulas mecánicas

Las válvulas mecánicas se emplean únicamente en procesos en los que se alcancen temperaturas elevadas o para bajas presiones y se caracterizan por disponer de elemento móvil que controla del flujo de sólido. Las válvulas rotativas, de bola, de mariposa y de asiento son las más comunes.

#### Válvulas no mecánicas

Se emplean en operaciones a presión y temperaturas bajas. A diferencia de las válvulas mecánicas, el movimiento de los sólidos es función del gas de aireación junto y de su forma geométrica, es decir, son robustos y sencillos.

Los dispositivos de control no mecánicos presentan una serie de ventajas frente a los dispositivos mecánicos. Por ejemplo, no tienen partes mecánicas móviles que pueden quedarse bloqueadas o desgastar con su uso y son económicos, ya que están contruidos con materiales ordinarios.

Los dispositivos no mecánicos pueden funcionar en dos modos diferentes:

- En el modo de válvula, donde los sólidos son controlados por la cantidad de gas de aireación que se le agrega. Los tipos más comunes de válvulas no mecánicas son la válvula-L y la válvula-J.
- En el modo "automático", donde la función principal de las válvulas es la de cerrar el balance de presiones del sistema y re-direccionar los sólidos donde se desee. El termino automático hace referencia a que si por ejemplo, se cambia la velocidad de flujo de sólidos al dispositivo, el dispositivo se ajusta automáticamente para adaptarse a la velocidad de flujo cambiada. El *loop seal* o la válvula-V son elementos que funcionan en este modo de operación.

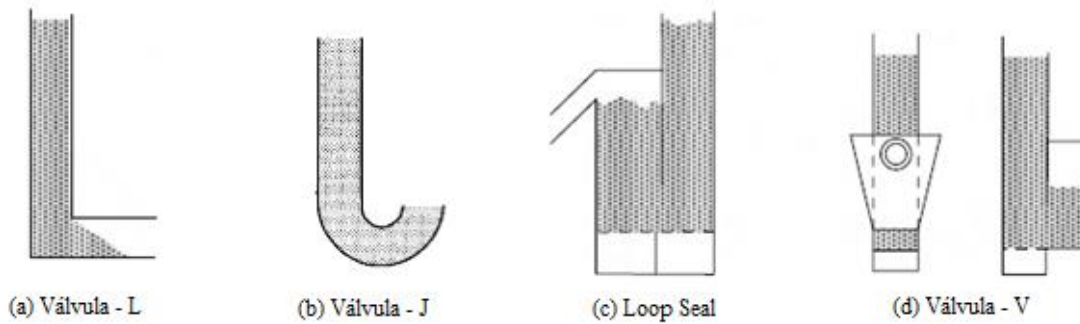


Figura 2-11. Válvulas no mecánicas más comunes (Knowlton et al., 1997).

El dispositivo no mecánico más usado es el *loop seal* o sello debido al efecto de sellado de gas que proporciona la columna de sólido depositada en su interior.

El *loop seal* está formado por dos cámaras, tal y como se muestra en la Figura 2-12 con mayor detalle (Basu, 2006):

- Cámara de Suministro (SC): En la mayoría de los casos suele ser una extensión del *downcomer* y es la encargada de acumular los sólidos y transportarlos a la cámara de reciclo a través de una pequeña abertura ubicada en la pared que separa ambas zonas.
- Cámara de Reciclo: el sólido que llega a esta cámara pasa a través de un rebosadero a la tubería de salida del sistema (tubería de reciclo).

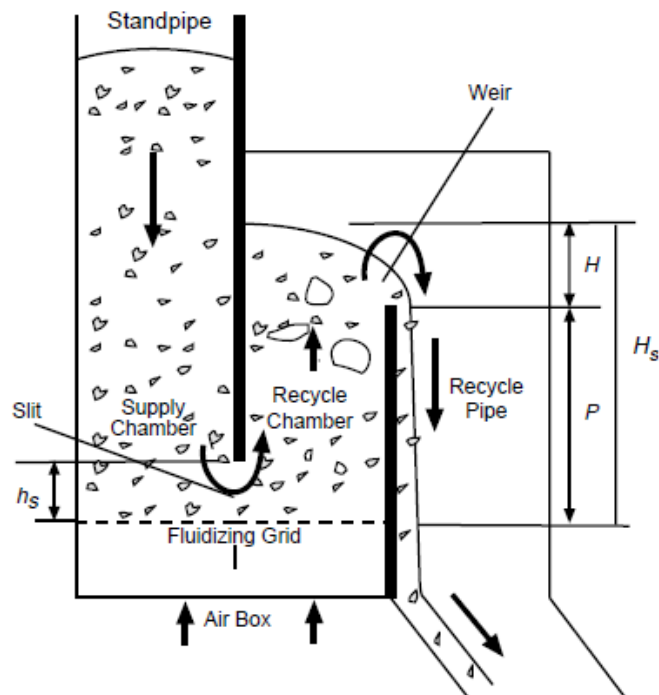


Figura 2-12. Esquema general del funcionamiento de un *loop seal* (Basu, 2006).

## 2.4 Cálculo de *Loop* de Presiones en un lecho fluido circulante

Los *loop* de presiones son una representación de la pérdida de carga en distintos puntos de una unidad CBF con respecto a la altura de los mismos. Un típico sistema de CFB, junto con su *loop* de presiones teórico se muestra en la Figura 2-13.

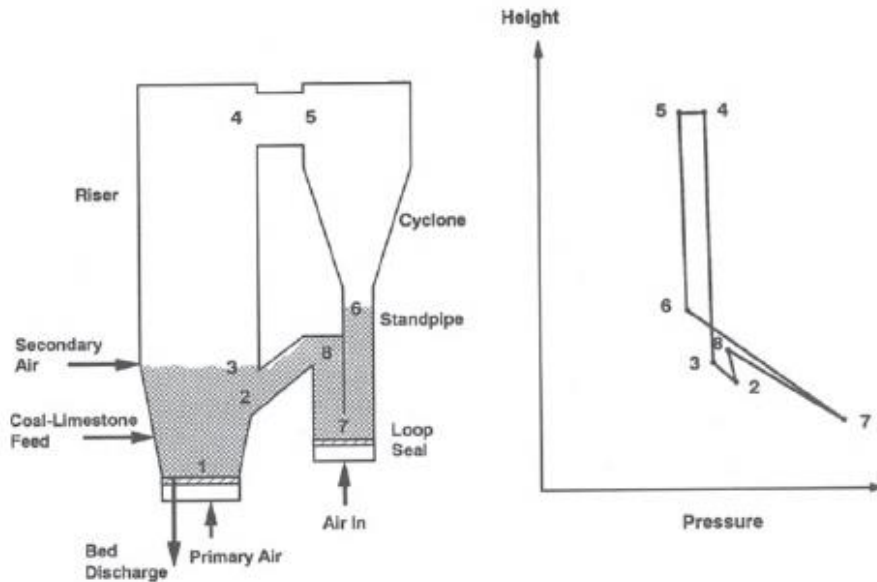


Figura 2-13. Unidad CFB convencional y *loop* de presiones de la misma (Knowlton et al., 1997).

El punto de mayor presión en el *loop* de circulación de sólidos se encuentra en el fondo del *loop seal* (7), debido a que es la región donde hay una mayor concentración de sólidos (1).

A su vez, en la parte alta del *riser* y la entrada del ciclón (4 y 5 respectivamente), se registran las mínimas presiones del sistema, como consecuencia de una menor presencia de material en dichas zonas.

Por tanto, para realizar un balance de presiones un CFB, se consideran las siguientes secciones: 2-3, 3-4, 4-5, 5-6, 6-7, 7-8 y 8-2.

## 2.5 Revisión de modelos de lechos fluidos

En el presente apartado se describen algunas de las investigaciones más importantes y otras más actuales en el estudio fluidodinámico de los reactores de lecho fluido circulante.

### 2.5.1 Desarrollo de un modelo para un lecho fluido circulante

En 1987, *Rhodes* y *Geldart* establecieron un modelo con el que, teniendo en cuenta el arrastre y el balance de balance de presiones en un reactor de lecho fluido circulante, poder predecir el comportamiento del CFB bajo diferentes condiciones de velocidad del gas y flujo de sólidos.

El balance de presión, mostrado en la Figura 2-14, tiene en cuenta la pérdida de carga en el *riser* ( $\Delta P_r$ ). Esta se define como el sumatorio de la pérdida de carga producida por los sólidos presentes en la región diluida y en la fase densa. La pérdida de carga en el ciclón primario ( $\Delta P_{cyc}$ ), la pérdida de presión de la válvula de control de sólidos ( $\Delta P_v$ ) y la propia pérdida producida en el lecho ( $\Delta P_{sb}$ ) cierran el sistema. En el caso de  $\Delta P_{sb}$ , los autores suponen que no hay pérdidas por fricción o aceleración.

Con ayuda del modelo deseaban indagar en los efectos que se producían en la fracción axial de sólidos dentro del *riser* tras variar el inventario de sólidos, el flujo de circulación de sólidos y la velocidad del gas. Por esa razón, para comprobar la fiabilidad del modelo, *Rhodes* y *Geldart* compararon los resultados del mismo con los obtenidos experimentalmente. En dichos ensayos, emplearon partículas del Grupo A, con un tamaño medio de 64  $\mu\text{m}$  y una densidad de partículas de 1800  $\text{kg/m}^3$ .

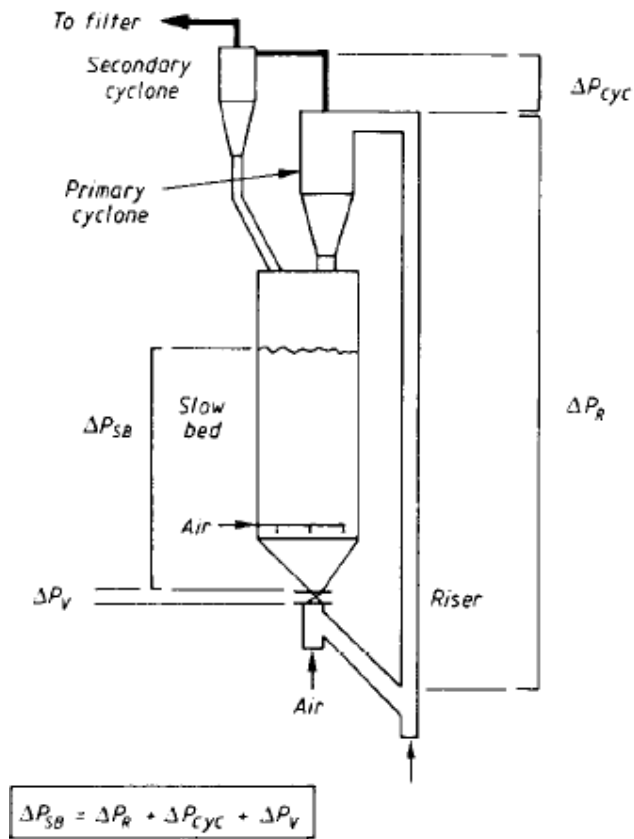


Figura 2-14. Balance de presiones planteado en el modelo (Rhodes & Geldart, 1987).

La principal deficiencia del modelo, según reportan en sus conclusiones, es que la fracción de sólidos en la fase diluida presenta valores inferiores a los obtenidos experimentalmente. Este hecho, da lugar a que se produzcan cambios más grandes, que los presentados experimentalmente, entre las zonas del transporte en fase diluida y en fase densa.

Por otro lado, los resultados del modelo indicaban que la variación del inventario de sólidos no causaba un efecto en la distribución axial de los sólidos. Se refutaban de este modo las conclusiones extraídas por *Weinstein et al.* (1984) en trabajos previos, donde afirmaba lo contrario.

Por tanto, *Rhodes* y *Geldart* establecieron un enfoque lógico que serviría como punto de partida para conocer mejor la hidrodinámica de un CFB y poder desarrollar modelos de naturaleza más cuantitativa.

## 2.5.2 Análisis del *loop seal* en unidades de lecho fluido circulante

*Basu* y *Cheng* desarrollaron un modelo y efectuaron pruebas en el lecho fluidizado circulante mostrado en la Figura 2-15, con el objetivo de analizar el comportamiento del *loop seal* para arenas de tres granulometrías distintas (480, 355 y 250  $\mu\text{m}$ ) y diferentes velocidades tanto en el *riser* como en el sello.



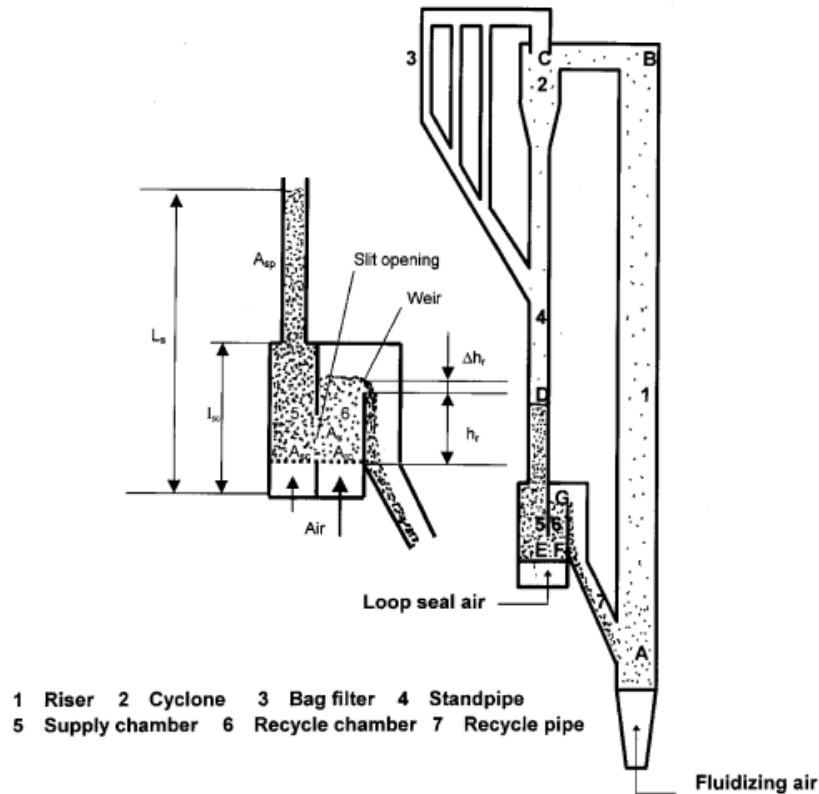


Figura 2-15. Unidad experimental empleada en la investigación (Basu & Cheng, 2000).

El modelo planteado iguala a 0 el sumatorio de las pérdidas de carga entre los diferentes caracteres alfabéticos representados en la Figura 2-15, exceptuando las diferencias de presión entre: BC (la corriente en esos puntos presenta unos valores muy similares), CD (la resistencia del ciclón es muy baja) y GA (la tubería de reciclaje nunca se llena, por lo que la fuerza de fricción se considera muy pequeña).

Comparando el trabajo realizado por *Basu* y *Cheng* con el expuesto anteriormente de *Rhodes* y *Geldart*, ambos modelos se resuelven relacionando las pérdidas de carga con parámetros geométricos, (áreas de los distintos elementos del CFB) o propiedades del gas (viscosidad y densidad) y de las partículas (esfericidad, densidad, etc.).

Se puede afirmar, por tanto, que el presente trabajo es una extensión del realizado por *Rhodes* y *Geldart*, en el que además, se comprueba el efecto que provocaba en el flujo de sólidos la variación de algunos parámetros, como la cantidad de sólidos introducidos al sistema o el tamaño del *downcomer* entre otros.

Los resultados obtenidos por el modelo se validan con los extraídos de las pruebas experimentales y las conclusiones alcanzadas en su investigación son las siguientes:

- El flujo de sólidos aumenta al incrementarse la aireación en el *loop seal*.
- El inventario de sólidos en el sistema influye en la cantidad de material que circula por el sistema. A una velocidad de aireación del sello dada, la velocidad del flujo de sólidos aumenta a medida que lo hace el inventario de sólidos (Figura 2-16 izq). A medida que el tamaño del *downcomer* aumenta, para una tasa de aireación constante en el sello, la cantidad de sólidos es menor (Figura 2-16 dcha)
- La altura de la abertura que conecta las cámaras del *loop seal* no provoca un efecto significativo en el flujo de sólidos.
- La granulometría de las partículas influye en la distribución flujo de sólidos debido a que, para una mayor velocidad en el sello, las partículas más pequeñas tendrán una velocidad de flujo de sólidos más alta.

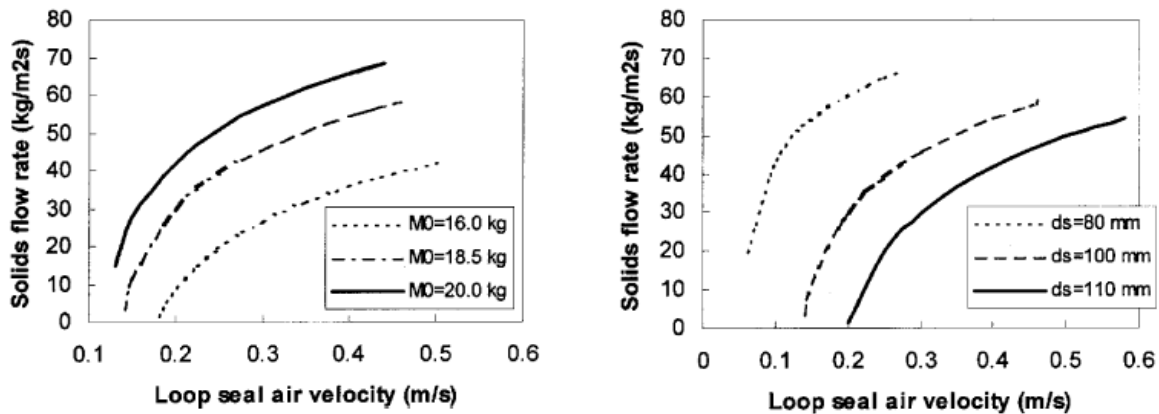


Figura 2-16. Variación de los sólidos frente al inventario (izq) y con respecto al diámetro del *downcomer* (dcha) (Basu & Chen, 2000).

### 2.5.3 Estudio hidrodinámico del *loop seal* para lechos fluidos circulante

En 2011, *Hai-guang et al.* investigaron en la Universidad Científico-Tecnológica de Mongolia el comportamiento del *loop seal* en los reactores de lecho fluido circulante para partículas del Grupo B según la clasificación de *Geldart*.

El *loop seal* se estudió de manera secuencial cuando se establece una velocidad constante en el *riser* y se incrementa el caudal de aire que se introduce en el mismo.

En primer lugar, cuando el ratio de aireación en el sello es bajo, los sólidos en la cámara de reciclaje no se fluidifican y la altura de la superficie de los mismos es constante. Ante esta situación, la altura de los sólidos en la cámara de suministro y en el *downcomer* aumenta rápidamente.

Cuando la tasa de aireación en el sello aumenta, en la RC se alcanza el estado de régimen fluidizado y haciendo retornar el exceso de sólidos hacia el *riser* a través de la tubería de reciclaje.

Finalmente, al seguir aumentando el caudal de aire en el *loop seal*, los materiales del lecho se fluidifican violentamente en las cámaras de reciclaje y de suministro, por lo que no se puede establecer una altura para los sólidos en el *downcomer*.

Con este estudio, se determinó que la altura de los sólidos y la calidad de la fluidización en el *standpipe* son los principales factores que distinguen el estado de operación del *loop seal*. Además, la presión en el punto B está estrechamente relacionada con la altura del sólido en el *downcomer*, y las presiones tanto en C como en A dependen, en gran medida, del régimen de fluidización alcanzado en la cámara de reciclaje.

Por último, se comprobó que la cantidad de aire introducido en el sello es igual a la suma del caudal de aire que sale de la RC y que fluidiza la SC y que la altura de los sólidos en el *standpipe* se mantiene constante si la cantidad de sólidos devueltos al *riser* es igual a la que cae por gravedad desde el ciclón. Todo esto se representa en la Figura 2-17.

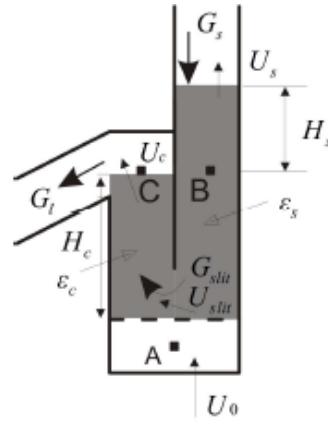


Figura 2-17. Esquema básico del comportamiento del *loop seal* (Hai-guang et al., 2011).

### 2.5.4 Modelo hidrodinámico del *loop seal* para lechos fluidos circulante

A continuación, se exponen los trabajos desarrollado por *Li et al.* en 2014. La Figura 2-18 muestra un esquema del reactor y del sello empleado en sus ensayos para partículas del Grupo A. Se puede comprobar que la aireación del sello únicamente se realiza en la RC.

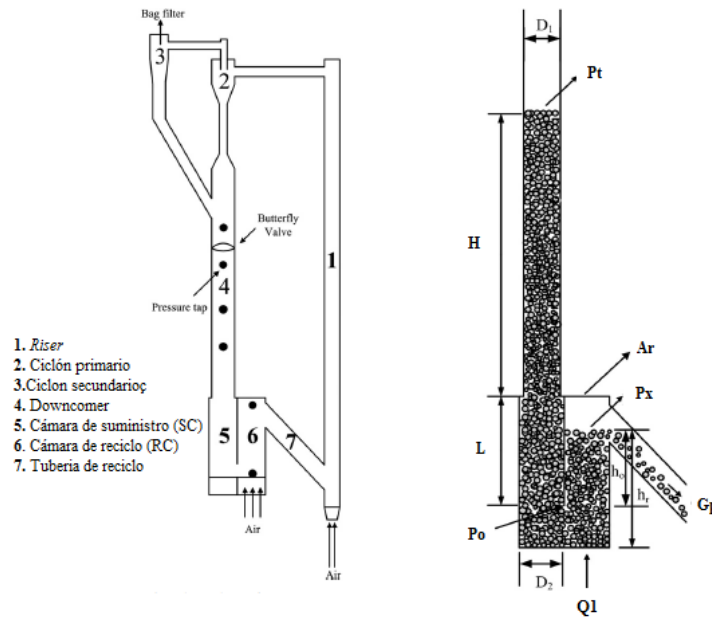


Figura 2-18. Esquema de la unidad CFB (izq) y del *loop seal* (dcha) empleados por *Li et al.* en su investigación (Li et al., 2014).

*Li et al.* establecen su modelo con 3 ecuaciones fundamentales y como se ve en la Figura 2-18, con tal solo una de las cámaras que forman el *loop seal* en condiciones de lecho fluido (al inyectar el caudal de aire  $Q_1$ ):

1. Cálculo del caudal de gas

$$A_r \epsilon_r u_{fr} = Q_1 - \frac{\pi \epsilon_s^3 \phi_s^2 d_p^2 D_1^2}{616 (1 - \epsilon_s)^2} \frac{p_x + \rho_p (1 - \epsilon_r)}{H + L \frac{D_1^2}{D_2^2}} + (1 - \epsilon_r) u_{pr} A_r \frac{\epsilon_s}{1 - \epsilon_r} \tag{2-1}$$

## 2. El cálculo de la porosidad de la cámara de reciclo

$$\varepsilon_r = \varepsilon_{min} + (\varepsilon_r - \varepsilon_{min}) \frac{u_{fr} - u_{pr}}{U_{mf}/\varepsilon_{mf}} \quad (2-2)$$

## 3. El balance de fuerzas en la cámara de reciclo

$$\frac{3}{4} C_D \frac{\rho_f}{d_p} (u_{fr} - u_{pr})^2 \varepsilon_r^2 = \frac{\rho_p}{h_r} u_{pr}^2 + \rho_p g \left( \frac{u_{fr} - u_{pr}}{u_t} \right)^2 + \rho_p g \quad (2-3)$$

Por tanto, introduciendo las dimensiones del *loop seal*, las propiedades de los sólidos y del gas y una serie de inputs obtenidos experimentalmente, se obtienen los únicos 3 parámetros que no son conocidos:  $u_{fr}$ ,  $u_{pr}$  y  $\varepsilon_r$ .

El efecto del caudal de aire introducido en la RC y de la velocidad del gas en el *riser* en el flujo de sólidos y su comparación con los resultados medidos en los ensayos han sido una de las situaciones estudiadas tras el desarrollo del modelo, como representa la Figura 2-19.

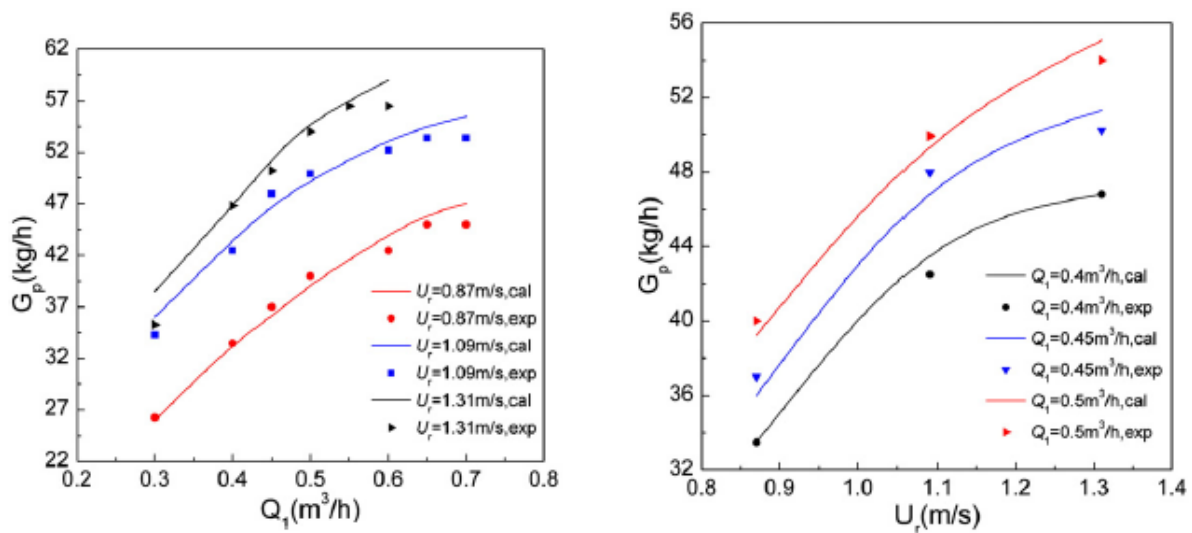


Figura 2-19. Resultados experimentales y del modelo obtenidos por Li para partículas del Grupo A (Li et al., 2014).

El flujo de sólidos aumenta al incrementarse la velocidad del gas tanto para en el caso del *loop seal* como del *riser* y los resultados experimentales y del modelo presentan valores similares.

La pérdida de carga en la RC también es estimada y analizado su comportamiento con respecto al flujo de sólidos cuando se mantiene constante la velocidad superficial del gas en el *riser* (Figura 2-20 izq) y la tasa de aireación en el *loop seal* (Figura 2-20 dcha).

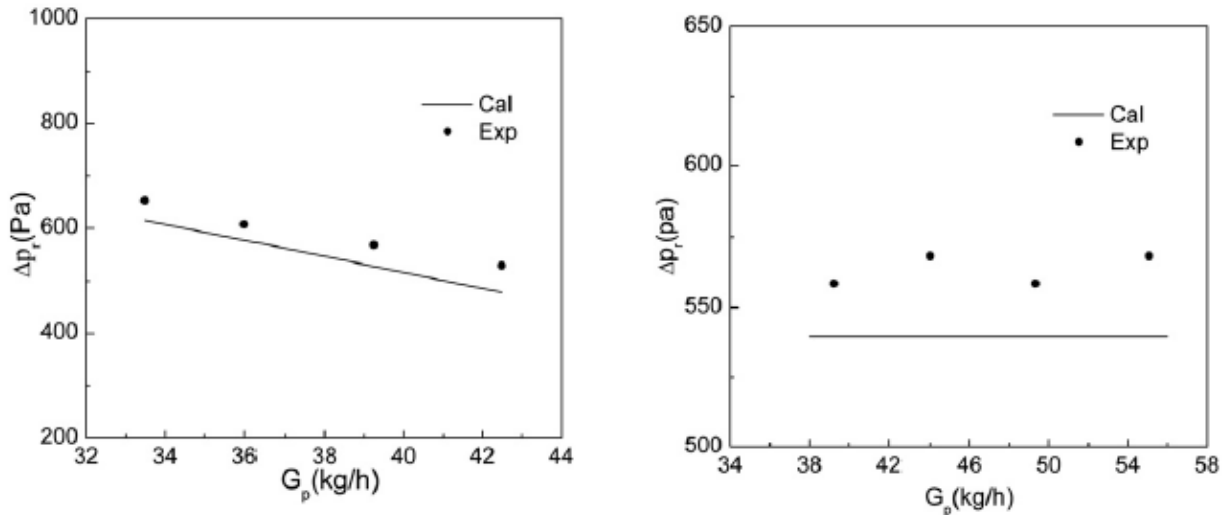


Figura 2-20. Pérdida de carga en la RC frente al flujo de sólidos fijando la velocidad en el *riser* (izq) y el caudal  $Q_1$  (dcha) (Li et al., 2014).

Sin embargo, los resultados obtenidos en el presente modelo plantean una serie de conflictos, siendo alguno de ellos citados a continuación:

- En la solución del modelo, *Li et al.* mencionan que la presión generada por los sólidos en la RC cambia al variar la velocidad del gas en el *riser* y que la altura de sólidos en el *downcomer* cambiar con el inventario total. Ambos parámetros ( $p_x$  y  $H$ ) cambian con la velocidad del gas en el *riser* y con el inventario de sólidos, como dice *Hai-guang et al.*, y no en relación 1:1.
- Por otro lado, *Li et al.* asegura que el valor de estos parámetros no varía al cambiar el caudal del aire  $Q_1$ . Sin embargo, las investigaciones desarrolladas por *Hai-guang et al.* establecen una relación directa entre la presión y el tipo de régimen en la RC, siendo esta última consecuencia de la velocidad con la que el gas atraviesa el lecho, como se menciona en el punto 2.1.2.

*Li et al.* ampliarían el presente trabajo en el año 2018 con el planteamiento y desarrollo de un nuevo modelo hidrodinámico para el *loop seal* con 13 ecuaciones fundamentales basadas en principios de conservación del momento, la masa y la energía (Li et al., 2018).

De manera análoga, para su modelo es necesario introducir una serie de inputs operacionales obtenidos mediante la realización de experimentos con partículas del Grupo A en la unidad CFB representada en la Figura 2-18.

La novedad del presente estudio es la inyección de aire por ambas cámaras del *loop seal*, por lo que tanto la SC como el *downcomer*, ahora se encuentran fluidizadas. Las predicciones del modelo muestran una buena concordancia con los datos experimentales nuevamente y predicen que la velocidad del gas en el *riser* y el inventario total de sólidos influyen notablemente en el flujo de sólidos. El efecto de otros parámetros como la inyección de aire tanto por la SC como en la RC, según sus conclusiones, no afectan mucho al flujo de los mismos.

### 2.5.5 Comportamiento del *loop seal* frente a la aireación lateral

*Armatsombat y Chinsuwan* estudiaron en 2018 el comportamiento del *loop seal* inyectando aire, a distintas velocidades, por la parte inferior del mismo y a través de una entrada lateral en la SC. Los ensayos se realizaron para un inventario constante de 20 kg y una velocidad fija en el *riser* de 5,5 m/s.

La Figura 2-21 refleja todas las condiciones de aireación estudiadas.

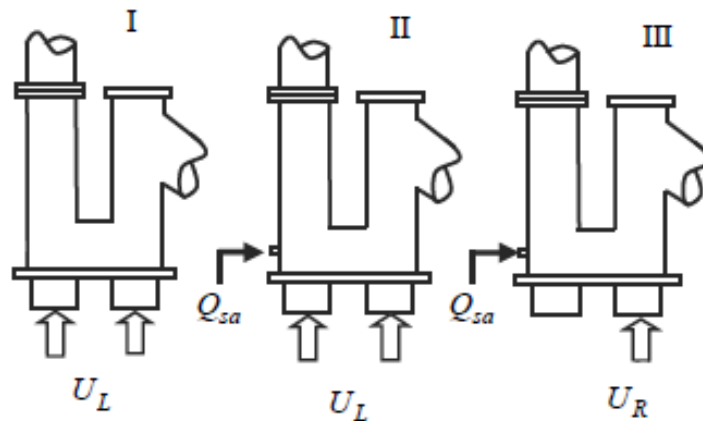


Figura 2-21. Tipos de aireación estudiadas en la investigación (Armatsombat & Chinsuwan, 2018).

En sus resultados deducen que, para las situaciones II y III estudiadas el flujo de sólidos se incrementa de manera lineal con respecto al caudal volumétrico de aire introducido hasta alcanzar un valor máximo. En ese punto, el flujo de sólidos permanecía constantes, es decir, se alcanzaba un estado estacionario.

Por otro lado, como se muestra en la Figura 2-22, cuando únicamente se inyecta el agente fluidizante por la parte inferior del *loop seal* (Situación I), el valor del flujo de sólidos se incrementa linealmente con respecto al caudal suministrado sin llegar a alcanzarse un valor estacionario.

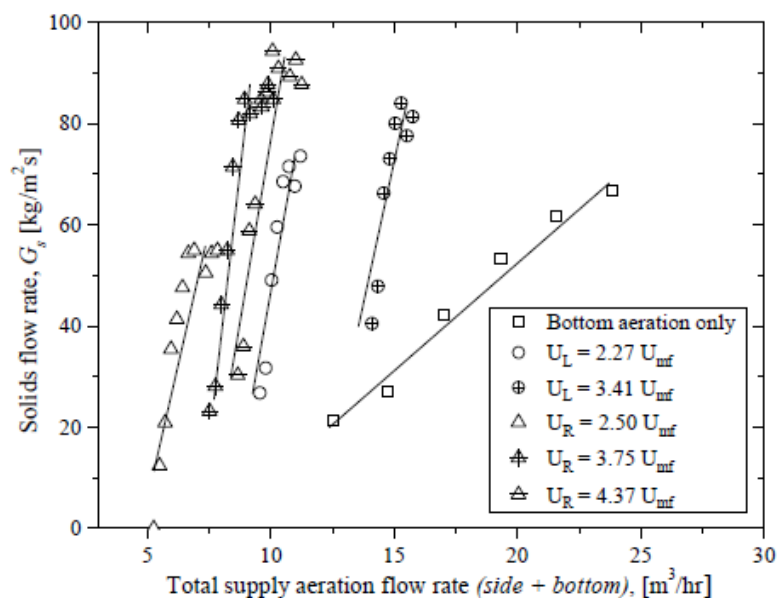


Figura 2-22. Evolución del flujo de sólidos con respecto al caudal de aire suministrado (Armatsombat & Chinsuwan, 2018).

Por tanto, con el estudio de Armatsombat y Chinsuwan se demuestra que la aireación lateral en el *loop seal* es eficaz para lograr altos flujos de sólidos con un menor aporte de caudal de aire. Sin embargo, el hecho de alcanzar un estado estacionario en el flujo de sólidos a partir de una determinada velocidad obliga a asegurar que el movimiento de las partículas en el interior del equipo es suficiente para operar sin ningún contratiempo. De lo contrario, sería necesario recurrir a *loop seals* con únicamente aireación por la parte inferior.

## 3 ESTUDIO EXPERIMENTAL EN UNA UNIDAD CFB

En el presente capítulo se describe la unidad experimental empleada para la realización de las pruebas y los resultados obtenidos. El objetivo de los ensayos realizados es comprender la distribución de material en las diferentes partes de la unidad ante diversas condiciones de operación, y su impacto en la circulación de sólidos. Se presta especial atención al impacto de la aireación en el *loop seal* y su papel como válvula no mecánica para el control de la circulación de sólidos. Los ensayos incluidos en este documento se han llevado a cabo variando la velocidad en el *riser* y *loop seal* así como la distribución de aire en el sello en el sello y el inventario de material.

### 3.1 Descripción de la planta

La parte experimental se ha realizado en una unidad de lecho fluido circulante (CFB), la cual se muestra en la Figura 3-1. El equipo se encuentra en la planta baja de los laboratorios (L5) del departamento de Ingeniería Química y Ambiental y fue construida en metacrilato para poder visualizar el flujo y la distribución del material en su interior. A continuación, se describirá cada una de las partes que forman la unidad, los sólidos empleados y la instrumentación utilizada para la medición de los parámetros a estudiar.

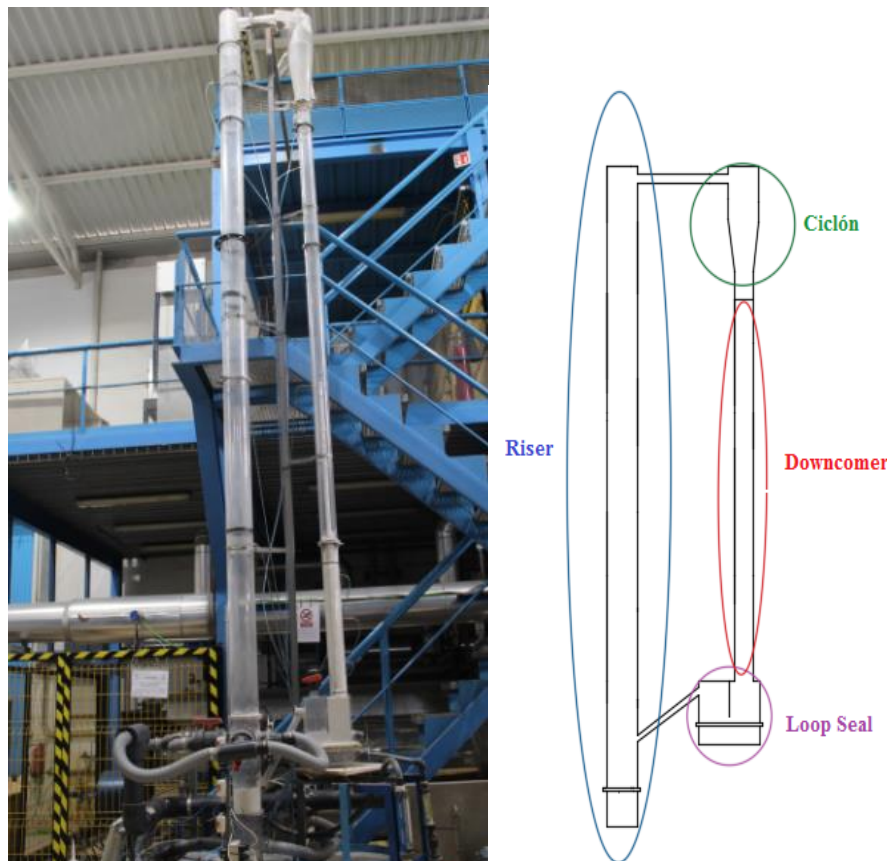


Figura 3-1. Vista general y esquema de la unidad CFB empleada en la parte experimental.

#### 3.1.1 Unidad CFB

El *riser*, con una altura total de 5,5 m, está formado por 6 tramos cilíndricos, de 15 cm de diámetro, unidos entre sí mediante bridas y uniones roscadas. En la parte inferior existe un plato distribuidor de 4 mm de espesor con 200 agujeros de 3 mm de diámetro. Este elemento es el que lo conecta con la caja de vientos o *plenum*, de diámetro igual al del *riser* y con una altura de 25 cm (Figura 3-2). En ella se alimenta la corriente de aire primario

a través de dos conducciones de PVC. El caudal es suministrado por un compresor *Elktror SD 6* de canal de derivación de una etapa controlado mediante una válvula manual. Las curvas características, las dimensiones y los datos de rendimiento del compresor se pueden consultar en la literatura (Elektor, 2019).



Figura 3-2. *Plenum* situado en la parte inferior del *riser*.



Figura 3-3. Compresor *Elktror SD 6* empleado para generar la corriente de aire primaria (Elektor, 2019).

En el primer tramo del *riser* se encuentra la tubería de reciclo de sólidos proveniente del *loop seal* y la entrada de aire secundario. El aire secundario es producido por el motor trifásico *ABB-M3AA-132SA-2* e impulsado mediante una soplante e introducido al *riser* a través de una distribución en anillo compuesta por 4 entradas radiales, como se muestra en la Figura 3-4. Su caudal se controla mediante un variador de frecuencia de 50 Hz. Las características del motor generador del aire secundario se pueden consultar en la bibliografía (ABB, 2019).



Figura 3-4. Entradas radiales en el *riser* para inyectar la corriente de aire secundario.



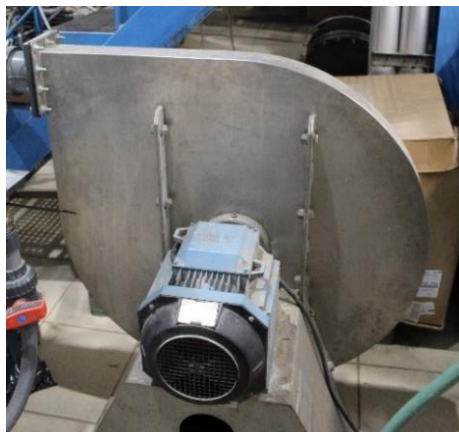


Figura 3-5. Motor trifásico *ABB-M3AA-132SA-2* y soplante de aire.

Por último, el tramo superior del *riser* está conectado con el ciclón mediante un codo de 90°, como muestra la Figura 3-6.



Figura 3-6. Unión del *riser* y del ciclón mediante un codo de 90 °.

El ciclón está diseñado en función del área de la sección de entrada de aire, la cual es igual al producto del largo de la sección ( $K$ ) y del ancho de la misma ( $L$ ), y de las correlaciones propuestas por *Swift* (1969) con respecto al diámetro del ciclón ( $D_c$ ). Las dimensiones del ciclón presentan los siguientes valores y una representación esquemática del mismo se muestra en la Figura 3-7 y en la Tabla 3-1.

El diámetro de corte de partícula para una eficiencia del ciclón del 50% con las condiciones de diseño del ciclón es de  $5 \mu\text{m}$ , de esta forma se podría asegurar que las partículas con las que vamos a trabajar son capturadas y no escapan del sistema. Sin embargo, como se explicará en el punto 3.3 del presente trabajo, para las partículas con granulometría comprendida entre  $75\text{-}150 \mu\text{m}$ , no se separaban correctamente los finos de la corriente gaseosa y, por tanto, el desarrollo y número de pruebas experimentales se han visto comprometidos.

Tabla 3-1. Dimensiones del ciclón utilizado en la parte experimental.

$K$ (mm)	$L$ (mm)	$M$ (mm)	$F$ (mm)	$S$ (mm)	$H$ (mm)	$E$ (mm)	$D_c$ (mm)
92	44	83	104	291	811	83	208

La nomenclatura empleada en la Figura 3-7 es la siguiente:  $M$ : diámetro de la sección de salida del aire;  $F$ : altura de la sección de la salida del aire desde el interior hasta la superficie externa del ciclón;  $S$ : altura de la parte cilíndrica del ciclón;  $H$ : altura total del ciclón;  $E$ : diámetro de la sección de salida de sólidos.

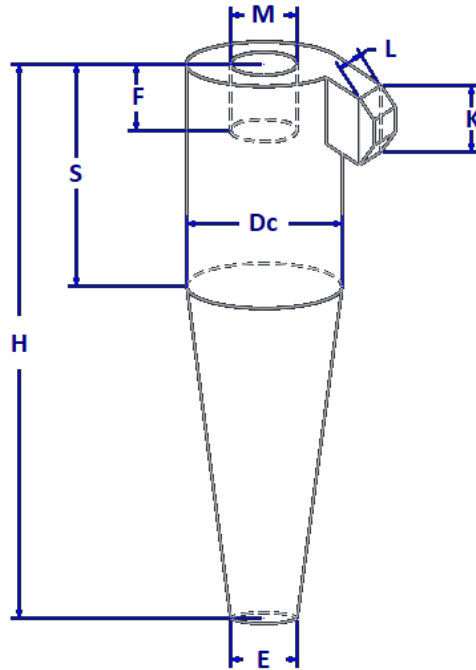


Figura 3-7. Representación esquemática del ciclón empleado.

El aire a la salida del ciclón se hace pasar por mangas filtrantes (Figura 3-8) compuesto por un total de 10 filtros, 9 de los cuales con dimensiones de 70 x 500 mm y 1 de 110 x 500 mm.



Figura 3-8. Filtros de manga instalados a la salida del ciclón.

El *downcomer* es el tubo de unión entre el ciclón y la cámara de suministro del *loop seal* y es un tubo de 10 cm diámetro externo de 3,7 m de altura.



Figura 3-9. *Downcomer* de la unidad CFB

El *loop seal*, mostrado en la Figura 3-10, tiene una estructura rectangular y está formado por 2 zonas o cámaras. La cámara de suministro, donde se depositan todos los sólidos procedentes del *downcomer* y la cámara de reciclo, en la que se almacenan los sólidos para ser conducidos por la tubería de reciclo al *riser*, cerrando el sistema.

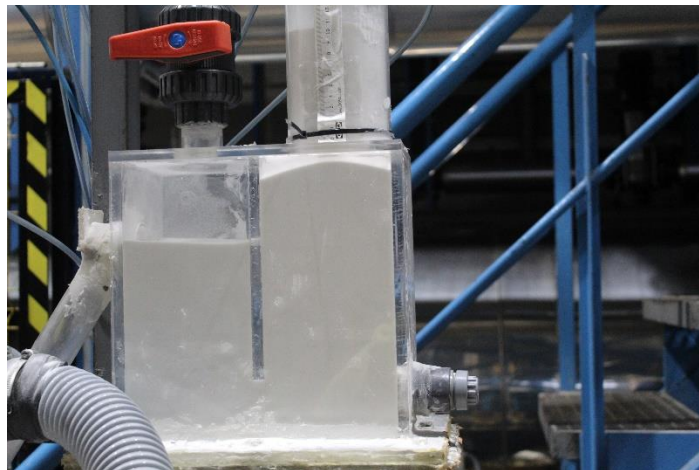


Figura 3-10. *Loop seal* y caja de vientos de la unidad CFB (derecha: cámara de suministro; izquierda: cámara de reciclo)

La entrada de aire al *loop seal* se realiza en un *plenum*, sobre el que se sitúa un plato distribuidor con un grosor de 4 mm y un total de 90 agujeros de 2 mm cada uno. El aire proviene de una red de aire comprimido y se introduce en cualquiera de las dos zonas (o las dos) que forman el sello mediante una conexión en “T”. La cantidad de aire introducida en cada cámara se regula con ayuda de rotámetros.

### 3.1.2 Sólidos

Los sólidos utilizados en los ensayos experimentales son microesferas de vidrio, cuya composición se muestra en la Tabla 3-2.

Las microesferas presentan formas esféricas y no porosas y son químicamente neutras. La dureza de este producto abrasivo es de 6 Mohs, su densidad aparente de 1500 kg/m<sup>3</sup> y tiene un peso específico aproximado de 2500 kg/m<sup>3</sup>. Se trata de materiales adecuados para usar en la limpieza de moldes y de piezas de motores y en operaciones mecánicas para mejorar el acabador superficial y aumentar el endurecimiento.

Con el fin de estudiar el comportamiento fluidodinámico del sistema se decidió utilizar microesferas con 2 granulometrías diferentes: 75 – 150  $\mu\text{m}$  y 150 – 250  $\mu\text{m}$ , aunque en este trabajo solo se presentan resultados con el segundo tipo. Las partículas empleadas en la parte experimental, atendiendo a sus propiedades físicas, pertenecen al grupo B de la clasificación propuesta por *Geldart y Abrahamsen* (1978), mencionada en el punto 2.2.1 del presente TFM. La velocidad de mínima fluidización experimental de los sólidos empleados es de 0,04 m/s

Tabla 3-2. Composición de las microesferas de vidrio empleadas en la parte experimental.

SiO <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> O	CaO	MgO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	FeO/Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	K <sub>2</sub> O
72,50	13,70	9,80	3,30	0,40	0,20	0,10

### 3.1.3 Instrumentación

#### Tomas y medidores de presión

A lo largo de toda la unidad se han dispuesto varios puntos de tomas de presión cuya distribución y apariencia se muestran en la Figura 3-11.

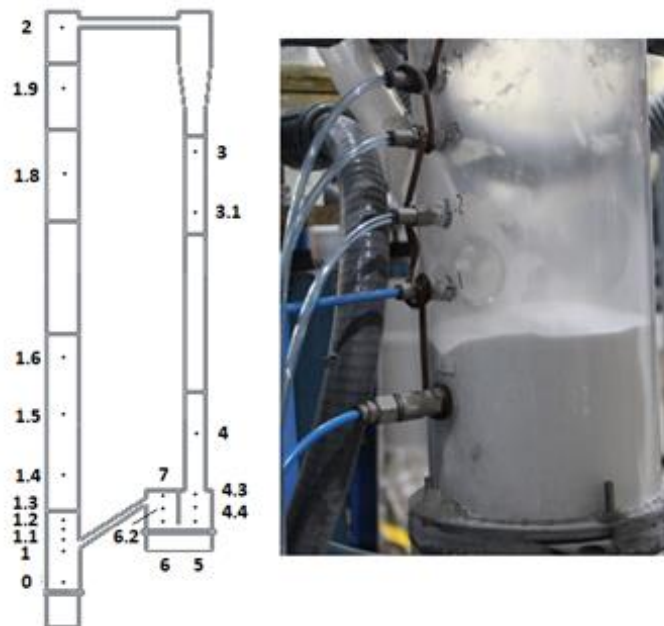


Figura 3-11. Emplazamiento de las tomas de presión a lo largo de la unidad (izq) y su configuración (dcha).

Para medir la presión se dispone de 2 medidores de presión *Yokogawa EJA 530A* (Figura 3-12,A), con un valor máximo de medida de 125 mbar, 3 medidores de presión diferencial *Kimo CP 114 - CP 115* (Figura 3-12), siendo el rango de medida distinto para cada uno (0-100 mbar, 0-200 mbar, 0-1500 mbar) y 15 sensores de

presión diferencial de 2 puertos (Figura 3-12, C), con un valor máximo de medida de 500 mbar. Las características técnicas de dichos componentes se muestran en su bibliografía correspondiente (Yokogawa, 2019, (Kimo, 2019) y (NXP, 2019). Para monitorizar y agrupar los valores obtenidos durante los ensayos todos estos medidores están conectados a varias tarjetas de adquisición.

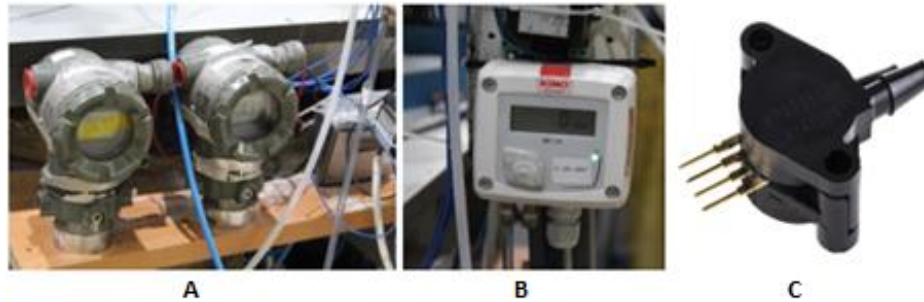


Figura 3-12. Medidores de presión. (A) *Yokogawa EJA 530A*; (B) *Kimo CP 114 - CP 115*; (C) Sensor de presión diferencial (NXP, 2019).

### Medida del caudal de aire y control en el *loop seal*

Para medir el caudal de aire introducido por las soplantes primaria y secundaria en el *riser* se usan un par de sondas de volumen de aire *PP-PK R100* junto con 2 transmisores de volumen de aire *IML*. Estas sondas miden la presión diferencial a partir de la cual se determina el flujo de aire de forma precisa. Las características técnicas de los transmisores y de las sondas se encuentran en su literatura (Produal, 2019).



Figura 3-13. Transmisor de presión diferencial *PRODUAL IML* (izq) y sondas *PP-PK R100*(dcha) (Produal, 2019).

El aire que entra por ambas cámaras del *loop seal* proviene de una red de aire comprimido y, como se indicó en el punto 3.1.1, su flujo se controla mediante una válvula de bola y 2 rotámetros de aire.



Figura 3-14. Red de aire comprimido (izquierda) con regulador de presión y filtro, y rotámetros para ajusta el caudal (derecha).

### Sistema de adquisición de datos

Para poder monitorizar y grabar los datos de presión y caudal durante la operación, se dispone de 3 tarjetas de adquisición de datos *TC-08 pico Technology*. Las especificaciones del registrador se registran en su correspondiente ficha técnica (Pico Technology, 2019).

Todos los dispositivos encargados de medir la presión en las distintas tomas y el caudal de aire introducido por las soplantes, van conectados a la tarjeta de adquisición de datos a través de fichas monocanal, mostradas en la Figura 3-16, y de conectores miniatura tipo K (Figura 3-15) que transforman la respuesta de los medidores a mV. La tarjeta envía las señales al software, *picoLog*, que las transforman a las unidades de presión y caudal deseadas y las registra.

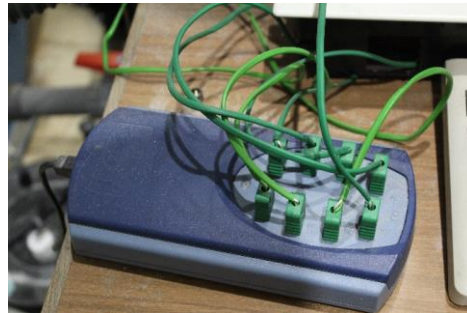


Figura 3-15. Tarjeta de adquisición de datos *TC-08 pico Technology* y conectores tipo K.



Figura 3-16. Ficha monocanal para la transferencia de datos al ordenador.

Para calcular el flujo de sólidos se emplea la cámara fotográfica *Canon EOS 4000 D*, la cual se monta en un trípode y se orienta en paralelo con el *downcomer* para ajustar la lente a la altura en la que se depositan los sólidos. Para medir dicha cota, a lo largo del *downcomer* se dispone de una cinta métrica, tal y como se muestra en la Figura 3-17. Las características de la cámara fotográfica empleada se pueden consultar en la literatura correspondiente (Canon, 2019).



Figura 3-17. Cámara fotográfica empleada para el cálculo del flujo de sólidos y su disposición a la hora de realizar las grabaciones (Canon, 2019).

### 3.2 Condiciones de operación de los ensayos

Los ensayos incluidos en este documento se han llevado a cabo variando:

- la velocidad en el *riser* ( $u_{ris}$ ), obtenida mediante los caudales volumétricos suministrados por las soplantes y el área del *riser*,  $u_{ris} = (Q_1 + Q_2)/A_{ris}$
- el número de fluidización en el *loop seal*, es decir, el cociente entre la velocidad en el *loop seal* ( $u_{ls}$ ) y la de mínima fluidización ( $u_{mf}$ ),  $NF_{ls} = u_{ls}/u_{mf}$
- inventarios de material ( $W$ )
- Un coeficiente de reparto en el sello ( $\lambda_{ls}$ ): o cantidad de aire alimentada por la cámara de reciclo (RC) y en relación con la total alimentada al *loop seal* ( $Q_{RC}/Q_{ls}$ ) ( $\lambda_{ls} = 0$  indica que todo el caudal de aire se introduce por RC, mientras que para  $\lambda_{ls} = 1$  todo el aire se introduce por la SC. Cuando el caudal de aire introducido por ambas cámaras es igual, el coeficiente de reparto  $\lambda_{ls}$  es 0,5)

El objetivo de los ensayos es estudiar la distribución de material en las diferentes partes de la unidad, mostradas en la Figura 3-18, ante diversas condiciones de operación, y su impacto en la circulación de sólidos (expresado normalmente como flujo de sólidos en el *riser*,  $G_s$  en  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ), prestando especial atención al impacto de la aireación en el *loop seal* y su papel como válvula no mecánica para el control de la circulación de sólidos. En la Tabla 3-3, se indican las condiciones de operación de los ensayos realizados. A continuación, se describen el protocolo de realización de las pruebas y algunas incidencias que no han permitido estudiar algunos puntos de operación.

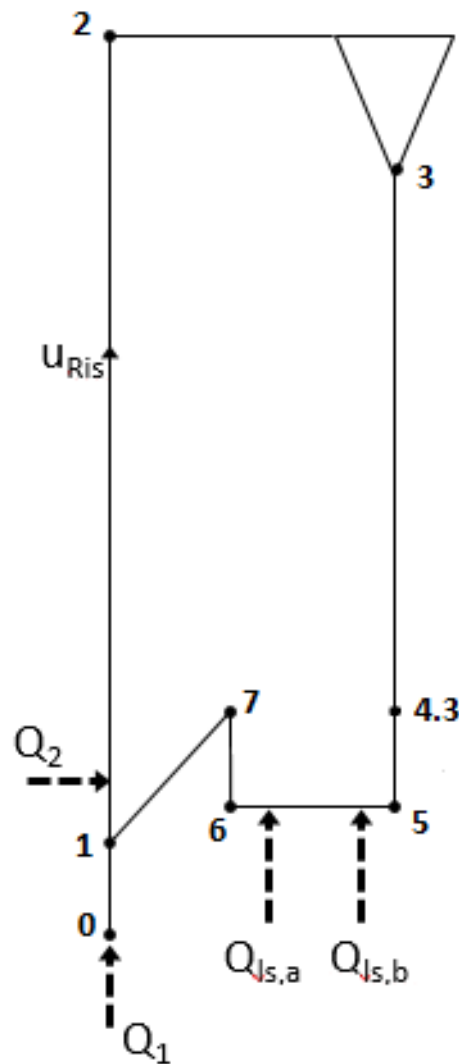


Figura 3-18. Esquema de la unidad con los puntos más representativos y las entradas de aire.

Tabla 3-3. Ensayos experimentales realizados para inventarios de 18, 26 y 34 kg y una granulometría de los sólidos de 150 – 250  $\mu\text{m}$ . El código de colores para la columna de  $NF_{ls}$  establece que: los ensayos se realizaron para los 3 inventarios (negro); solo realizados para 18 y 26 kg; solo realizado para 18 kg (azul).

Coefficiente de reparto del <i>loop seal</i> ( $\lambda_{ls}$ )	Velocidad Riser, $u_{ris}$ (m/s)	$NF_{ls}$
0	3,5	1,5 - 2,5 - 3,5
	4,5	1,5 - 2,5 - 3,5
0,5	3,5	1,5 - 2 - 2,5 - 3 - 3,5
	4	1,5 - 2 - 2,5 - 3 - 3,5
	4,5	1,5 - 2 - 2,5 - 3 - 3,5
	5	1,5 - 2 - 2,5
1	3,5	1,5 - 2,5
	4,5	1,5 - 2,5

### 3.3 Descripción de los ensayos

Antes de comenzar la campaña de ensayos se vació la caja de vientos para sustituir la red del distribuidor por una nueva y se llevó a cabo la aplicación de varias capas de silicona para asegurar la estanqueidad del sistema.

Previamente a cada ensayo y como prevención para asegurar el correcto funcionamiento de la instrumentación empleada, se comprueban que todas las tomas de presión estén debidamente conectadas a los medidores, que los medidores envían una señal coherente al ordenador y que las válvulas de la unidad están completamente abiertas.

Una vez cerciorados todos los puntos anteriores, se pone en marcha la unidad abriendo la entrada de aire comprimido al *loop seal* y encendiendo los ventiladores (primario y secundario). Se ajusta el caudal y las velocidades en las diferentes zonas de la unidad para alcanzar las condiciones de operación requeridas en cada ensayo.

La medida y registro de presiones se realiza con la instrumentación anteriormente y una vez alcanzadas las condiciones deseadas, se mide durante dos minutos las presiones y los caudales de aire primario y secundario.

Transcurridos los 2 minutos y con las presiones y caudales registrados, se debe iniciar la grabación y cerrar la válvula de corte del aire comprimido. La grabación se detiene cuando el nivel del lecho supera el campo de visión de la cámara y se puede volver a abrir a la válvula de corte de aire comprimido.

Es muy importante revisar el video una vez finalizada la grabación, pues se deben de eliminar todos aquellos en los que la posición inicial del lecho no se aprecie con claridad o se detecte la presencia de burbujas de aire una vez cerrada la válvula.

Se realiza lo anterior cinco veces por punto de operación con el objetivo de minimizar el error asociado a la incertidumbre de las medidas, pues como se observa en la Tabla 3-4, para un mismo ensayo se obtienen valores diferentes.



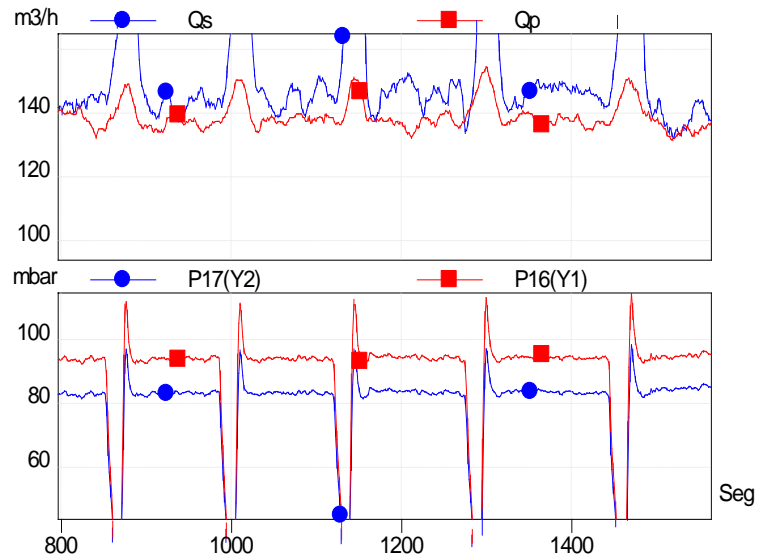


Figura 3-19. Representación del registro de los caudales de aire primario y secundario y de las presiones en 2 puntos de la unidad para unas determinadas condiciones experimentales.

Tabla 3-4. Resultados obtenidos de  $G_s$  para el ensayo:  $W=26$  kg;  $u_{ris}=3,5$  m/s ;  $NF_{ls}=2,5$ ;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150-250$   $\mu\text{m}$

Ensayo	$G_s$ (kg/(m <sup>2</sup> s))	Error cuadrático medio (%)
I	26,14	2,50
II	25,91	2,36
III	28,10	10,61
IV	25,35	5,86
V	22,10	13,73
<b>Promedio</b>	<b>26,02</b>	

Una vez realizado el ensayo se debe de copiar todos los datos registrados en el software *PicoLog* y cerrar la válvula de aire comprimido del *loop seal* y apagar ambos ventiladores.

Por último, es recomendable realizar varios ensayos de repetitividad con el fin de comparar los resultados obtenidos en ambos ensayos.

### Incidencias

Los ensayos con 26 kg de inventario no se han podido completar debido a que se formaban grandes *slugs* tanto en el *downcomer* como en la cámara de suministro, tal y como muestra la Figura 3-20. Este fenómeno se produce a altas velocidades del *riser* y del *loop seal* para coeficientes de reparto de 0,5 y 1 (es decir no se produce cuando todo el aire del *loop seal* se introduce por la cámara de reciclo). El diámetro del *downcomer* es muy estrecho con respecto a la sección de la SC, lo cual provoca que el aire introducido en esta última pase de un área de mayor tamaño a una más pequeña, aumentando su velocidad y generando una fuerza de empuje superior al peso de los sólidos. Ante esta situación es muy complicado poder realizar grabaciones y registrar los valores de

presión en los puntos comprendidos en esa área. Como consecuencia de los grandes vacíos formados, el valor de la presión cambia drásticamente cuando no hay presencia de material y cuando todos los sólidos acumulados caen bruscamente en la SC. Además, el empuje de los sólidos no permite registrar la altura que alcanzan en el *loop seal* con precisión.



Figura 3-20. Formación de *slugs* entre el *downcomer* y la cámara de suministro.

Por otro lado, para todas las velocidades estudiadas en el *riser* cuando  $\lambda_{ls}$  es 0, el lecho no se fluidizaba a velocidades del *loop seal* de 1,5 veces  $u_{mf}$ . En estas condiciones de operación, el retorno de los sólidos al *riser* a través de la tubería de reciclo no se llegaba a producir. Por tanto, estos ensayos tampoco se han podido llevar a cabo.

Para el inventario de 34 kg, ha sido necesario reconfigurar la toma de presión en varios puntos de la unidad para poder medir valores de presión más altos

Con respecto al desarrollo de las pruebas con el inventario de 34 kg, de manera análoga a 26 kg, se forman grandes *slugs* entre el *downcomer* y la SC, pero a velocidades aún más bajas en el *riser* y en el *loop seal*. Para este inventario no se ha sido posible realizar ensayos con un coeficiente de reparto ( $\lambda_{ls}$ ) de 1, ya que la RC se encontraba en condiciones de lecho fijo a velocidades de 1,5 en el *loop seal* y se formaban *slugs* a velocidades de 2,5.

El estudio de la distribución de material y el flujo de sólidos con la granulometría de 75 – 150  $\mu\text{m}$  no se ha podido realizar debido a que en los filtros de manga quedaban retenidos los sólidos de menor tamaño y, posteriormente, se produciría una fuga a la entrada del ciclón, mostrada en la Figura 3-21, por la que todo el sólido abandonaba la unidad.



Figura 3-21. Fuga de material en la unidad (izq) y estado del ciclón tras desmontarlo de la unidad para evidenciar las roturas (dcha).

### 3.4 Resultados de los ensayos

En la Figura 3-22 se muestran las principales variables que se utilizan en el análisis de los resultados discutidos a continuación. Se analizan, por este orden, los efectos de: la velocidad en el *riser* ( $u_{ris}$ ), la aireación en el *loop seal* a través del número de fluidización o ratio entre la velocidad del *loop seal* ( $u_{ls}$ ) y la de mínima fluidización ( $u_{mf}$ ),  $NF_{ls} = u_{ls}/u_{mf}$ , el inventario de material ( $W$ ), y el coeficiente de reparto en el sello ( $\lambda_{ls}$ ) (caudal alimentado por la cámara de suministro SC respecto a la aireación total en el *loop seal*).

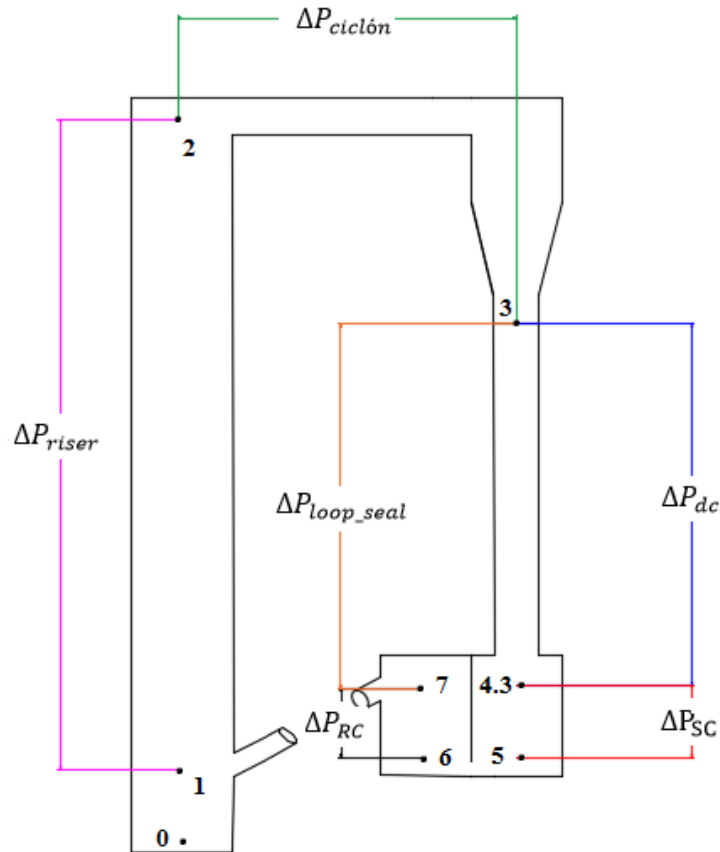


Figura 3-22. Esquema general de las pérdidas de carga analizadas

#### 3.4.1 Efecto de la velocidad del *riser*

En la Figura 3-23 se muestra el efecto de la velocidad del *riser* sobre la pérdida de presión de las tres zonas principales de la unidad CFB: *riser*, ciclón y *loop seal*. Al introducir un mayor caudal volumétrico de aire en el *riser*, el tiempo de residencia de los sólidos en el mismo se reduce y, por consiguiente, su retención (*holdup*) en el mismo, lo que lleva a una menor diferencia de presión ( $\Delta P_{riser}$ ). La pérdida de carga en el ciclón ( $\Delta P_{ciclón}$ ) aumenta al aumentar la velocidad del gas a través del mismo (y la concentración de partículas en él). A su vez, al aumentar la velocidad en el *riser* y reducir el inventario en él, llega una mayor cantidad de material al sello, aumentando  $\Delta P_{loop\ seal}$ .

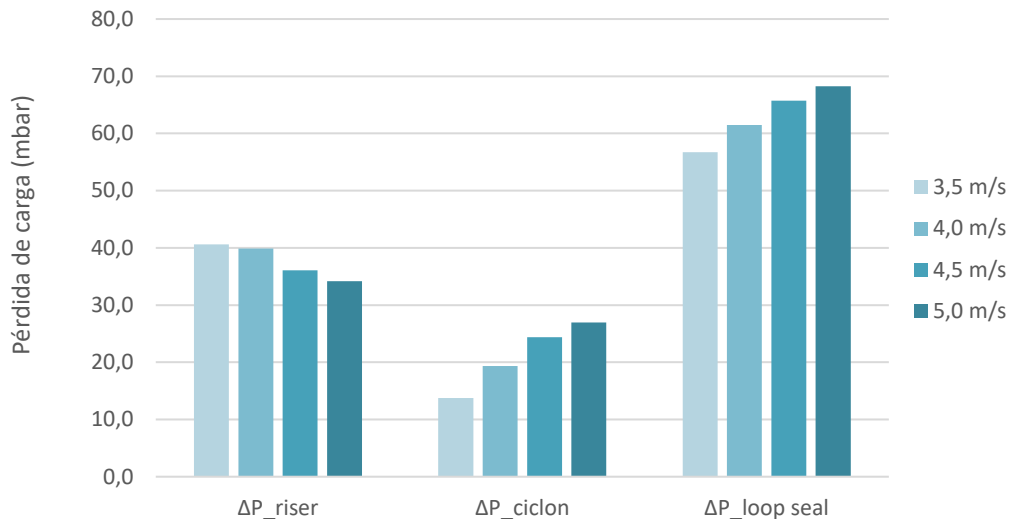


Figura 3-23- Influencia de la velocidad en el riser  $u_{ris}$  sobre pérdida de presión en las tres partes del sistema: riser, ciclón y loop seal ( $NF_{IS}=2$ ;  $W=26$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150-250$   $\mu\text{m}$ ).

La Figura 3-24 representa el efecto de la velocidad del riser sobre las 3 regiones que configuran el loop seal: downcomer ( $\Delta P_{dc}$ ), cámara de suministro ( $\Delta P_{SC}$ ) y cámara de reciclo ( $\Delta P_{RC}$ ). Se observa que el nivel que alcanzan los sólidos en el downcomer aumenta y por consiguiente, también  $\Delta P_{dc}$ . La pérdida de carga tanto en la SC como en la RC varía ligeramente, lo que indica que la mayoría de los sólidos se acumulan en el downcomer. La distribución de material en el interior de las dos cámaras de loop seal, por tanto, apenas se ve influenciada por el aumento de velocidad en el riser

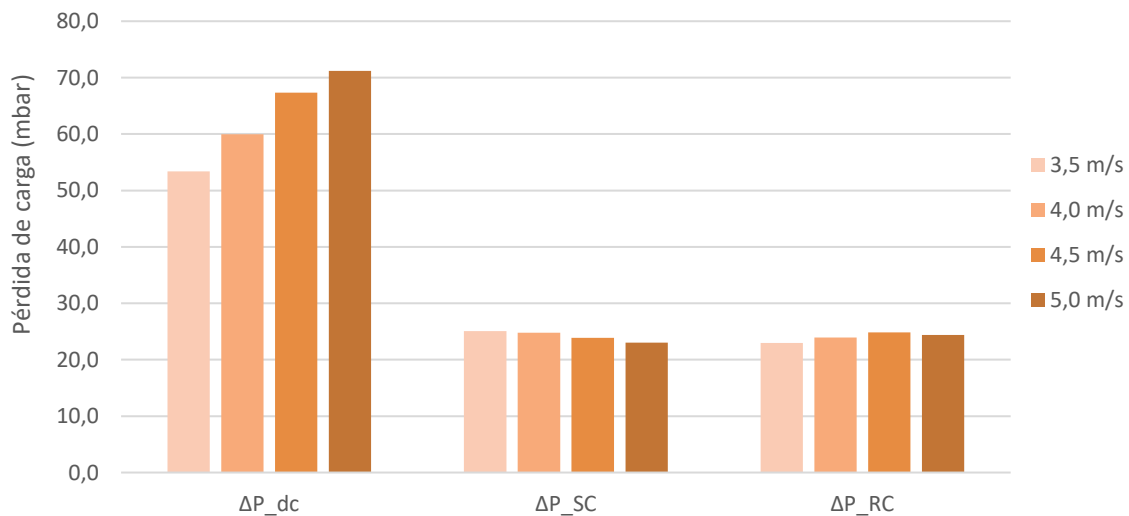


Figura 3-24. Influencia de la velocidad en el riser  $u_{ris}$  sobre pérdida de presión en las tres partes del loop seal: downcomer (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) ( $NF_{IS}=2$ ;  $W=26$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150-250$   $\mu\text{m}$ ).

La Figura 3-25 representa la cantidad de material en las 2 regiones principales de la unidad y la suma total en el loop seal. Se observa que la cantidad de sólidos medida es muy inferior a la total introducida (26 kg). La razón es que hay material entre 0 y 1 (fuera del loop) y en otras regiones no contempladas (tuberías de uniones, downcomer y ciclón). Aun así, la cantidad dentro del loop seal parece variar poco con la velocidad del riser, siendo aproximadamente de 19 kg.

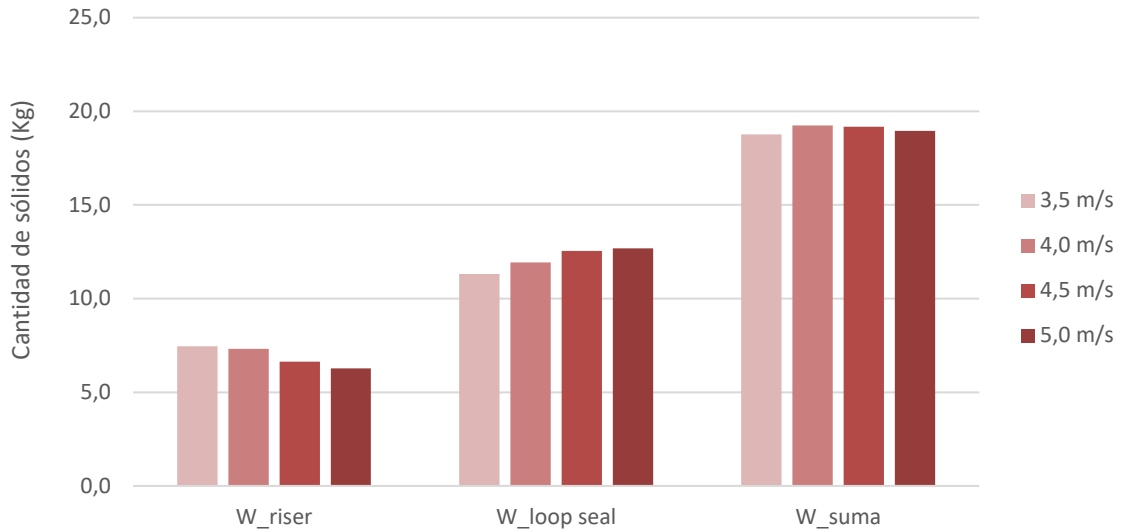


Figura 3-25. Cantidad de sólidos en el *riser* y en el *loop seal* para distintas velocidades del *riser*  $u_{ris}$  ( $NF_{ls}=2$ ;  $W=26$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

En las Figura 3-26 y Figura 3-27 se representa la influencia de la velocidad del *riser* sobre el flujo de sólidos  $G_s$  y el nivel de sólidos en el *standpipe*  $H_{dc}$ , observándose como ambas variables aumentan de forma lineal.

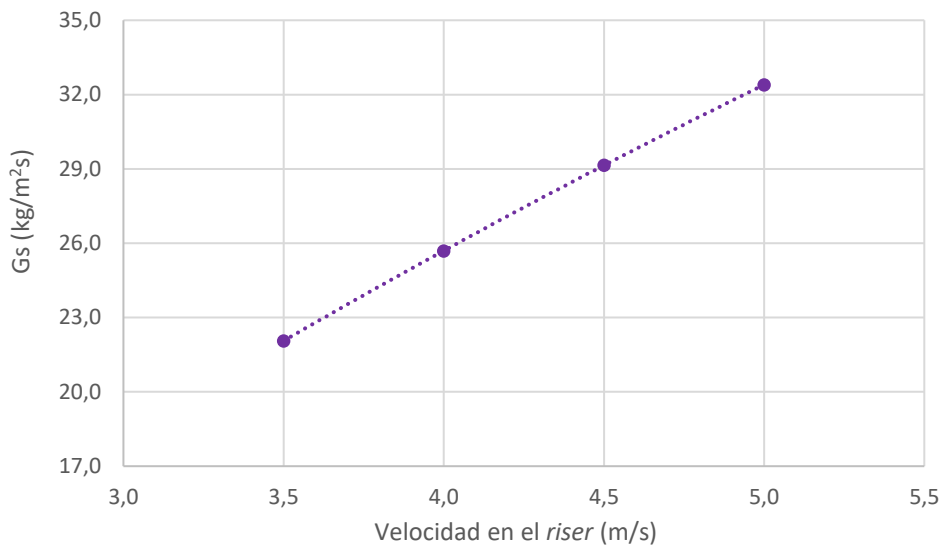


Figura 3-26. Variación del flujo de sólidos ( $G_s$ ) con la velocidad del *riser*  $u_{ris}$  ( $NF_{ls}=2$ ;  $W=26$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

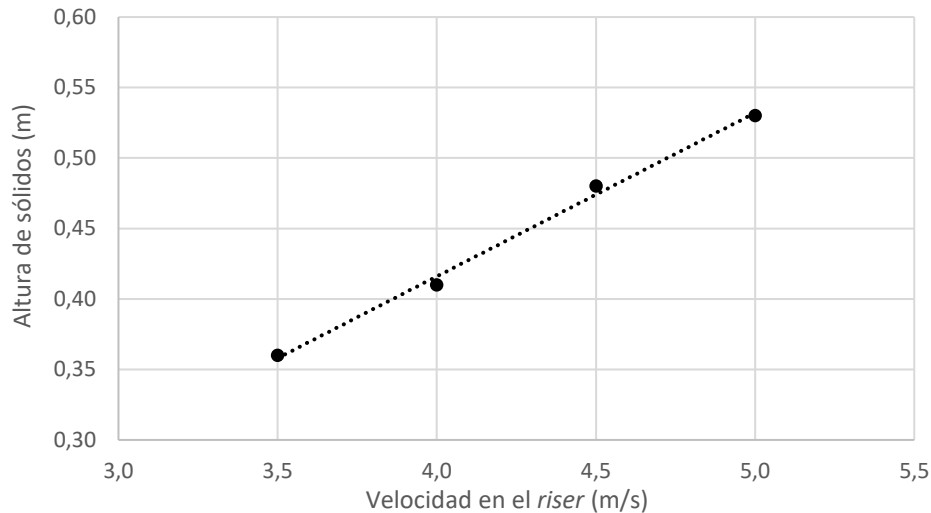


Figura 3-27. Variación del nivel de sólidos ( $H_{dc}$ ) con la velocidad del riser  $u_{ris}$  ( $NF_{IS}=2$ ;  $W=26$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

### 3.4.2 Evolución al aumentar la velocidad en el loop seal

En la Figura 3-28, se muestran los resultados experimentales para la pérdida de carga en el riser ( $\Delta P_{riser}$ ), en el ciclón ( $\Delta P_{ciclón}$ ) y en el sistema sello ( $\Delta P_{loop\ seal}$ ).  $\Delta P_{riser}$  aumenta significativamente con la aireación (representada en la figura como número de fluidización en el sello) entre 1,5 y 2,5 mientras que su efecto es poco significativo a mayores aireaciones (2,5-3,5). La pérdida de carga en el ciclón se ve poco afectada, apreciándose un ligero incremento de unos 3 mbar como máximo. Por último, se observa un incremento de  $\Delta P_{loop\ seal}$  aproximadamente lineal con la aireación del sello.

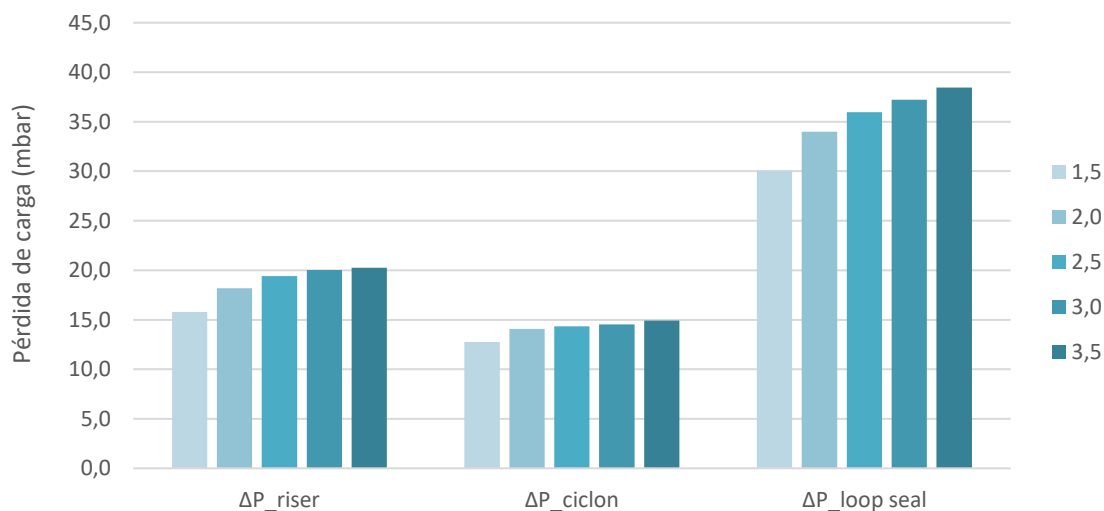


Figura 3-28. Variación de la pérdida de carga con el número de fluidización en el loop seal  $NF_{IS}$  ( $u_{ris}=4$  m/s;  $W=18$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

De los resultados se deduce que un aumento en la aireación del loop seal conduce a una redistribución de los sólidos desde el loop seal y downcomer hacia el riser. Al haber mayor retención (cantidad de sólidos) en el riser el arrastre de sólidos es mayor y por tanto la circulación de sólidos a lo largo de la unidad, como muestra la Figura 3-29. Como las partículas abandonan con mayor rapidez el sistema sello, la altura de los sólidos en el downcomer decrece hasta alcanzar un valor semiestacionario, como refleja la Figura 3-30.

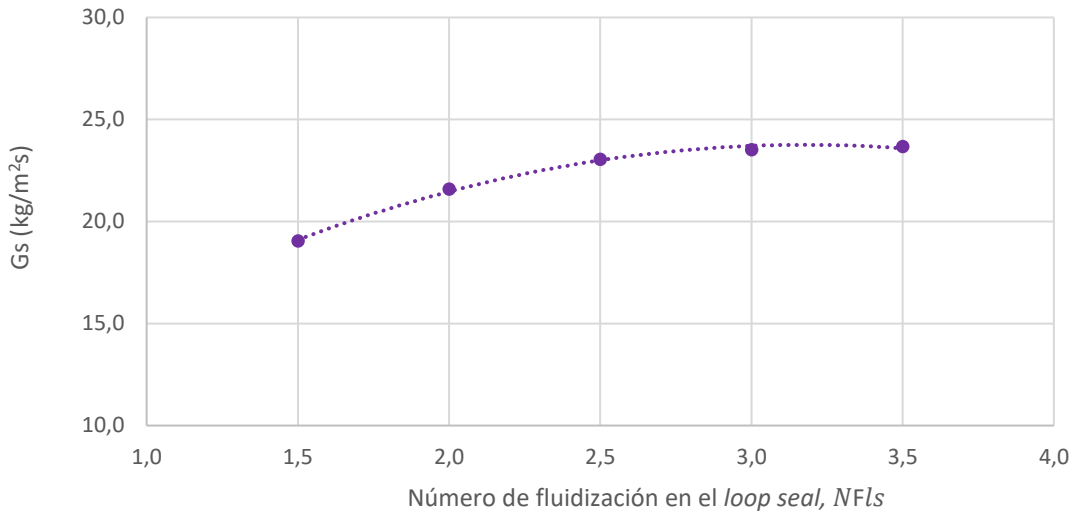


Figura 3-29. Variación del flujo de sólidos ( $G_s$ ) con el número de fluidización en el *loop seal*,  $NFls$  ( $u_{ris} = 4$  m/s;  $W = 18$  kg;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu$ m).

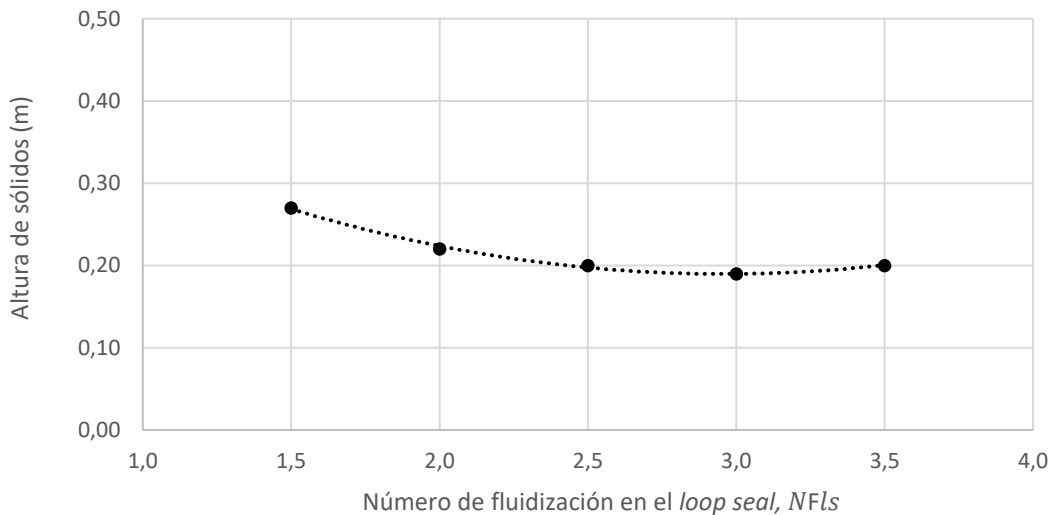


Figura 3-30. Variación del nivel de sólidos ( $H_{dc}$ ) con el número de fluidización en el *loop seal*,  $NFls$  ( $u_{ris} = 4$  m/s;  $W = 18$  kg;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu$ m).

Cabe destacar un aspecto común para todos los ensayos en los que se ha podido operar a velocidades en el *loop seal* superiores a  $NFls$  de 2,5. A partir de ese valor, tanto el flujo de sólidos  $G_s$  como el nivel de sólidos  $H_{dc}$  tiende a volverse constante, es decir, se alcanza un máximo de sólidos que el sistema puede mover. Para analizar este hecho en la Figura 3-31 se muestran las pérdidas de carga de cada componente del *loop seal* a diferentes aireaciones. Se observa que la pérdida de carga en el *downcomer* disminuye al aumentar la aireación en el *loop seal* como resultado de la disminución de nivel (masa) en el *downcomer*. Esto es cierto hasta la velocidad de 2,5 m/s, a partir de la cual permanece prácticamente constante. Por el contrario, en la cámara de suministro (SC) la pérdida de presión aumenta al aumentar la aireación. Como la distancia entre las sondas de presión en la cámara de suministro es constante (distancia 4.3-5), este aumento es consecuencia de una mayor diferencia relativa de velocidades gas-sólido en dicha cámara. Esta diferencia de velocidades crece mientras el régimen en dicha cámara sea lecho móvil. Sin embargo, alcanzada cierta aireación, la cámara se fluidiza, momento en el cual la diferencia de presión es máxima y ya no crece más. Obviamente, en la columna de sólidos del *downcomer* la pérdida de carga por unidad de altura también aumenta (al igual que en la cámara de suministro), pero la disminución de altura de sólidos contrarresta ese aumento de forma que la pérdida de carga en el *downcomer* disminuye con la aireación. Por otro lado, se observa que la pérdida de carga en la RC disminuye ligeramente con la aireación ya que al aumentar la aireación se incrementa la porosidad en dicha cámara, aunque la variación es muy pequeña.

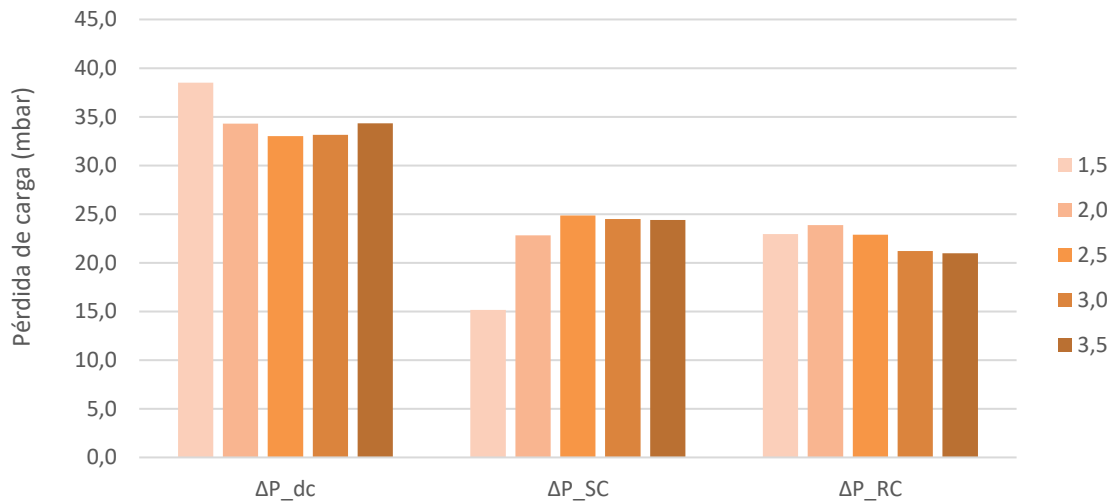


Figura 3-31. Influencia del número de fluidización en el *loop seal*  $NF_{Ls}$  sobre pérdida de presión en las tres partes del *loop seal*: *downcomer* (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) ( $u_{ris} = 4$  m/s;  $W = 18$  kg;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

Por último, en la Figura 3-32 se representa la cantidad de sólidos tanto en el *riser* ( $W_{riser}$ ) como en el sistema sello ( $W_{loop\ seal}$ ), mostrándose el aumento de ambas como consecuencia de la redistribución de sólidos mencionada anteriormente. La tendencia también muestra la saturación a altas aireaciones, como consecuencia de lo anteriormente explicado.

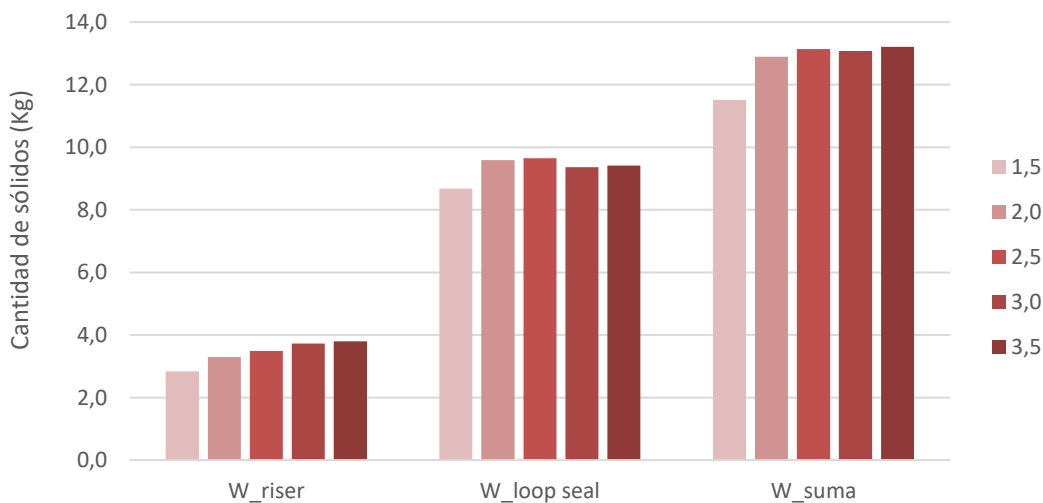


Figura 3-32. Cantidad de sólidos en el *riser* y en el *loop seal* para distintos números de fluidización en el *loop seal*  $NF_{Ls}$  ( $u_{ris} = 4$  m/s;  $W = 18$  kg;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

### 3.4.3 Influencia del inventario de sólidos en la unidad

Cuando en el sistema se introduce una mayor cantidad de sólidos, cabe esperar que la cantidad de material en cada región sea mayor y por tanto las pérdidas de carga. Las Figura 3-33 y Figura 3-34 confirman esa evolución.



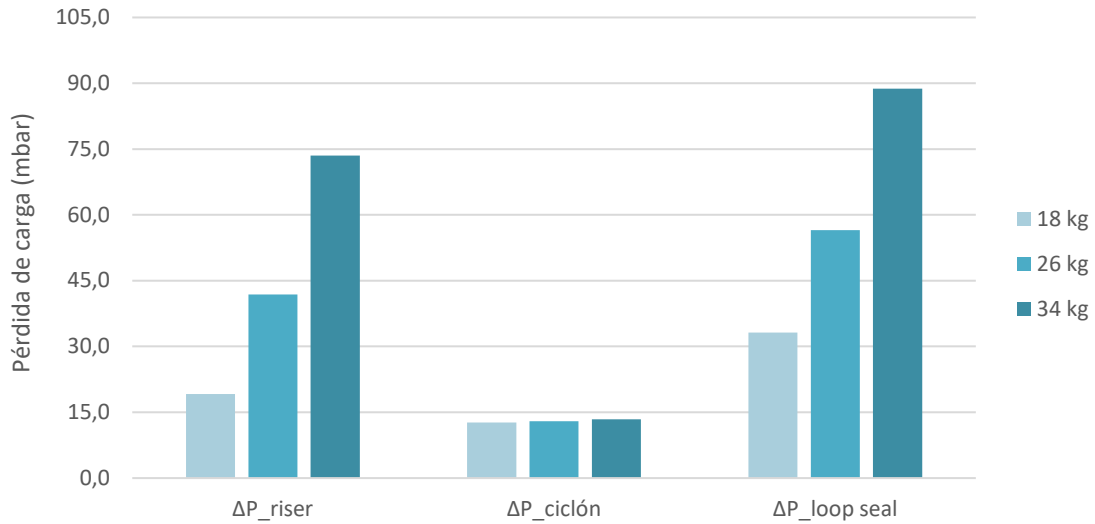


Figura 3-33. Variación de la pérdida de carga con el inventario  $W$  ( $u_{ris} = 5$  m/s;  $NF_{ls} = 1,5$ ;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

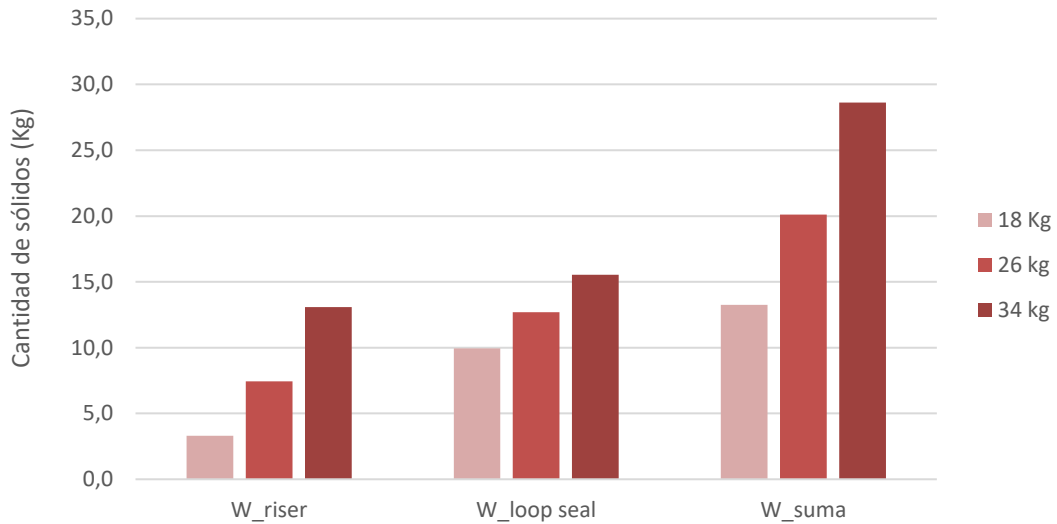


Figura 3-34. Cantidad de sólidos en el *riser* y en el *loop seal* para los distintos inventarios  $W$  ( $u_{ris} = 4,5$  m/s;  $NF_{ls} = 2$ ;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

Por consiguiente, el flujo de sólidos (Figura 3-35) y la altura alcanzada por los mismos (Figura 3-36) aumenta. En ambas representaciones se incluyen todas las velocidades del *loop seal* estudiadas, con el fin de percibir mejor la evolución de estas variables.

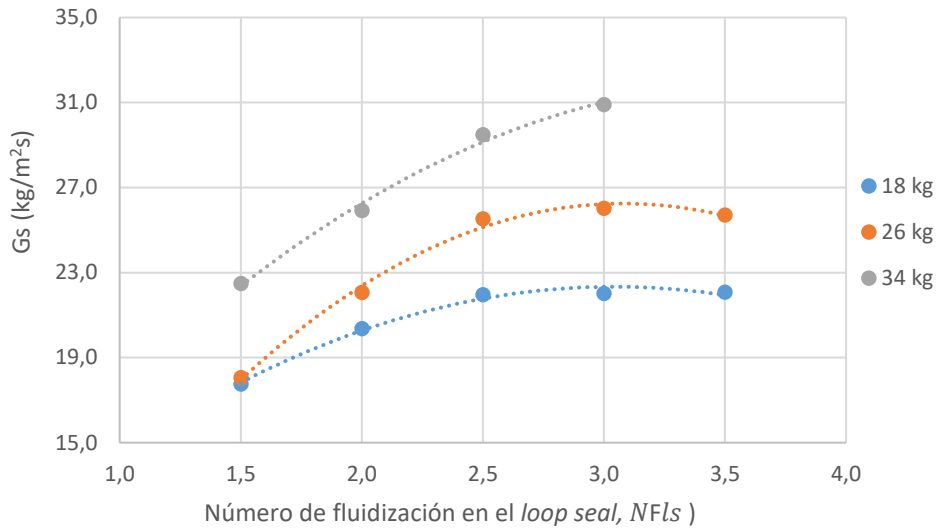


Figura 3-35. Variación del flujo de sólidos ( $G_s$ ) con el inventario  $W$  ( $u_{ris}=3,5$  m/s;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150-250$   $\mu\text{m}$ ).

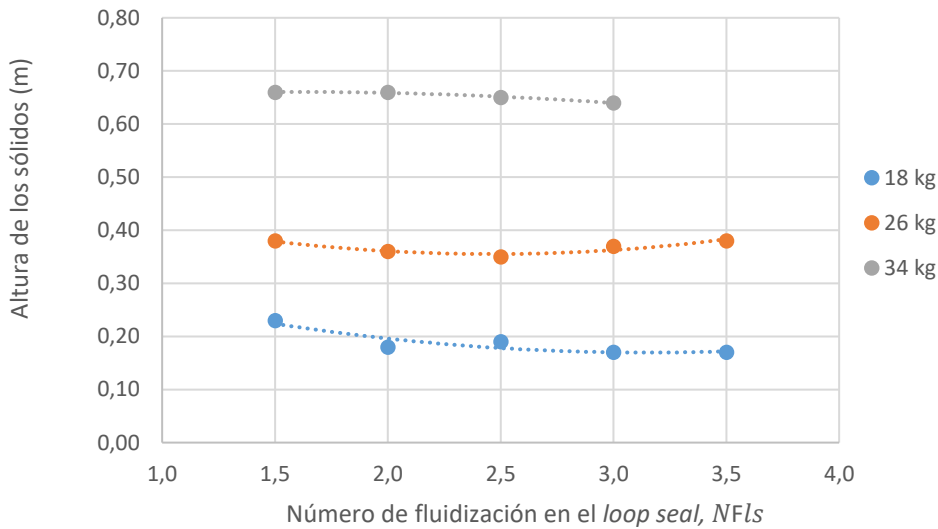


Figura 3-36. Variación del nivel de sólidos ( $H_{dc}$ ) con el inventario  $W$  ( $u_{ris}=3,5$  m/s;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p=150-250$   $\mu\text{m}$ ).

En la Figura 3-37 se presenta la pérdida de carga en las tres secciones que conforman el sistema sello, donde se observa un gran incremento en la pérdida de carga en el *downcomer*, mientras hay un aumento, pero mucho menos significativo en las dos cámaras, de reciclo y suministro. Esto es debido a que una mayor cantidad de material se acumula en el *downcomer*, mientras que en las dos cámaras la diferencia de presión aumenta por el incremento de velocidades relativas gas-sólido.

Con respecto al *downcomer*, al ser esta la región donde se depositan los sólidos antes de entrar al *loop seal*, tiene sentido que, cuando el inventario aumenta, se concentren una mayor cantidad de sólidos y, por ende, el valor de  $\Delta P_{dc}$  muestre la evolución obtenida.

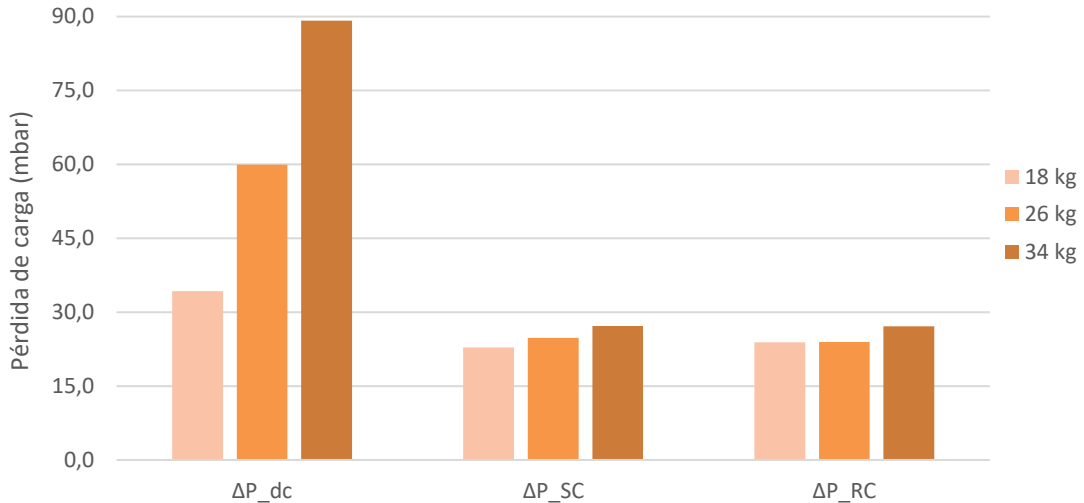


Figura 3-37. Influencia del número de fluidización en el inventario  $W$  sobre pérdida de presión en las tres partes del *loop seal*: *downcomer* (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) ( $u_{ris} = 4$  m/s;  $NF_{IS} = 2$ ;  $\lambda_{IS} = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu$ m).

### 3.4.4 Evolución al aumentar el coeficiente de reparto en el *loop seal* ( $\lambda_{IS}$ )

En las Figura 3-38 y Figura 3-39 se representa el efecto de la distribución de la aireación sobre el flujo de sólidos  $G_s$  y la altura del *downcomer*, observándose un aumento del flujo y una disminución de la altura a medida que la aireación se intensifica en la cámara de suministro (a igual aireación total). Esto es debido a que cuando se airea solo por debajo de la RC ( $\lambda_{IS} = 0$ ), se favorece el ascenso de material en la RC, pero como una parte del gas se deriva a la SC, y por tanto el gas en el paso estrecho que separa las cámaras fluye en dirección contraria al sólido, el paso de material desde la SC a la RC se ve desfavorecido. En cambio, cuando se alimenta por la SC ( $\lambda_{IS} = 1$ ) se fomenta el paso de material entre cámaras ya que parte del gas va hacia la RC y por tanto en isocorriente al sólido. En definitiva, al airear por la SC se incrementa más la velocidad relativa-gas sólido que aireando por la RC, y por tanto mayor es la circulación de sólidos y menor la altura en el *downcomer*. El efecto es similar a airear más en modo equidistribuido. Este resultado es interesante, a la vez que sugiere un método para aumentar la circulación de sólidos manteniendo mínimo el aire que fluye hacia el ciclón (algo que se desea en muchos procesos). Es mejor alterar la distribución que aumentar la aireación.

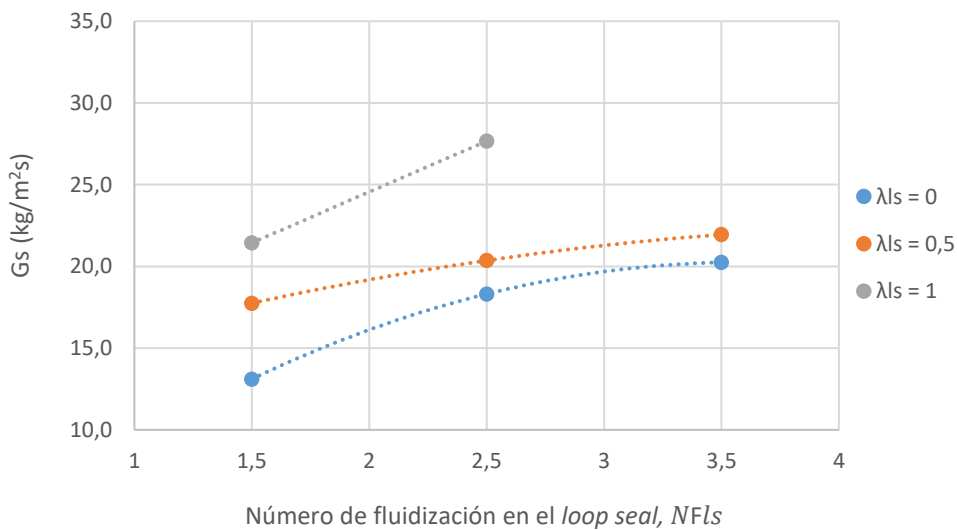


Figura 3-38. Variación del flujo de sólidos ( $G_s$ ) con el coeficiente de reparto en el *loop seal* reparto  $\lambda_{IS}$ :  $\lambda_{IS} = 0$  solo aireación en CR;  $\lambda_{IS} = 0,5$  igual aireación en ambas cámaras;  $\lambda_{IS} = 1$  solo aireación en SC ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $NF_{IS} = 1,5$ ;  $W = 18$  kg;  $d_p = 150 - 250$   $\mu$ m).

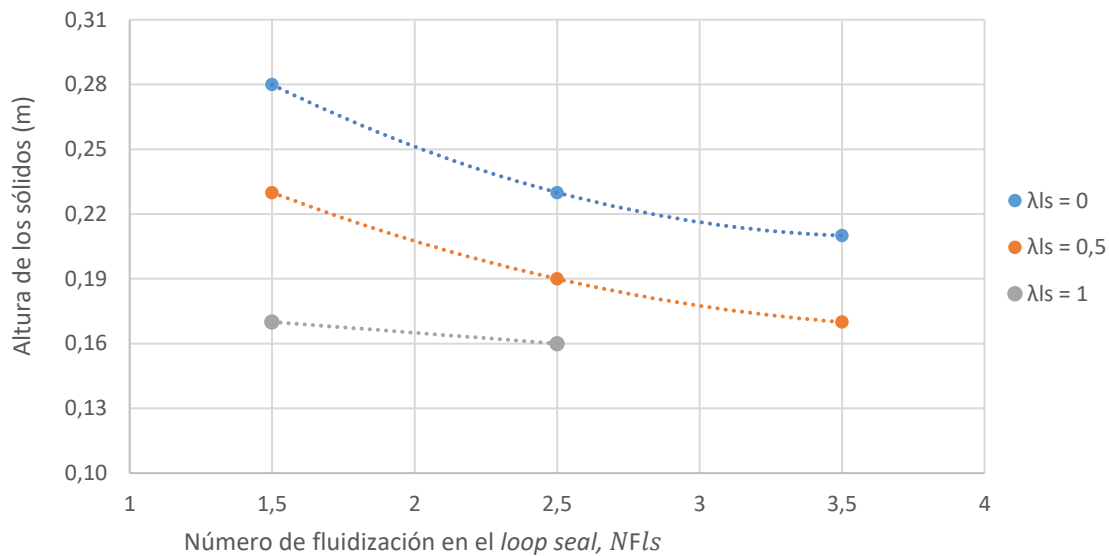


Figura 3-39. Variación del nivel de sólidos ( $H_{dc}$ ) con el coeficiente de reparto en el *loop seal* reparto  $\lambda_{ls}$ :  $\lambda_{ls} = 0$  solo aireación en CR;  $\lambda_{ls} = 0,5$  igual aireación en ambas cámaras;  $\lambda_{ls} = 1$  solo aireación en SC ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $NF_{ls} = 1,5$ ;  $W = 18$  kg;  $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).

Para tratar de explicar con más detalle a continuación se analizan las presiones en las diversas partes del sistema. En la Figura 3-40 se muestra la pérdida de carga en el *riser* ( $\Delta P_{riser}$ ), en el ciclón ( $\Delta P_{ciclón}$ ) y en el sistema sello ( $\Delta P_{loop\ seal}$ ) al variar el coeficiente de reparto en el *loop seal*. Se observa que  $\Delta P_{loop\ seal}$  aumenta con  $\lambda_{ls}$ , resultado consistente con un aumento de las velocidades relativas gas-sólido. La pérdida de carga en el ciclón se mantiene constante pues no hay una variación de sólidos lo suficientemente alta como para que su valor cambie apreciablemente. Sin embargo, se observa que  $\Delta P_{riser}$  aumenta cuando  $\lambda_{ls}$  varía de 0 a 0,5, pero descende entre 0,5 a 1, siendo un resultado difícilmente explicable.

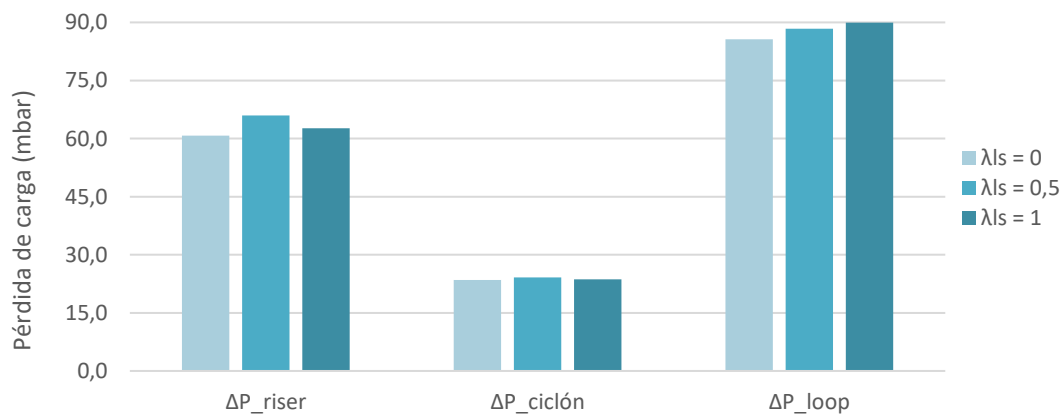


Figura 3-40. Variación de la pérdida de carga en el *riser*, ciclón y *loop seal* al variar el coeficiente de reparto  $\lambda_{ls}$ :  $\lambda_{ls} = 0$  solo aireación en CR;  $\lambda_{ls} = 0,5$  igual aireación en ambas cámaras;  $\lambda_{ls} = 1$  solo aireación en SC ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $NF_{ls} = 1,5$ ;  $W = 18$  kg;  $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).

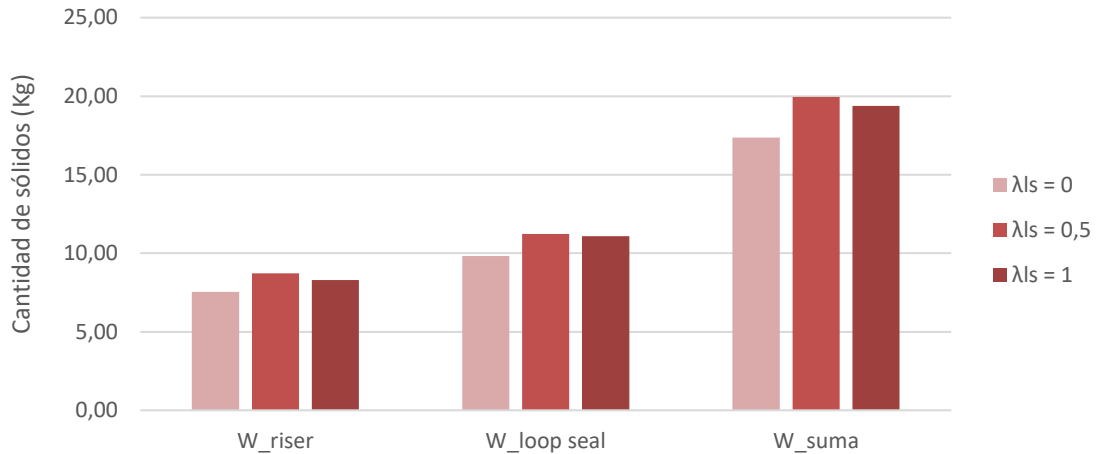


Figura 3-41. Cantidad de sólidos en el *riser* y en el *loop seal* para distintos coeficientes de reparto en el *loop seal*  $\lambda_{LS}$ :  $\lambda_{LS} = 0$  solo aireación en CR;  $\lambda_{LS} = 0,5$  igual aireación en ambas cámaras;  $\lambda_{LS} = 1$  solo aireación en SC ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $NF_{LS} = 1,5$ ;  $W = 18$  kg;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

Si la circulación y el inventario de sólidos en el *riser* se ve favorecida con el aumento de  $\lambda_{LS}$ , tanto el flujo de sólidos como el nivel que alcanzan los mismos en el *downcomer* debe de disminuir.

Por último, en la Figura 3-42 se representa el efecto del coeficiente de reparto en el *loop seal* sobre las 3 regiones que configuran el *loop seal*: *downcomer* ( $\Delta P_{dc}$ ), cámara de suministro ( $\Delta P_{SC}$ ) y cámara de reciclo ( $\Delta P_{RC}$ ). Se observa que, en la RC, los valores tienden a ser uniformes independientemente de la distribución de la aireación. Este resultado es consistente, ya que la cantidad de sólidos que se puede almacenar en esa región es siempre la misma y la porosidad aumenta poco. La evolución de la pérdida de carga en el *downcomer* con respecto a  $\lambda_{LS}$  primero aumenta y luego disminuye. Esto puede ser debido a que, al aumentar la circulación de sólidos al aumentar la fracción de aireación por la SC, se produce mayor pérdida de carga a pesar de que la altura del *downcomer* es menor; sin embargo, a mayores fracciones de aireación por la SC, este decremento de altura pesa más que el aumento de pérdida de carga por unidad de longitud resultante de la mayor velocidad relativa gas-sólido, disminuyendo la pérdida de carga. Esta conclusión es posible, pero resulta difícil de asegurar sin más datos experimentales.

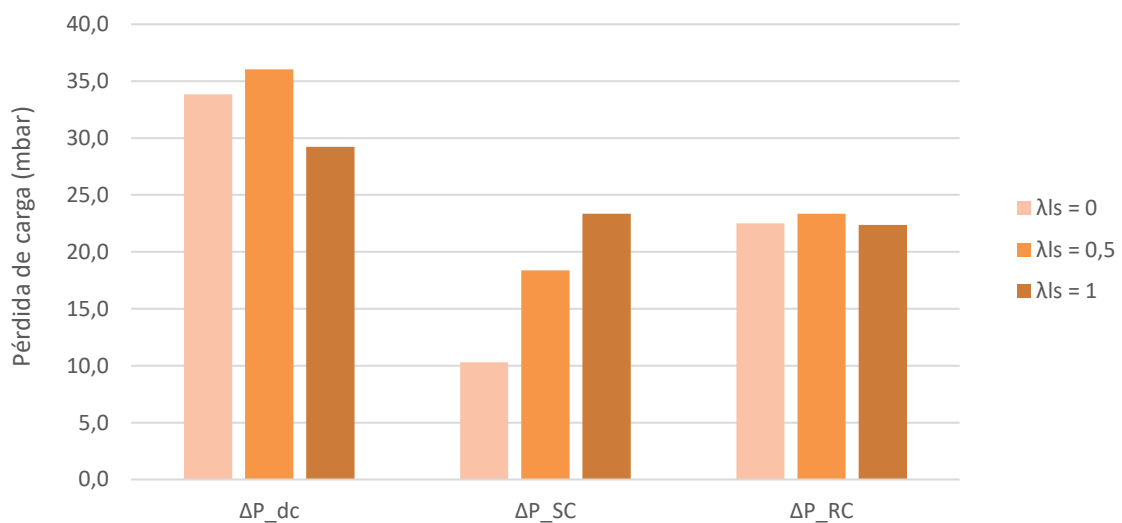


Figura 3-42. Influencia del coeficiente de reparto en el *loop seal*  $\lambda_{LS}$  sobre pérdida de presión en las tres partes del *loop seal*: *downcomer* (dc), cámara de suministro (SC) y cámara de reciclo (RC) ( $\lambda_{LS} = 0$  solo aireación en CR;  $\lambda_{LS} = 0,5$  igual aireación en ambas cámaras;  $\lambda_{LS} = 1$  solo aireación en SC) ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $NF_{LS} = 1,5$ ;  $W = 18$  kg;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).



# 4 DESARROLLO DE UN MODELO FLUIDODINÁMICO

En el presente capítulo se describen los modelos del *riser* y de recirculación (*loop seal*). El *riser* es la columna principal donde el sólido se arrastra y transporta hacia arriba, donde posteriormente es separado en un ciclón. El sistema de recirculación comprende una tubería vertical que une el ciclón con el *loop seal* (*downcomer*) con la función de controlar y recircular el flujo de sólidos mediante aireación, llevándolo desde una zona de menor presión (salida del ciclón) a una de mayor presión (base del *riser*). Los dos subsistemas se presentan por separado, como muestra la Figura 4-1 y finalmente se presenta el método de resolución general del sistema completo.

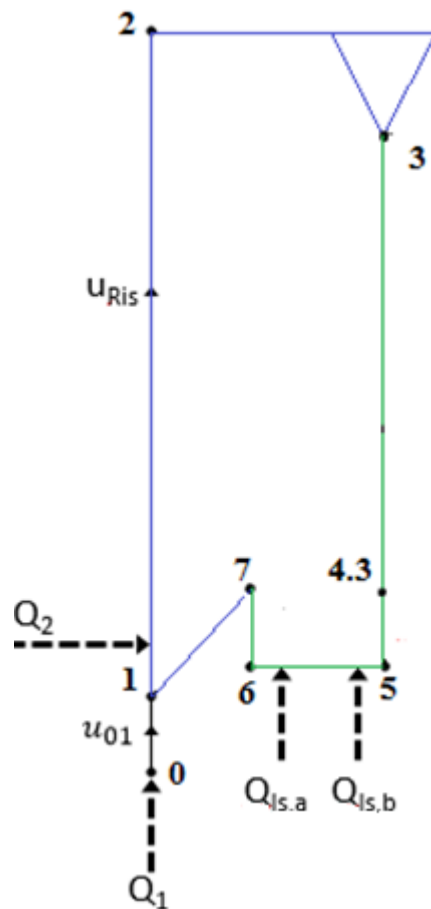


Figura 4-1. Elementos que forman parte del subsistema del *riser* (azul) y del *loop seal* (verde) en el desarrollo del modelo.

## 4.1 Desarrollo del modelo del *riser*

El *riser* es la columna principal donde se transporta el sólido hacia arriba. Generalmente está formado por una zona más densa en la parte inferior y una zona más diluida o *freeboard*, donde las partículas son proyectadas y en parte recirculadas, típicamente fluyendo cerca de las paredes.

La evolución típica del perfil de densidad en un *riser* de un lecho fluidizado circulante se ilustra en la Figura 4-2, donde se observan las dos zonas separadas por una transición. A la salida de la columna los sólidos se separan en un ciclón.

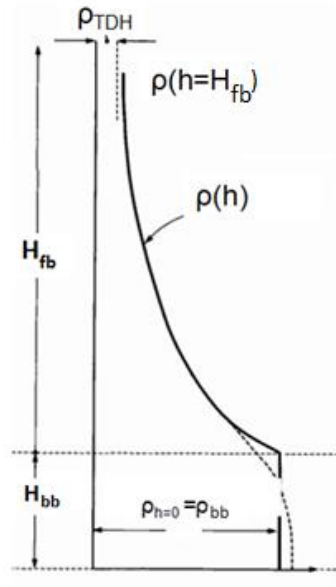


Figura 4-2. Distribución de la densidad de la suspensión de sólida en el *riser* de un lecho fluidizado circulante.

Al submodelo *riser* planteado en el presente TFM, Figura 4-3, se necesitan introducir como inputs del sistema la pérdida de carga total en el sistema como la suma de  $\Delta P_{73}$  y  $\Delta P_{71}$ , es decir  $\Delta P_{13}$ . Como resultados se obtendrán el flujo de sólidos y la cantidad de estos en el *riser*. El valor de  $\Delta P_{71}$  se incluye porque en los resultados experimentales se comprobó para determinados ensayos sus valores son significativos.

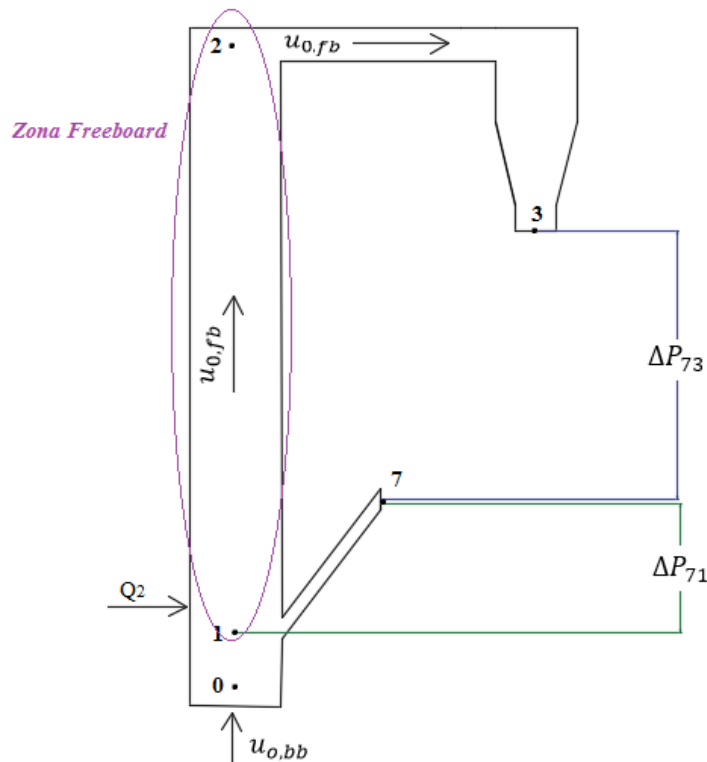


Figura 4-3. Esquema general del submodelo *riser* con los parámetros más importantes a introducir.



En los experimentos realizados, no se percibe visualmente de forma clara una zona densa, sino más bien una zona con un patrón de flujo caótico o turbulento, por lo que el submodelo está planteado teniendo en cuenta únicamente la formación de una zona *freeboard* a partir 1, ya que en ese punto se depositan los sólidos devueltos al *riser* a través de la tubería de reciclo. Por tanto, la pérdida de carga en la zona considerada como *freeboard* (entre 1 y 2) es el otro output del submodelo.

Por otro lado, existen una serie de parámetros operacionales que deben de ser introducidos. La velocidad del agente fluidizante,  $u_{o,bb}$  se define como el caudal de aire primario dividido por la sección del *riser*. Por encima del punto 1 se produce la inyección de caudal de aire secundario, por lo que se define velocidad  $u_{o,fb}$  como la fijada en el *riser* a la hora de realizar los ensayos, es decir, la suma de aire primario y secundario.

#### 4.1.1 Riser

##### Zona Densa

La velocidad de mínima fluidización,  $u_{mf}$ , se obtiene igualando la pérdida de presión del lecho a su peso en el instante en el que el sólido comienza a estar fluidizado (Ergun, 1952):

$$\left[ \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \right] Re_{mf}^2 + \left[ \frac{150 (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \right] Re_{mf} = Ar \quad (4-1)$$

donde  $Ar$  y  $Re_{mf}$  están definidos por:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (4-2)$$

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g u_{mf} d_p}{\mu_g} \quad (4-3)$$

La ecuación 4-1 solo sirve para calcular  $u_{mf}$  si se conocen la porosidad de mínima fluidización,  $\varepsilon_{mf}$ , y la esfericidad de la partícula,  $\phi_s$ . Sin embargo, en muchas ocasiones no se tienen valores de estos parámetros, por lo que es necesario reformular la ecuación 4-1 mediante las constantes "B/2A" y "1/A" tal y como muestra la ecuación 4-4, en la que se reformula la ecuación 4-1.

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g u_{mf} d_p}{\mu_g} = \sqrt{\left(\frac{B}{2A}\right)^2 + \left(\frac{1}{A}\right) Ar} - \left(\frac{B}{2A}\right) \quad (4-4)$$

Siendo A y B:

$$A = \left[ \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \right] ; \quad B = \left[ \frac{150 (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \right] \quad (4-5)$$

Los valores de las relaciones "B/2A" y "1/A" han sido determinados experimentalmente por varios autores, tal y como muestra la Tabla 4-1. En el presente modelo se ha decidido utilizar la correlación desarrollada por *Grace* (1982).

Tabla 4-1. Valores de B/2A y 1/A según distintos autores (Kunii y Levenspiel, 1991).

Correlación	B/2A	1/A
<i>Wen y Yu, 1966</i>	33,7	0,0408
<i>Richardson, 1971</i>	25,7	0,0365
<i>Saxena y Vogel, 1977</i>	25,3	0,0571
<i>Babu, 1978</i>	25,3	0,0651
<i>Grace, 1982</i>	27,2	0,0408
<i>Chitester, 1984</i>	28,7	0,0494

Para calcular la fracción volumétrica de burbuja y por consiguiente la porosidad media del lecho en la zona densa,  $\varepsilon_{bb}$ , es necesario tener en cuenta la velocidad  $u_{o,bb}$ . Dicha velocidad, como se observa en la Figura 4-3, se encuentra situada a la entrada del *riser* y su valor varía en función del inventario introducido en el sistema

Para velocidades superiores a 2 m/s se considera un lecho fluidizado rápido y el valor de la porosidad media en el lecho se calcula a través de la ecuación 4.6:

$$\varepsilon_{bb} = (1 - \varepsilon_s) = 1 - \rho_{bb}/\rho_p \quad (4-6)$$

siendo  $\varepsilon_s$  la fracción volumétrica del sólido, obtenida directamente de la Figura 4-4 para una velocidad del gas. Como

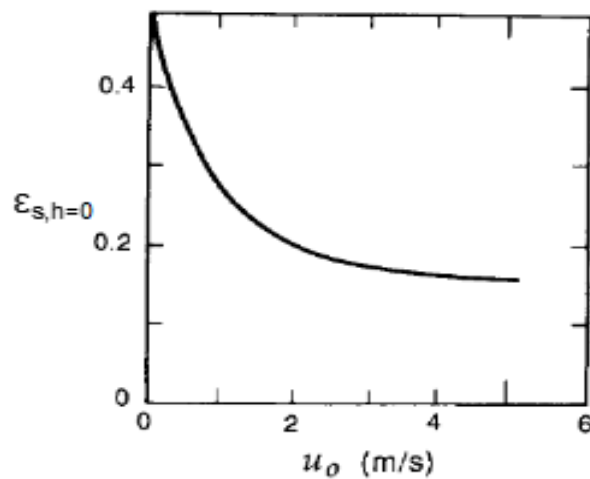


Figura 4-4. Relación entre la velocidad del agente fluidizante y la fracción volumétrica del sólido en la zona densa (Kunii y Levenspiel, 1991).

Para velocidades inferiores a 2 m/s se utiliza el modelo de *Johnsson et al.* (1991), el cual se basa en la teoría de 2 fases modificada.

En la zona densa, se asume que la fracción de burbuja y por tanto, la porosidad promedio es constante a lo largo del mismo, por lo que la ecuación para la porosidad es la siguiente:

$$\varepsilon_{bb} = \varepsilon_b + (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_{mf} \quad (4-7)$$

siendo  $\varepsilon_b$  la fracción de burbuja en el lecho cuyo valor se obtiene mediante la ecuación:

$$\varepsilon_b = \frac{1}{1 + \frac{1,3}{f} (u_{o,bb} - u_{mf})^{-0,8}} \quad (4-8)$$

donde  $f$  se calcularía a partir de la correlación de *Pallares y Johnsson* (2006):

$$f = [0,26 + 0,70 e^{-3,3 \cdot d_p}] [0,15 + (u_{o,bb} - u_{mf})]^{-\frac{1}{3}} \quad (4-9)$$

Sustituyendo la ecuación 4-9 en la ecuación 4-8, se obtiene ecuación general para obtener el cálculo de la fracción de burbuja en el lecho.

$$\varepsilon_b = \frac{1}{1 + \frac{1,3 (0,15 + u_{o,bb} - u_{mf})^{\frac{1}{3}}}{0,26 + 0,7 e^{-3,3 d_p}} (u_{o,bb} - u_{mf})^{-0,8}} \quad (4-10)$$

Una vez calculada la porosidad en la zona densa, se puede calcular la densidad de la suspensión:

$$\rho_{bb} = (1 - \varepsilon_{bb}) \rho_p \quad (4-11)$$

### Zona Freeboard

La densidad de la suspensión para cualquier punto situado desde la superficie del lecho denso ( $H_{bb}$ ), hasta la salida del *riser*,  $h=H_{fb}$ , siendo  $H_{fb}$  la altura de la zona *freeboard*, se puede calcular mediante la expresión:

$$\rho(h) = \rho_{TDH} + (\rho_{h=0} - \rho_{TDH}) e^{-a h} \quad (4-12)$$

donde  $\rho_{h=0}$  se corresponde con densidad de la suspensión en la zona densa ( $\rho_{bb}$ ) tal y como se muestra en la Figura 4-2.

El parámetro  $\rho_{TDH}$  se define como la densidad de la suspensión que se alcanzaría en una hipotética unidad lo suficientemente alta como para que el flujo y la densidad de la corriente ascendente dejara de variar con la altura y se puede estimar a partir de la constante de elutriación,  $E_\infty$ .

$$\rho_{TDH} = (1 - \varepsilon_{TDH}) \rho_p = \frac{E_\infty}{(u_{o,fb} - u_t)} \quad (4-13)$$

donde  $u_{o,fb}$  es la velocidad del agente fluidizante en la *freeboard* y  $u_t$  la velocidad terminal de las partículas.

El cálculo de  $E_\infty$  se estima con la correlación de *Colakyan y Levenspiel* (1984):

$$E_\infty = 0,011 \rho_p \left(1 - \frac{u_t}{u_{o,fb}}\right)^2 \quad (4-14)$$

La velocidad terminal de la partícula se calcula a partir de la ecuación de *Haider y Levenspiel* (1989):

$$u_t^* = \left[ \frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{0,6782}{d_p^{*0,5}} \right]^{-1} \quad (4-15)$$

donde las variables  $u_t^*$  y  $d_p^*$  se calculan como:

$$u_t^* = u_t \left[ \frac{\rho_g^2}{\mu (\rho_p - \rho_g) \cdot g} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (4-16)$$

$$d_p^* = A_r^{\frac{1}{3}} \quad (4-17)$$

La constante de decaimiento  $a$ , presente en la ecuación 4-12 se calcula según la ecuación 4-18.

$$a = c_1 \frac{u_t}{u_{0,fb}} \quad (4-18)$$

El parámetro  $c_1$  tiene distintos valores en función de las condiciones en las que se opera el reactor de lecho fluidizado. Por ejemplo, *Johnsson y Leckner* (1995) proponen un valor para  $c_1$  de  $4 \text{ m}^{-1}$  mientras que los ensayos de *Löffler* (2003) sugiere un valor de  $10 \text{ m}^{-1}$ .

Conocidos todos los parámetros de la ecuación 4-12. se puede calcular la densidad promedio en toda la zona *freeboard*, resolviendo su integral correspondiente:

$$\int_{h=0}^{h=H_{fb}} \rho(h) dh = \rho_{TDH} H_{fb} + \left( \frac{\rho_{h=0} - \rho_{h=H_{fb}}}{a} \right) (1 - e^{-a H_{fb}}) \quad (4-19)$$

La masa de sólidos y la pérdida de carga en la *freeboard* se calculan a partir de las ecuaciones 4-20 y 4-21.

$$M_{fb} = A_{fb} \left( \rho_{TDH} H_{fb} + \frac{\rho_{h=0} - \rho_{h=H_{fb}}}{a} \right) \quad (4-20)$$

$$\Delta P_{fb} = M_{fb} \frac{g}{A_{fb}} \quad (4-21)$$

donde  $A_{fb}$  es el área del *riser* en la *freeboard*.

### Flujo de sólidos en el *riser*

El flujo de sólidos se calcula mediante la densidad de la suspensión a la salida del *riser*  $\rho_{h=H_{fb}}$ , la velocidad en dicha zona,  $u_{0,fb}$  y la velocidad terminal de la partícula  $u_t$ , tal y como se muestra en la ecuación 4-22

$$Gs = \rho_{h=H_{fb}} (u_{0,fb} - u_t) \quad (4-22)$$

#### 4.1.2 Ciclón

Se obtiene a través de una correlación de la forma:

$$\Delta P_{ciclón\_corr} = k_{ciclón} \rho_{h=H_{fb}} u_{0,fb}^2 \quad (4-23)$$

donde la constante  $k_{ciclón}=0,18$  se ha obtenido experimentalmente y  $\rho_{h=H_{fb}}$  es la densidad de la suspensión a la salida del *freeboard*.

Para conocer el valor de la constante se han tenido en cuenta, la velocidad del riser  $u_{ris}$ , el flujo de sólidos  $G_s$  y la pérdida de carga en el ciclón de la totalidad de los en los ensayos realizados en el apartado experimental. Con dichos valores se puede calcular la porosidad de la corriente, ecuación 4-24 y por consiguiente, se puede estimar la densidad de la suspensión a la entrada del equipo 4-25 y calcular la constante que hace que la suma cuadrática del error entre la pérdida experimental del ciclón y la obtenida mediante la ecuación 4-26 sea mínima.

$$\varepsilon_{susp} = 1 - \frac{G_s}{u_{0,fb} \rho_p} k_{ciclón} \rho_{susp} u_{0,fb}^2 \quad (4-24)$$

$$\rho_{susp} = (1 - \varepsilon_{susp}) \rho_p \quad (4-25)$$

$$\Delta P = k_{ciclón} \rho_{susp} u_{0,fb}^2 \quad (4-26)$$

### 4.1.3 Balance de energía mecánica en el loop de sólidos

Como se mencionó anteriormente, para conocer la cantidad de sólidos en el sistema es necesario saber el valor de la pérdida de carga en la zona *freeboard*. Es necesario plantear una ecuación que relacione todas las pérdidas de carga del submodelo y cierre el sistema, permitiendo conocer el flujo de sólidos a la salida del riser y la cantidad de sólidos en el mismo.

$$\Delta P_{fb} = \Delta P_{13} - \Delta P_{ciclón,corr} \quad (4-27)$$

### 4.1.4 Inputs del modelo

Para el modelo se necesitan introducir determinadas variables que permanecen constantes en todo momento.

Tabla 4-2. Inputs a introducir para la resolución del submodelo riser.

<b>Datos geométricos de la unidad</b>	Diámetro del riser, $D_{ris}$ [m]
	Altura total del riser, $H_{total}$ [m]
<b>Propiedades físicas de los sólidos y del agente fluidizante</b>	Densidad del aire, $\rho_g$ $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
	Viscosidad del aire, $\mu_g$ $\left[\frac{kg}{m\ s}\right]$
	Diámetro de los sólidos, $d_p$ [m]
	Densidad de los sólidos, $\rho_p$ $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
	Esfericidad de los sólidos, $\phi_s$
<b>Velocidades del gas en el subsistema</b>	Velocidad del agente fluidizante en la zona densa, $u_{0,bb}$ $\left[\frac{m}{s}\right]$
	Velocidad del agente fluidizante en la zona <i>freeboard</i> , $u_{0,fb}$ $\left[\frac{m}{s}\right]$

	Velocidad del agente fluidizante en la entrada del ciclón, $u_{ciclón} \left[ \frac{m}{s} \right]$
<b>Pérdidas de carga</b>	Pérdida de carga total del subsistema <i>riser</i> , $\Delta P_{73}$ [mbar]
	Pérdida de carga experimental en la tubería de reciclo experimental, $\Delta P_{71}$ [mbar]
<b>Otros inputs</b>	Parámetro en la ecuación 3.20, $c_1$ [ $m^{-1}$ ]
	Gravedad, $g \left[ \frac{m}{s^2} \right]$
	Constante del ciclón, $k_{ciclón}$

### 4.2 Resultados del modelo del riser

Para analizar los resultados del modelo *riser* se estudia el efecto que tienen los valores que se introducen como inputs, es decir, la pérdida de carga  $\Delta P_{31}$  y la velocidad del *riser*  $u_{0,fb}$  sobre el flujo de sólidos  $G_s$  y la cantidad de material en el *riser*  $W_{riser}$ .

En la Figura 4-5 se muestra la variación del flujo de sólidos para los 3 inventarios estudiados frente a la pérdida de carga general del subsistema  $\Delta P_{31}$ . Los valores de  $\Delta P_{31}$  utilizados corresponde al valor medido en pruebas experimentales, con objeto de valorar las tendencias y compararlas con los ensayos. Por tanto, no se pueden comparar a una misma  $\Delta P_{31}$  diferentes inventarios, puesto que la primera aumenta al variar el valor de la segunda. Se observa que, al aumentar la pérdida de carga a un mismo inventario, aumenta el flujo de sólidos, al menos cuando se usan inventarios de 26 y 34 kg. Al usar 18 kg la sensibilidad del flujo de sólidos con la variación de la  $\Delta P_{31}$  no parece relevante. Pese a que la cantidad de sólidos en el *riser* aumenta con respecto a la pérdida de carga (Figura 4-6) el flujo de sólidos permanece constante (Figura 4-5). Este hecho indica que la densidad de la suspensión a la salida del *riser* se mantiene prácticamente constante y que, por tanto, el aumento de sólidos se concentra casi en su totalidad a alturas por debajo de la cota más alta del *riser*.

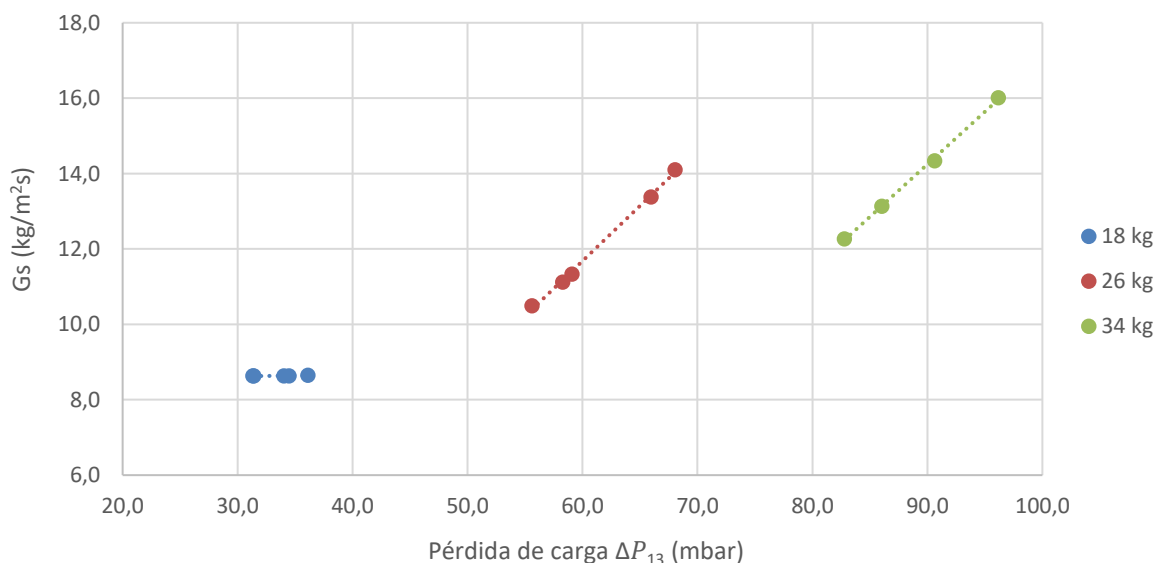


Figura 4-5. Variación del flujo de sólidos en el *riser* con respecto a la pérdida de carga  $\Delta P_{31}$  y el inventario  $W$  en el submodelo ( $u_{0,fb} = 3,5$  m/s;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250 \mu m$ ).

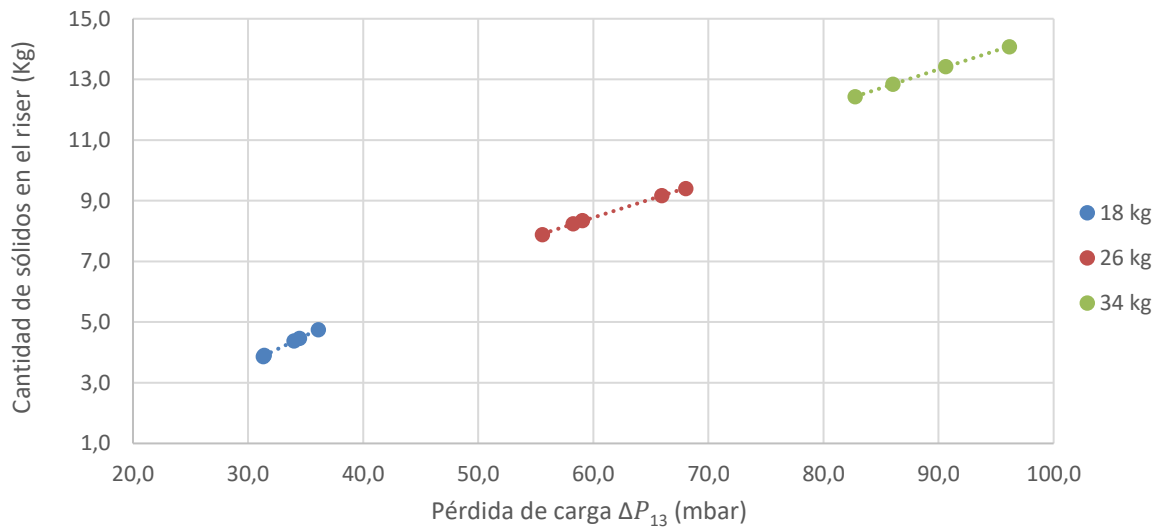


Figura 4-6. Variación de la cantidad de sólidos presentes en el *riser* con respecto a la pérdida de carga  $\Delta P_{31}$  y el inventario  $W$  en el submodelo ( $u_{0,fb} = 3,5$  m/s;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

En la Figura 4-7 se representa la evolución del flujo de sólido para todos los ensayos con 34 kg fijando la velocidad del *riser*. Como se observa, el caudal volumétrico de aire alimentado por el *loop seal* tiene una influencia notable en los resultados del modelo, que además cualitativamente predice las tendencias encontradas experimentalmente.

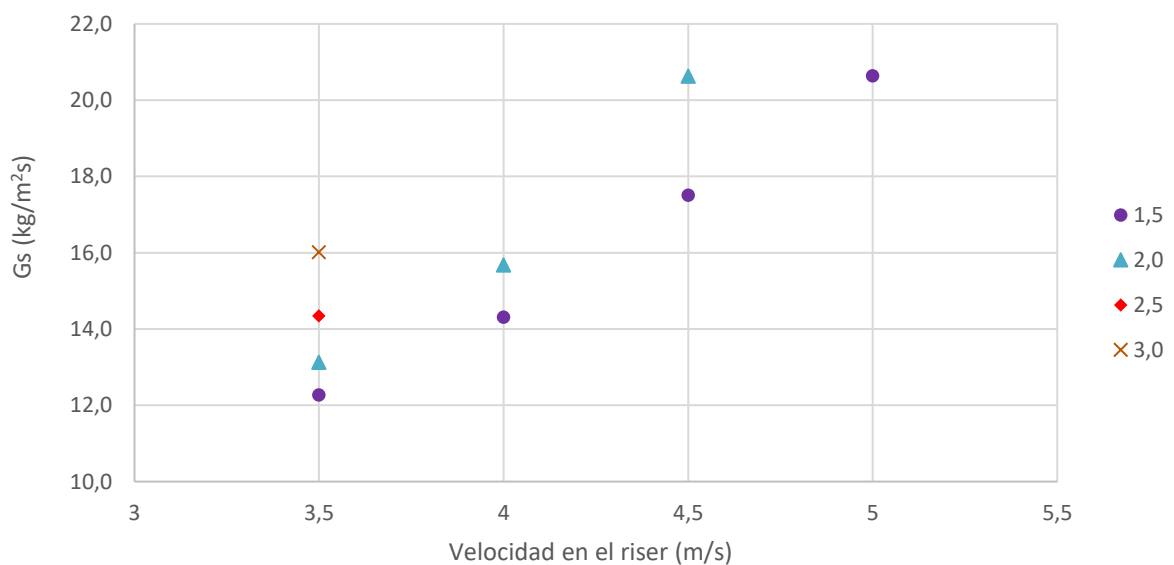


Figura 4-7. Influencia de la velocidad en el *loop seal*,  $NF_{ls}$  en el flujo de sólidos  $G_s$  para todas las velocidades en el *riser* simuladas ( $W = 34$  kg;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

Por último, en las Figura 4-8 y Figura 4-9, se analiza el efecto que tiene la variación del coeficiente de reparto de aire en el *loop seal*,  $\lambda_s$ . Los resultados obtenidos para  $\lambda_s = 1$  presentan los valores más altos debido a que, como se mencionó en el apartado 3.4, al airear por la SC se incrementa más la velocidad relativa-gas sólido que aireando por la RC, siendo mayor la circulación de sólidos, también en acuerdo con lo encontrado experimentalmente.

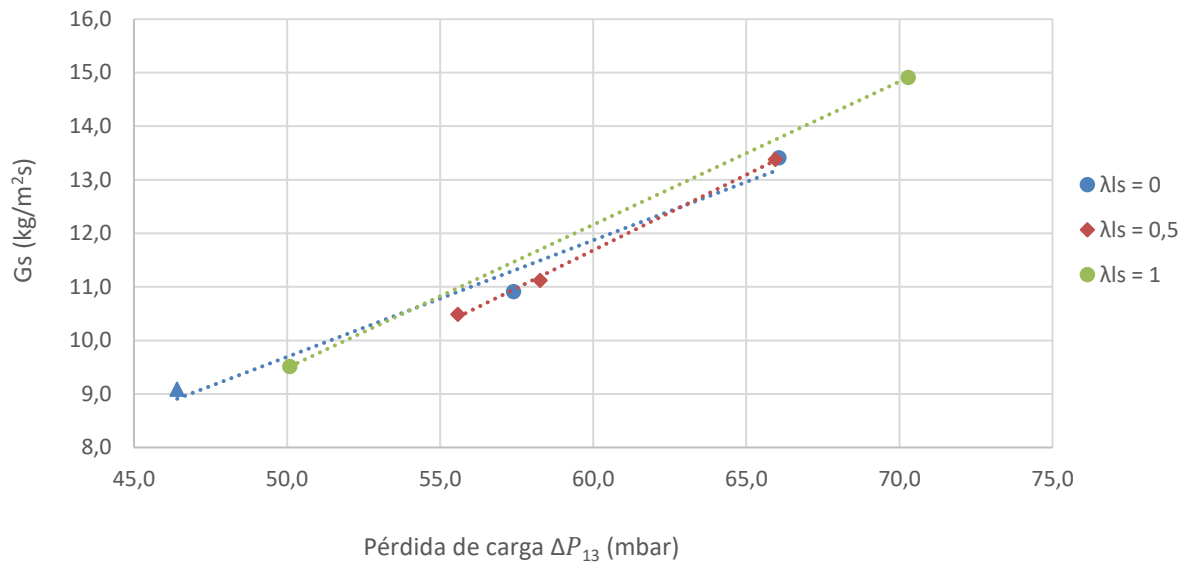


Figura 4-8. Variación del flujo de sólidos con respecto al coeficiente de reparto,  $\lambda_s$  ( $u_{0,fb} = 3,5$  m/s;  $W = 26$  kg;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

Con respecto a la cantidad de sólidos, los resultados muestran una tendencia similar a los resultados experimentales al analizar  $\lambda_s$ , siendo la cantidad de sólidos mayor al incrementarse el coeficiente de reparto.

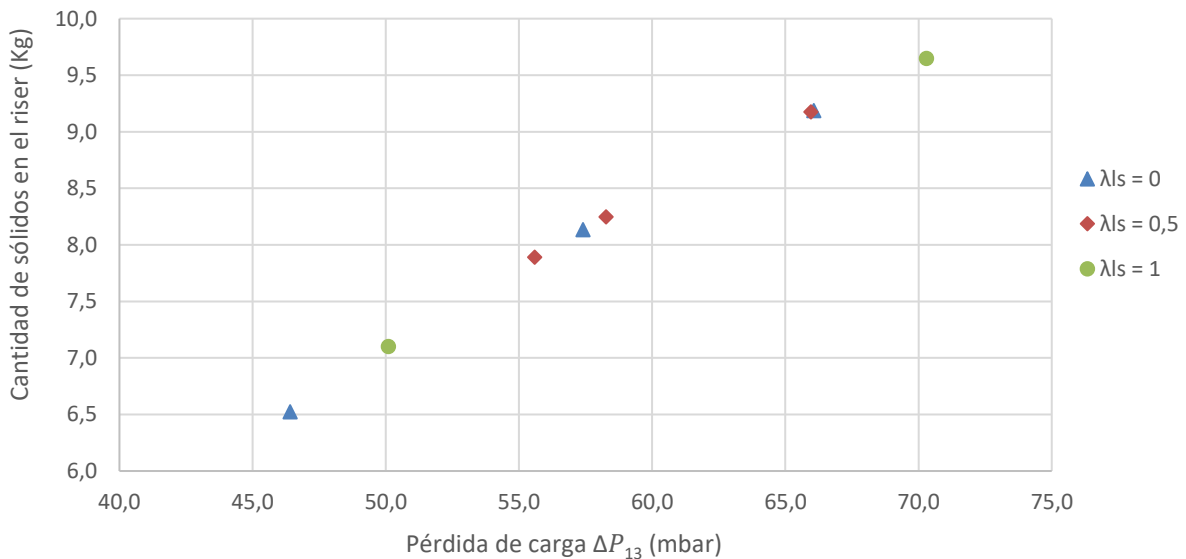


Figura 4-9. Variación de la cantidad de sólidos presentes en el riser con respecto al coeficiente de reparto,  $\lambda_s$  ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $W = 26$  kg;  $d_p = 150 - 250$   $\mu\text{m}$ ).

### 4.3 Desarrollo del modelo del sistema de recirculación

Está compuesto por un *downcomer* donde los sólidos caen en flujo diluido hasta el *loop seal*, que sirve para controlar y recircularlos al *riser*, tal y como se muestra en la Figura 4-10. En el presente modelo, los parámetros necesarios a introducir como inputs en base a los resultados experimentales son la altura alcanzada por los sólidos en el *downcomer*,  $H_{dc}$  y la pérdida general del sistema de recirculación  $\Delta P_{73}$ .



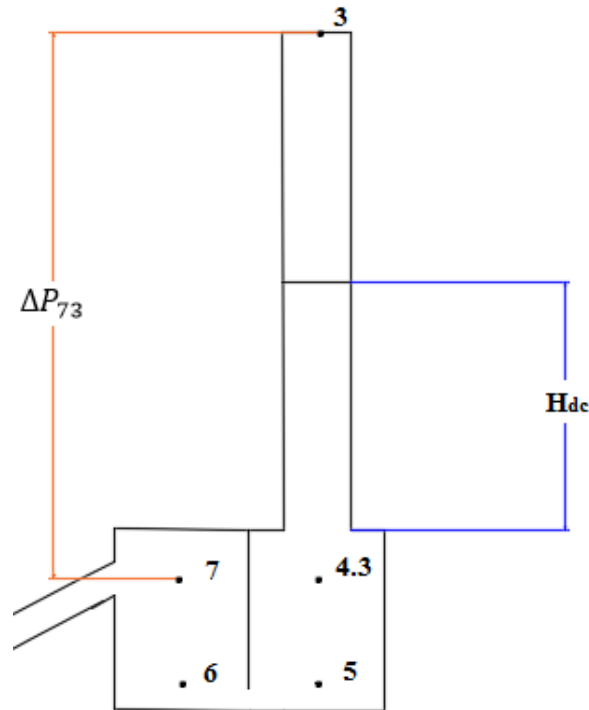


Figura 4-10. Esquema general del modelo del sistema de recirculación.

Los principales pasos y ecuaciones utilizadas en la resolución del modelo de este subsistema se resumen a continuación.

#### 4.3.1 Downcomer y cámara de suministro (SC)

##### Definición de velocidades

El flujo de sólidos en ambos componentes es hacia abajo, sin embargo, el gas puede fluir en dirección ascendente o descendente, en función de la cantidad de aire introducida y de la cantidad de sólidos presentes en el sistema, por lo que en primer lugar es necesario definir las distintas velocidades producidas en ambos componentes.

En la Figura 4-11 se muestra un resumen de las principales velocidades de la SC que intervienen en el modelo, con el fin de facilitar su comprensión.

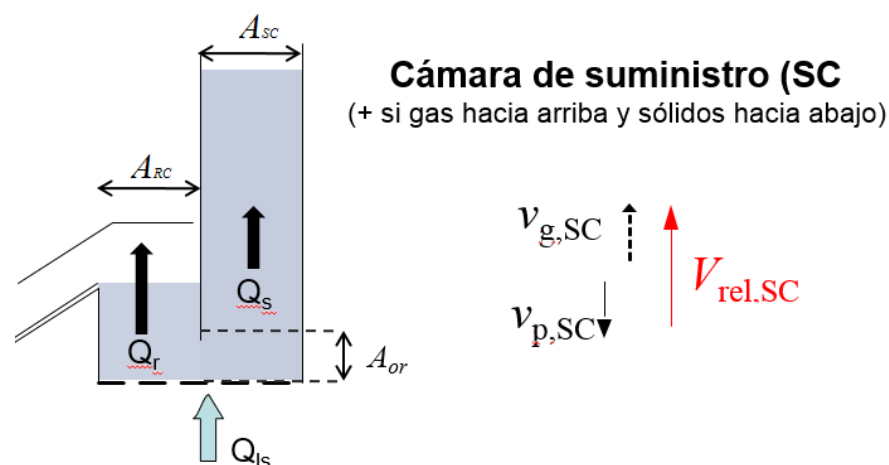


Figura 4-11. Distribución de las velocidades en la cámara de suministro para el modelo del sistema de recirculación de sólidos.

La velocidad relativa gas-sólido ( $V$ ), la cual genera la pérdida de carga que permite que tanto la SC como el *downcomer* ejerzan la función de sellado, se calcula a través de la ecuación 4-28:

$$V_{rel\_SC} = |v_{g,SC} + v_{p,SC}| \quad (4-28)$$

donde,  $v_{g,SC}$  es la velocidad real del gas y  $v_{p,SC}$  es la velocidad del sólido en la en la cámara de suministro.

La velocidad real del gas se calcula como el cociente entre la velocidad superficial del gas,  $u_{g,SC}$  y la porosidad en la cámara de suministro,  $\varepsilon_{SC}$ :

$$v_{g,SC} = \frac{u_{g,SC}}{\varepsilon_{SC}} \quad (4-29)$$

donde,

$$u_{g,SC} = \frac{Q_{SC}}{A_{SC}} \quad (4-30)$$

siendo  $Q_{SC}$  el caudal real del agente fluidizante que circula por la cámara y  $A_{SC}$  el área de la SC.

Por último, la velocidad de los sólidos se relaciona con el caudal másico de sólidos ( $F_s$ ) que circulan por la cámara de reciclado (RC) tras atravesar la SC, la densidad de los mismos  $\rho_p$ , la porosidad  $\varepsilon_{SC}$  y el área  $A_{SC}$ , como se muestra en la ecuación 4-31.

$$v_{p,SC} = \frac{F_s}{((1 - \varepsilon_{SC}) A_{SC} \rho_p)} \quad (4-31)$$

Como la SC es una extensión del *downcomer*, todas las velocidades descritas anteriormente presentan los mismos valores para ambos componentes, obteniéndose las siguientes relaciones:

$$V_{rel\_SC} = V_{rel\_dc} \quad (4-32)$$

$$v_{g,SC} = v_{g,dc} \quad (4-33)$$

$$u_{g,SC} = u_{g,dc} \quad (4-34)$$

$$v_{p,SC} = v_{p,dc} \quad (4-35)$$

### Definición de porosidades

La porosidad es un valor constante a lo largo del *downcomer* y de la cámara de suministro (al ser el desarrollo descrito a continuación común en ambos casos, se referirán las ecuaciones que lo constituyen únicamente a la cámara de suministro). Sin embargo, este parámetro depende del régimen en el que se encuentre el lecho.

Para saber en qué estado se encuentra se define la velocidad crítica  $u_{crit,SC}$ , que está relacionada con la velocidad relativa gas-sólido, la porosidad en el lecho y la velocidad de mínima fluidización, tal y como muestra la ecuación 4-36.

$$u_{crit,SC} = V_{rel\_SC} \varepsilon_{SC} - u_{mf} \quad (4-36)$$

Por tanto, en función del valor de la velocidad crítica hay 2 supuestos:

- Si el valor de  $u_{crtic,SC}$  es negativo significa que el lecho es móvil y el valor de la porosidad, tanto en el *downcomer* como en la SC, se corresponde con la porosidad en condiciones de mínima fluidización, es decir:

$$\varepsilon_{SC} = \varepsilon_{dc} = \varepsilon_{mf} \quad (4-37)$$

- Si el valor de  $u_{crtic,SC}$  es positivo el lecho fluidiza, por lo que para obtener el valor de la porosidad en ambos componentes, se utilizan las ecuaciones del modelo de *Johnsson et al.* (1991):

$$\varepsilon_{SC} = \varepsilon_{b,SC} + (1 - \varepsilon_{b,SC}) \varepsilon_{mf} \quad (4-38)$$

siendo  $\varepsilon_{b,SC}$  la fracción de burbuja en el lecho,

$$\varepsilon_{b,SC} = \frac{1}{1 + \frac{1,3}{f}} (u_{crtic,SC})^{-0,8} \quad (4-39)$$

donde  $f$  se calcula a partir de la expresión de *Pallares y Johnsson* (2006):

$$f = [0,26 + 0,70 e^{-3,3 \cdot d_p}] [0,15 + (u_{crtic,SC})]^{-\frac{1}{3}} \quad (4-40)$$

### Masa de sólidos y caída de presión

La masa de sólidos y la pérdida de carga en el *downcomer* y en la SC es función del régimen del lecho.

- Si el lecho es móvil, es decir, cuando la porosidad en ambos componentes es igual a la porosidad en condiciones de mínima fluidización, las ecuaciones empleadas son las siguientes:

$$\Delta P_{SC} = 154 \frac{(1 - \varepsilon_{SC})^2}{\varepsilon_{SC}^2} \frac{\mu_g}{\phi d_p^2} V_{rel,SC} \varepsilon_{SC} H_{SC} \quad (4-41)$$

$$M_{SC} = A_{SC} \rho_p (1 - \varepsilon_{SC}) H_{SC} \quad (4-42)$$

$$\Delta P_{dc} = 154 \frac{(1 - \varepsilon_{dc})^2}{\varepsilon_{dc}^2} \frac{\mu_g}{\phi d_p^2} V_{rel,dc} \varepsilon_{dc} H_{dc} \quad (4-43)$$

$$M_{dc} = A_{dc} \rho_p (1 - \varepsilon_{dc}) H_{dc} \quad (4-44)$$

donde  $H_{SC}$  es la altura de la cámara de suministro y  $H_{dc}$  es la altura que alcanzan los sólidos en el *downcomer* durante la operación.

- Si el lecho está fluidizado, es decir, cuando la porosidad se calcula con las ecuaciones del modelo de *Johnsson et al.* (1991), la masa de sólidos y la pérdida de carga en ambos componentes son:

$$\Delta P_{SC} = H_{SC} \rho_p (1 - \varepsilon_{SC}) g \quad (4-45)$$

$$M_{SC} = \frac{\Delta P_{SC} A_{SC}}{g} \quad (4-46)$$

$$\Delta P_{dc} = H_{dc} \rho_p (1 - \varepsilon_{dc}) g \quad (4-47)$$

$$M_{dc} = \frac{\Delta P_{dc} A_{dc}}{g} \quad (4-48)$$

### 4.3.2 Cámara de reciclo (RC)

#### Definición de velocidades

De manera análoga a la SC, se definen todas las velocidades presentes en la RC, donde tanto el flujo de sólidos como el de gas es siempre ascendente, es decir, son definidas positivas hacia arriba tal y como muestra la Figura 4-12.

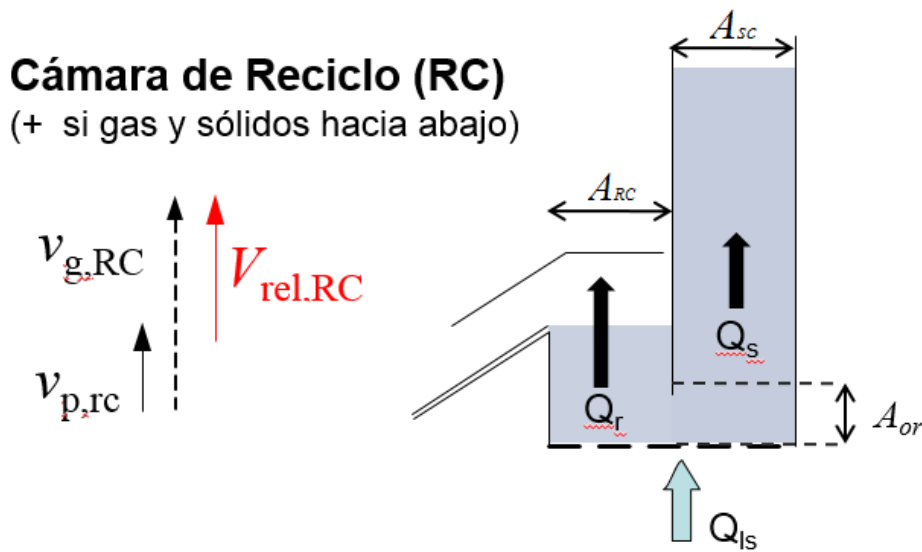


Figura 4-12. Distribución de las velocidades en la cámara de reciclo para el modelo del sistema de recirculación

La velocidad relativa gas-sólido en la cámara de reciclo es necesaria para calcular, como se verá más adelante, el esfuerzo cortante generado por la circulación de sólidos a través de esta, y es función de la velocidad real del gas,  $v_{g,RC}$  y de la velocidad del sólido en la cámara,  $v_{p,RC}$  tal y como muestra la ecuación (4-49):

$$V_{rel\_RC} = |v_{g,RC} - v_{p,RC}| \quad (4-49)$$

La ecuación 4-50 define la velocidad real del gas:

$$v_{g,RC} = \frac{u_{g,RC}}{\varepsilon_{RC}} \quad (4-50)$$

donde  $\varepsilon_{RC}$  la porosidad en la cámara de reciclo y  $u_{g,RC}$  es la velocidad superficial del gas, definida a través de  $Q_{RC}$  (caudal real del agente fluidizante que atraviesa la cámara) y  $A_{RC}$ , (área de la RC) como muestra la ecuación 4-51.

$$u_{g,RC} = \frac{Q_{RC}}{A_{RC}} \quad (4-51)$$

Nuevamente, la velocidad real del sólido se relaciona con el caudal másico de sólidos que atraviesan el *loop seal*, la densidad de los mismos, la porosidad y el área en la RC, como muestra en la ecuación 4-52.

$$v_{p,RC} = \frac{F_s}{\left( (1 - \varepsilon_{RC}) A_{RC} \rho_p \right)} \quad (4-52)$$

### Definición de porosidades

El lecho en la cámara de reciclo siempre está fluidizado por lo que para obtener su valor se emplean nuevamente las ecuaciones del modelo de *Johnsson et al.* (1991) (ecuaciones 4-38, 4-39, y 4-40). La única diferencia es que la velocidad crítica se calcula con los valores de velocidad relativa gas-sólido y porosidad del lecho obtenidos en la RC, tal y como muestra en la ecuación 4-53.

$$u_{crtic,RC} = V_{rel\_RC} \varepsilon_{RC} - u_{mf} \quad (4-53)$$

### Masa de sólidos y caída de presión

La masa de sólidos y la pérdida de carga en la RC vienen dadas por las ecuaciones 4-54 y 4-55.

$$\Delta P_{RC} = H_{RC} \rho_p (1 - \varepsilon_{RC}) g \quad (4-54)$$

$$M_{RC} = \frac{\Delta P_{RC} A_{rc}}{g} \quad (4-55)$$

donde  $H_{rc}$  es la altura que alcanzan los sólidos en la cámara de reciclo y  $A_{rc}$  es el área de la cámara.

### Balance de cantidad de movimiento y flujo de sólidos

La cámara de reciclo es la encargada de garantizar un flujo estable de retorno de sólidos al *riser* a través de la tubería de reciclo, por lo que es necesario plantear un balance de fuerzas (ecuación 4-56) que relacione la cantidad de sólidos que arrastra el agente fluidizante inyectado en el *loop seal*.

$$\frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g}{\rho_p} N_{Fr} = 1 + \Sigma \quad (4-56)$$

donde:

- $C_D$  es un coeficiente de fricción, calculado a través de la ecuación de *Ergun* (1952)

$$C_D = 200 \frac{(1 - \varepsilon_{RC})}{\phi^2 \varepsilon_{RC}^3} \frac{1}{Re} + \frac{7}{3 \phi^2 \varepsilon_{RC}^3} \quad (4-57)$$

siendo  $Re$  el número de Reynolds referido a la velocidad relativa en la cámara de reciclo.

$$Re = \frac{V_{rel\_RC} \varepsilon_{RC} \rho_g d_p}{\mu_g} \quad (4-58)$$

- $N_{Fr}$  es el número de Froude referido a la velocidad relativa de la RC, tal y como refleja la ecuación 4-59.

$$N_{Fr} = \frac{(V_{rel\_RC})^2 (\varepsilon_R)^2}{d_p g} \quad (4-59)$$

➤  $\Sigma$  se refiere a otras fuerzas contribuyentes, como son el rozamiento y la aceleración:

$$\Sigma = \frac{v_{p,RC}^2}{g H_{RC}} + \left( \frac{V_{rel\_RC}}{u_t} \right)^2 \quad (4-60)$$

donde  $u_t$  es la velocidad terminal de las partículas.

Por último, se establecen las ecuaciones para el cálculo del caudal ( $F_s$ ) y del flujo de sólidos ( $G_s$ ) que circulan por la cámara de reciclo.

$$F_s = A_{RC} \rho_p (1 - \varepsilon_{RC}) v_{p,RC} \quad (4-61)$$

$$G_s = \frac{F_s}{A_{ris}} \quad (4-62)$$

donde  $A_{ris}$  es el área del *riser*.

### 4.3.3 Condiciones de continuidad y relación de reparto en el loop seal

Adicionalmente, el modelo requiere de un sistema de ecuaciones que relacione los 3 componentes.

En primer lugar, es necesario establecer el caudal de agente fluidizante inyectado en el *loop seal* durante la operación del sistema,  $Q_{ls}$  con respecto al caudal en condiciones de mínima fluidización,  $Q_{mf}$  a través de las ecuaciones 4-63 y 4-64.

$$Q_{mf} = (A_{RC} + A_{SC}) u_{mf} \quad (4-63)$$

$$Q_{ls} = u_{ls} Q_{mf} \quad (4-64)$$

donde  $u_{ls}$  es el ratio de velocidad de fluidización total en el sello con respecto a la de mínima fluidización.

A continuación, se aplican condiciones de continuidad para el agente fluidizante alimentado introducido en cada cámara que configura el *loop seal* con las ecuaciones 4-30, 4-51 y 4-64.

$$Q_{ls} = Q_{SC} + Q_{RC} \quad (4-65)$$

Además, el sólido que desciende por el *downcomer* hacia la SC es el mismo que asciende por la RC para ser devuelto al *riser*, como muestra la ecuación 4-68, estableciéndose así la ecuación de continuidad entre partículas.

$$v_{p,RC} (1 - \varepsilon_{RC}) A_{RC} = v_{p,SC} (1 - \varepsilon_{SC}) A_{SC} = v_{p,dc} (1 - \varepsilon_{dc}) A_{dc} \quad (4-66)$$

Las pérdidas de carga de los 3 componentes modelados se relacionan a través de la presión efectiva de sellado, estableciéndose la ecuación 4-67:

$$\Delta P_{effect\_sell} = \Delta P_{dc} + \Delta P_{SC} = \Delta P_{RC} + \Delta P_{73} \quad (4-67)$$

Por último, para analizar la cantidad de agente fluidizante alimentado que asciende por el *downcomer* se define la relación de reparto en el *loop seal*,  $R_{ls}$  como la fracción de caudal de agente que circula por el *downcomer* en relación con el alimentado por el *loop seal*.

$$R_{ls} = \frac{Q_{sc}}{Q_{ls}} \quad (4-68)$$

De manera análoga al modelo del *riser* y del ciclón, es necesario incluir un apartado en el que se especifican las variables necesarias introducir manualmente para cerrar el sistema.

#### 4.3.4 Inputs del modelo

Las variables que permanecen constantes en todo momento se enumeran en la Tabla 4-3:

Tabla 4-3. Inputs que introducir para la resolución del submodelo del sistema de recirculación.

<b>Datos geométricos de la unidad</b>	Diámetro del <i>riser</i> , $D_{ris}$ [m]
	Diámetro del <i>downcomer</i> , $D_{dc}$ [m]
	Ancho de la cámara de suministro, $W_{sc}$ [m]
	Ancho de la cámara de recicló, $W_{rc}$ [m]
	Altura de la cámara de suministro, $H_{sc}$ [m]
	Altura del nivel de sólidos en la cámara de recicló, $H_{rc}$ [m]
<b>Propiedades físicas de los sólidos y del agente fluidizante</b>	Densidad del aire, $\rho_g$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]
	Viscosidad del aire, $\mu_g$ [ $\frac{kg}{m \cdot s}$ ]
	Diámetro de los sólidos, $d_p$ [m]
	Densidad de los sólidos, $\rho_p$ [ $\frac{kg}{m^3}$ ]
	Esfericidad de los sólidos, $\phi_s$
<b>Parámetros de operación</b>	Coefficiente de reparto en el <i>loop seal</i> , $\lambda_{ls}$
	Altura que alcanzan los sólidos en el <i>downcomer</i> , $H_{dc}$ [m]
	Perdida de carga total del sistema <i>loop seal</i> , $\Delta P_{73}$ [mbar]
	Número de fluidización en el <i>loop seal</i> , $NF_{ls}$
<b>Otros inputs</b>	Velocidad de mínima fluidización, $u_{mf}$ [ $\frac{m}{s}$ ]
	Porosidad en condiciones de mínima fluidización, $\varepsilon_{mf}$

	Velocidad terminal de las partículas, $u_t \left[ \frac{m}{s} \right]$
--	--

#### 4.4 Resultados del modelo del sistema de recirculación (*loop seal*)

Debido a la sensibilidad del modelo con respecto al coeficiente de fricción  $C_D$ , la convergencia de las simulaciones se ha visto comprometida y por consiguiente, el número y la calidad de los resultados es reducida. Por ejemplo, al representar el efecto del número de fluidización del *loop seal* frente al flujo de sólidos, se observa que cumple la tendencia esperada, sin embargo, los valores obtenidos carecen de sentido con respecto a los valores del inventario, pues el flujo de sólidos, como se vio en todos los resultados anteriores, muestra una tendencia ascendente con respecto a la cantidad total de sólidos que se introducen en el sistema.

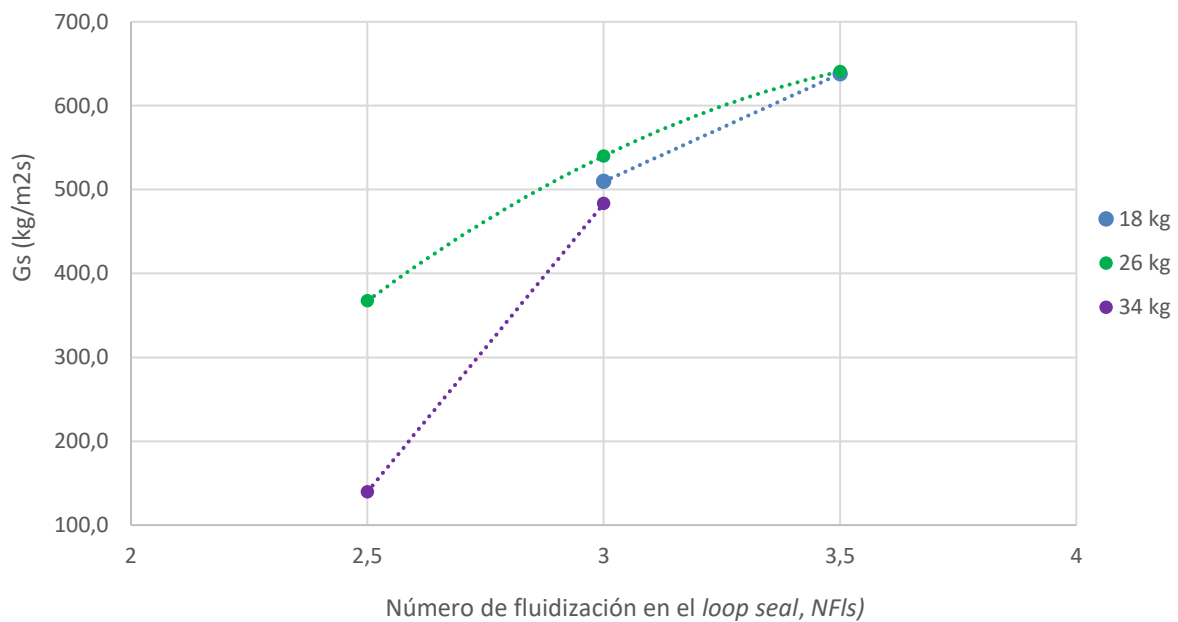


Figura 4-13. Variación del flujo de sólidos ( $G_s$ ) con la velocidad del *riser*  $u_{ris}$  y en inventario ( $W$ ) para los resultados del modelo ( $\lambda_{is}=0,5$ ;  $d_p=150 - 250 \mu m$ ).

#### 4.5 Resolución conjunta de ambos modelos

A la vista de los resultados obtenidos para el submodelo del sistema de recirculación de sólidos queda patente la imposibilidad de unirlos y resolverlos de manera conjunta. Sin embargo, a continuación, se detalla la metodología general que se debería de seguir para resolver un hipotético modelo en el que se tuvieran en cuenta los dos subsistemas y se aporta un esquema del procedimiento (Figura 4-14).

El modelo del *riser* permite calcular el flujo de sólidos que abandonan la unidad ( $G_{s,ris}$ ) y la pérdida de carga total de sistema planteado ( $AP_x$ ) mediante la cantidad de sólidos que hay en dicha región ( $W_{ris}$ ). Posteriormente, el modelo del sistema de recirculación de sólidos se resolvería teniendo en cuenta la cantidad de sólidos disponibles en esta región ( $W_{ls}$ ) (obtenido como diferencia de la total del CFB y la que hay en el *riser*) e imponiendo la pérdida de carga del sistema de recirculación ( $AP_x$ ) y la altura de sólidos en el *downcomer* ( $H_{dc}$ ). Como outputs se obtendría el flujo de sólidos ( $G_{s,ls}$ ) en el *loop seal* y la relación de reparto de aire en el *loop seal* ( $R_s$ ). El modelo se cierra al imponer dos condiciones: que las pérdidas de carga asumidas y los flujos de circulación sean iguales en ambos subsistemas. Con estas dos ecuaciones se resuelven las dos incógnitas supuestas: la pérdida de carga y la altura del *downcomer*.



En caso negativo, se deberá de plantear una nueva cantidad de sólidos en el *riser* y repetir el proceso propiamente explicado.

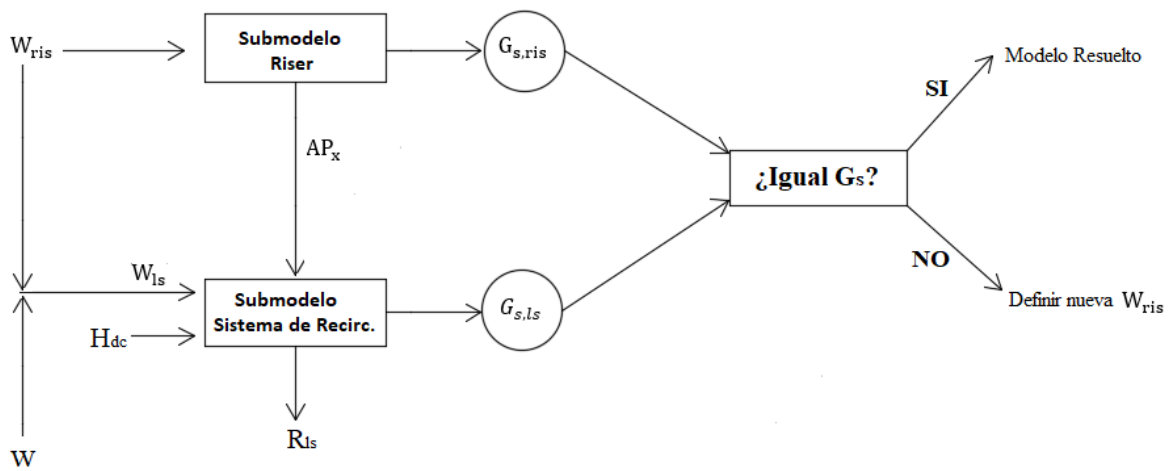


Figura 4-14. Diagrama de un hipotético modelo para estudiar la fluidodinámica en una unidad CFB.



# 5 CONCLUSIONES Y FUTUROS TRABAJOS

---

En el presente trabajo se ha estudiado la fluidodinámica de un lecho fluido circulante con énfasis en la medida de la circulación de sólidos en el *riser* (columna principal del CFB) y en el sistema de recirculación (*loop seal*). Se han realizado ensayos variando la velocidad en el *riser* y *loop seal*, así como la distribución de aire en el sello y el inventario de material. Se han llevado a cabo pruebas en una planta piloto experimental fría de 150 mm de diámetro interno del *riser* con sólidos de 200 micras, utilizando inventarios entre 18 a 34 kg, obteniéndose flujos de circulación en el *riser* en el rango de 10-40 kg/(m<sup>2</sup>s). Así mismo se ha desarrollado un modelo teórico de la unidad para ayudar a interpretar los resultados obtenidos. Se presta especial atención al impacto de la aireación en el *loop seal* y su papel como válvula no mecánica para el control de la circulación de sólidos.

Las principales conclusiones de los ensayos experimentales son:

- El incremento de la velocidad en el *riser* provoca un aumento en la circulación de sólidos y en la cantidad de material que llega al *loop seal* como consecuencia de un transporte más rápido de los mismos. Se produce una mayor pérdida de carga en la unidad que se compensa mediante la acumulación de sólidos en la columna encima de la cámara de suministro, es decir, en el *downcomer*.
- Al aumentar el caudal de aireación en el *loop seal*, la circulación de sólidos aumenta. En este modo de operación el *loop seal* es una auténtica válvula de control de la circulación de sólidos manipulando la aireación (válvula no mecánica). En éste régimen de operación la cámara de suministro y la columna de sólidos o *downcomer* circulan en el lecho móvil. A medida que se aumenta la aireación aumenta la velocidad relativa gas-sólido en el lecho móvil hasta alcanzar la de mínima fluidización, velocidad a partir de la cual se alcanza un valor máximo de la circulación de sólidos. Por tanto, a partir de que dicha cámara se fluidiza el *loop seal* se convierte en un sistema de recirculación puro, sin capacidad de control mediante la aireación. Un aumento de la aireación del *loop seal* hace que la fluidización en esta cámara se haga más vigorosa hasta producirse, en caso de ser muy alta la aireación, *slugging*, un régimen de flujo inestable no deseado.
- Al incrementar el inventario (sólido añadido inicialmente a la unidad) aumenta la circulación de los sólidos. Sin embargo, una vez que se produce la saturación del sello (se fluidiza la cámara de suministro) los sólidos que caen por el *downcomer* no son capaces de igualar el empuje del material que asciende por la cámara de suministro, se produce *slugging*.
- Cuando se modifica el coeficiente de reparto de aire en el *loop seal* (distribución de aire entre la cámara de suministro SC y la de recirculación RC) se observa que al inyectar todo el caudal volumétrico por la SC se incrementa más la velocidad relativa gas-sólido en dicha cámara que aireando por la RC y por tanto, para una misma aireación total, la circulación de sólidos es mayor. Este fenómeno es especialmente interesante puesto que permite operar con la máxima circulación de sólidos utilizando una misma aireación, lo cual es un requerimiento en muchos procesos industriales como gasificadores y calderas de lecho fluido circulante y duales.

Con respecto a los modelos elaborados fue posible simular razonablemente el *riser*, produciendo predicciones que siguen la tendencia de los resultados obtenidos experimentalmente. El modelo del *loop seal*, sin embargo, adolece de una apropiada correlación para el coeficiente de fricción y da resultados cualitativamente razonables, pero cuantitativamente alejados de los medidos. En cualquier caso, la formulación del sistema completo se ha realizado con éxito y el modelo está preparado para su validación una vez se realicen ciertos progresos que a continuación se resumen.

Como futuros trabajos a desarrollar sería interesante acondicionar la unidad experimental para poder realizar ensayos con una granulometría menor a la estudiadas y comparar los resultados con los obtenidos en el presente trabajo para conocer la influencia del tamaño de partícula.

Por otro lado, se debe trabajar en el submodelo del sistema de recirculación para solucionar los problemas a la hora de realizar las simulaciones y entender mejor el efecto de la velocidad relativa gas-sólidos en ambas cámaras y conocer cómo se distribuye el aire en el interior del sello.



# 6 NOMENCLATURA

---

$A$ : Área ( $m^2$ )

$Ar$ : Número de Arquímedes

$a$ : Constante de decaimiento ( $m^{-1}$ )

$C_D$ : Coeficiente de fricción

$c_l$ : Constante para calcular  $a$  ( $m^{-1}$ )

$D$ : Diámetro (m)

$d_p$ : Tamaño de la partícula (m)

$E_\infty$ : Constante de elutriación ( $kg/m^2s$ )

$F_{esc}$ : Número de fotogramas para que el lecho ascienda 1 cm

$F_{total}$ : Número total de fotogramas totales de la grabación

$F_s$ : Flujo másico ( $kg/s$ )

$G_s$ : Flujo másico por unidad de área ( $kg/m^2s$ )

$g$ : Aceleración de la gravedad ( $9.8 m/s^2$ )

$H$ : Altura (m)

$h$ : Altura (m)

$M$ : Masa (kg)

$NF$ : Número de fluidización en el *loop seal* con respecto a la mínima fluidización

$N_{FR}$ : Número de Froude

$Q$ : Caudal volumétrico ( $m^3/s$ )

$R$ : Relación de reparto de caudal de aire

$Re$ : Número de Reynolds

$u$ : Velocidad superficial (m/s)

$v$  : Velocidad real (m/s)

$V_{rel}$ : Velocidad relativa gas-sólido (m/s)

### Letras Griegas

$\Delta P$ : Pérdida de carga (mbar)

$\lambda$ : Coeficiente de reparto de aire

$\varepsilon$ : Porosidad

$\mu$ : Viscosidad (kg/ms)

$\rho$ : Densidad (kg/m<sup>3</sup>)

$\phi$ : Esfericidad de la partícula

$\Sigma$ : otras fuerzas

### Subíndices

*b*: Burbuja

*critc*: crítica

*bb*: *Bottom bed* o Zona densa

*dc*: *Downcomer*

*efecto\_sell*: efectiva de sellado

*fb*: *Freeboard*

*g*: Gas

*ls*: *Loop seal*

*mf*: Mínima fluidización

*p*: Partícula

RC: Cámara de Reciclo

*ris*: *Riser*

*s*: Sólido

SC: Cámara de suministro

*t*: Terminal

*TDH*: Zona de separación en la *freeboard*

# 7 REFERENCIAS

---

- ABB: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: <https://new.abb.com/products/3GAA131023-ADC/m3aa-132sa-2>
- Armatsombat, A., & Chinsuwan, A. (2018, July). An Investigation of Characteristics of a Loop Seal with and without Side Aeration. In 2018 2nd International Conference on Engineering Innovation (ICEI) (pp. 117-120). IEEE.
- Basu, P., 2006. Combustion and Gasification in Fluidized Beds. EE.UU : Taylor & Francis.
- Basu, P., & Cheng, L. (2000). An analysis of loop seal operations in a circulating fluidized bed. Chemical Engineering Research and Design, 78(7), 991-998.
- Canon: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: <https://www.canon.es/cameras/eos-4000d/specifications/>
- Colakyan, M., Levenspiel, O., 1984. Elutriation of fluidized beds. Powder Technology, 38, 223–232.
- Elektor: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: <https://www.elektor.de/es/product/SD6>
- Geldart, D., Abrahamsen, A.R., 1978. Homogeneous fluidization of fine powders using various gases and pressures. Powder Technology, 19, 133-136.
- Gómez-Barea, A., Leckner B., 2010. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. Progress in Energy and Combustion Science, 36, 444-509.
- Haider A., Levenspiel O., 1989. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. Powder Technology, 70, 58-63.
- Hai-guang, L., Zeng-wu, Z., Zhong-yi, Y., Bao-wei, L., & Wen-fei, W. (2011, January). Experimental investigation of the loop seal operation status and its judgment in circulating fluidized bed. In 2011 Third International Conference on Measuring Technology and Mechatronics Automation (Vol. 2, pp. 112-115). IEEE.
- Johnsson, F., Andersson, S., Leckner, B., 1991. Expansion of a freely bubbling fluidized bed. Powder Technology, 68, 117–123.

- Johnsson, F., Leckner, B., 1995. Vertical distribution of solids in a CFB-Furnace. 13th International conference on fluidized bed combustion (671–679). New York, USA: ASME.
- Kim, Y. T., Song, B. H., & Kim, S. D. (1997). Entrainment of solids in an internally circulating fluidized bed with draft tube. *Chemical Engineering Journal*, 66(2), 105-110.
- Kimo: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: <http://www.kimocanada.com/Anglais/pdf/Capteurs-Transmetteurs%202013/FT%20transmitter%20CP114-115.pdf>
- Knowlton, T. M., Grace, J. R., & Avidan, A. A. (Eds.). (1997). *Circulating fluidized beds*. Blackie Academic & Professional
- Koornneef, J., Junginger, M., & Faaij, A. (2007). Development of fluidized bed combustion—An overview of trends, performance and cost. *Progress in energy and combustion science*, 33(1), 19-55.
- Kunii, D., & Levenspiel, O. 1991, *Fluidization Engineering*.
- Li, C., Li, H., & Zhu, Q. (2014). A hydrodynamic model of loop-seal for a circulating fluidized bed. *Powder technology*, 252, 14-19.
- Li, C., Zou, Z., Li, H., & Zhu, Q. (2018). A hydrodynamic model of loop seal with a fluidized standpipe for a circulating fluidized bed. *Particuology*, 36, 50-58.
- Löffler, G, Kaiser, S, Bosch, K., & Hofbauer, H., 2003. Hydrodynamics of a dual fluidized-bed gasifier. Part I: simulation of a riser with gas injection and diffuser. *Chemical Engineering Science*, 58, 4197-4213.
- NXP: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: <https://docs.rs-online.com/6cc7/0900766b80ef40f3.pdf>
- Pallares D, Johnsson F., 2006. Macroscopic modelling of fluid dynamics in large-scale circulating fluidized beds. *Prog Energy Combust Sci* 32:539–69.
- Pico Technology: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: <https://www.picotech.com/download/datasheets/tc-08-thermocouple-data-logger-data-sheet-es.pdf>
- Prieto, I. (2004). *Centrales térmicas. Sistemas de combustión de lecho fluido*.



- 
- Prodeal: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en:  
[http://www.prodeal.com/es/shop/by\\_airflow/sku-1131600#dataSheet](http://www.prodeal.com/es/shop/by_airflow/sku-1131600#dataSheet)  
[http://www.prodeal.com/shop/web\\_air\\_flow\\_transmitters/sku-1250170#dataSheet](http://www.prodeal.com/shop/web_air_flow_transmitters/sku-1250170#dataSheet)
  - Rhodes, M. J. (Ed.). (2008). Introduction to particle technology. John Wiley & Sons.
  - Rhodes, M. J., & Geldart, D. (1987). A model for the circulating fluidized bed. *Powder Technology*, 53(3), 155-162.
  - Toomey, R. D., & Johnstone, H. F. (1952). *Chemical Engineering Progress*. Volume, 48, 220.
  - Weinstein, H., Meller, M., Shao, M. J., & Parisi, R. J. (1984). The Effect of Particle Density on Holdup in a Fast Fluidized Bed. In *AIChE Symp. Ser* (Vol. 80, p. 52).
  - Yang, W., 2003. *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, CRC Press.
  - Yokogawa: [en línea] [Fecha de consulta: 2019]. Disponible en: [https://web-material3.yokogawa.com/GS01C21F01-00EN\\_024.pdf?\\_ga=2.145622386.796214134.1574680846-6237930.1574680846](https://web-material3.yokogawa.com/GS01C21F01-00EN_024.pdf?_ga=2.145622386.796214134.1574680846-6237930.1574680846)
  - Zhu, Q. (2013). *Developments in circulating fluidized bed combustion*. London: IEA Clean Coal Centre.



## 8 ANEXOS

---

En el presente apartado se muestra en primer lugar las Tabla 8-1 a Tabla 8-8, donde se recogen los valores de las presiones registradas durante los ensayos, para cada una de las condiciones estudiadas y la Tabla 8-9 donde se distinguen las cota de los diferentes puntos en los que se mide la presión a lo largo de la unidad..

En las Tabla 8-10 a Tabla 8-14 se muestran los flujos de sólidos ( $G_s$ ) calculados, la altura del nivel alcanzado por los sólidos ( $H_{dc}$ ) en el *downcomer* (con respecto a la parte superior de la SC), Además, también se muestra la velocidad del agente fluidizante aportado por el ventilador primario ( $u_{0,bb}$ ) y la contribución ( en tanto por 1) de dicho ventilador con respecto al total ( $\lambda_r$ ) para conseguir el caudal volumétrico asociados a las velocidades a estudiar en el *riser*.

Las Figura 8-1 a Figura 8-4 representan algunos ejemplos de los diagramas de loop de presiones calculados para cada uno de los ensayos realizados, para comprobar que en todo momento se estaban realizando las lecturas correctas de presión.

Para mostrar cómo se confirmaba la validez de las  $G_s$  calculadas, la Figura 8-5 muestra los valores obtenidos del flujo de sólidos para aquellos ensayos que se llevaron a cabo en las mismas condiciones, es decir, para comprobar la repetitividad con un inventario de 26 kg, en los que se realizaron pruebas de repetitividad.

Por último, en las Tabla 8-15 a Tabla 8-20 se presentan los resultados obtenidos para las simulaciones del submodelo del *riser*, mostrando tanto los valores de los inputs como de los outputs para cada ensayo.

Tabla 8-1. Presiones para los ensayos con un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{is}$ ) 0,5.

$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	PRESIONES EN CADA PUNTO (mbar)																			
		0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
3,5	1,5	30,79	31,06	29,90	30,16	30,74	29,67	27,19	24,90	18,67	16,27	15,16	3,60	5,08	8,49	39,63	46,94	64,05	56,33	40,08	32,99
	2,0	34,22	34,15	33,01	33,07	33,38	31,92	29,08	26,40	19,57	17,09	16,11	3,57	5,33	8,79	33,84	43,45	64,63	58,46	41,91	34,56
	2,5	35,75	35,35	34,38	34,26	34,30	32,72	29,45	26,69	19,48	17,24	16,22	3,52	5,37	8,96	33,77	43,87	65,95	59,38	43,77	36,67
	3,0	36,43	36,25	34,80	36,12	34,65	33,77	30,45	27,41	19,91	17,60	16,68	4,78	6,65	9,85	33,87	44,11	65,63	58,98	44,10	37,52
	3,5	37,31	37,02	35,59	36,79	35,36	34,27	30,83	27,73	20,26	18,06	16,84	4,84	6,72	10,01	34,87	44,83	66,31	59,54	44,87	38,98
4,0	1,5	32,81	33,17	32,59	33,01	33,34	32,17	29,95	27,89	21,15	18,86	17,37	4,62	6,29	9,93	43,13	49,33	66,28	57,66	41,75	34,70
	2,0	36,78	36,97	36,12	36,55	36,65	35,37	32,80	30,33	22,77	20,13	18,77	4,69	6,39	10,38	38,97	47,53	69,78	62,54	45,94	38,68
	2,5	38,69	38,59	37,84	38,12	38,22	36,84	34,07	31,25	23,58	20,87	19,69	4,85	6,64	10,79	37,85	47,43	70,71	63,71	48,00	40,81
	3,0	40,95	40,71	39,91	40,33	40,23	38,87	35,72	32,75	24,75	22,24	20,68	6,14	8,11	11,51	39,27	49,10	71,75	64,59	49,71	43,38
	3,5	41,52	41,28	40,73	40,93	40,83	39,45	36,24	33,29	25,17	22,56	20,83	6,10	8,21	11,53	40,42	50,19	72,83	65,55	51,05	44,56
4,5	1,5	36,83	37,24	36,95	37,68	37,49	36,65	34,50	32,87	25,82	23,37	21,88	6,35	8,25	12,22	49,15	55,40	72,66	63,58	47,80	40,59
	2,0	40,93	41,07	40,53	41,22	40,95	39,85	37,18	34,97	27,24	24,43	22,92	6,45	8,40	12,72	42,76	52,04	74,93	67,51	51,06	43,66
	2,5	43,86	43,82	43,27	43,86	43,63	42,24	39,31	36,85	28,47	25,59	23,88	6,89	8,85	13,26	43,68	53,41	77,37	69,83	54,32	47,08
	3,0	43,71	43,63	42,53	43,72	43,19	41,59	38,46	36,07	28,17	25,35	23,42	7,53	9,53	13,12	42,52	52,03	75,31	67,82	53,00	46,30
	3,5	44,65	44,70	43,47	45,05	44,08	42,69	39,42	36,70	28,83	25,68	24,00	7,78	9,80	13,55	44,41	53,01	76,48	68,89	54,39	48,26
5,0	1,5	42,06	42,44	41,55	42,51	41,78	41,31	38,99	36,91	30,18	27,58	25,94	8,60	10,33	15,48	50,73	57,52	76,62	66,83	51,16	43,34
	2,0	46,29	46,14	45,05	45,75	45,14	44,10	41,03	38,65	32,09	29,38	27,82	8,88	10,71	16,52	46,21	55,29	79,27	71,43	55,51	47,57
	2,5	48,29	48,15	47,20	47,73	47,25	46,08	42,80	40,25	33,07	30,22	28,57	9,22	11,12	17,18	47,64	57,64	81,85	73,80	58,98	50,82

Tabla 8-2. Presiones para los ensayos con un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_s$ ) de 0 y 1.

$\lambda_s$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
			0	1	1,1	1,2	1,3 <sup>1</sup>	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
0	3,5	1,5	28,08	28,65	27,71	29,34	-	27,72	25,58	23,85	18,19	16,24	15,28	5,09	6,80	9,80	38,94	44,20	57,25	51,18	34,86	28,33
		2,5	32,05	32,49	31,43	32,87	-	30,90	28,25	25,81	19,20	17,06	16,18	5,27	7,03	9,97	37,09	44,00	60,27	54,30	39,55	33,97
		3,5	33,95	34,14	33,17	34,50	-	32,35	29,43	26,81	19,97	17,79	16,90	5,34	7,21	10,36	37,45	44,95	62,61	56,54	42,52	38,08
	4,5	1,5	33,32	33,89	33,36	34,88	-	33,43	31,60	29,63	23,82	21,75	20,54	7,42	9,26	12,36	46,21	50,45	63,45	56,93	40,60	33,80
		2,5	38,46	38,61	38,02	39,31	-	37,42	34,90	32,39	25,66	23,30	21,73	7,62	9,55	12,81	44,73	51,11	67,72	61,28	46,64	40,98
		3,5	40,96	41,19	40,36	41,76	-	39,72	36,94	34,31	27,49	24,99	23,44	7,99	10,00	13,39	46,02	53,10	71,45	64,58	50,69	46,19
1	3,5	1,5	32,32	32,47	30,90	32,28	-	30,70	28,22	25,99	19,72	17,82	16,72	5,52	6,96	10,61	34,74	44,24	64,42	54,31	38,50	31,93
		2,5	33,50	33,61	32,10	33,54	-	31,93	29,16	26,74	19,88	17,81	16,86	5,63	7,05	11,37	34,25	44,63	66,02	56,79	41,16	34,07
	4,5	1,5	38,40	38,68	37,76	39,26	-	37,77	35,67	33,48	26,20	23,86	22,05	7,69	9,41	13,24	41,27	50,31	71,96	61,59	46,00	38,55
		2,5	40,69	40,67	39,59	41,09	-	39,45	36,87	34,58	27,07	24,58	22,87	7,81	9,54	13,97	41,83	52,57	74,71	65,07	49,75	42,18

<sup>1</sup> A diferencia de la Tabla 8-1 la presión en el punto 1,3 no se representa. Esto se debe a que el medidor asociado a ese punto sufrió una descalibración en el comienzo de estos ensayos y los resultados que se obtenían no eran representativos.

Tabla 8-3. Presiones para los ensayos con un inventario de 26 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{ds}$ ) 0,5.

$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
		0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
3,5	1,5	62,30	57,83	52,05	51,22	48,61	43,97	35,39	32,14	23,21	20,31	19,04	5,11	7,11	11,41	60,77	70,69	92,03	82,36	67,30	59,26
	2,0	65,77	59,59	54,91	53,63	51,05	46,11	35,23	31,79	23,09	20,47	18,96	5,18	7,20	11,50	58,58	69,90	94,67	84,88	70,16	61,92
	2,5	66,39	60,70	56,21	54,26	52,98	47,25	33,46	30,04	22,03	19,81	18,86	5,88	8,15	11,69	59,12	69,09	94,59	84,49	70,87	62,42
	3,0	67,83	61,59	58,09	56,17	54,27	48,15	33,79	30,90	22,38	20,35	18,90	6,02	8,32	12,15	61,66	70,98	96,45	84,53	72,83	67,83
	3,5	67,81	63,47	59,75	58,43	55,96	50,12	36,12	32,46	23,86	21,37	20,20	6,14	8,62	13,63	62,96	72,95	98,30	88,00	74,56	67,78
4,0	1,5	64,90	60,67	56,40	56,94	54,41	52,60	46,93	42,57	31,23	27,50	25,29	6,26	8,36	13,65	69,84	77,76	98,78	87,41	72,56	63,18
	2,0	69,70	65,47	60,64	59,82	56,61	54,23	46,76	42,75	31,44	27,73	25,60	6,27	8,37	14,34	66,21	76,81	101,98	91,67	76,96	67,76
	2,5	71,12	66,47	62,84	61,84	60,35	55,33	47,56	43,43	32,22	28,81	26,85	7,23	9,70	14,64	68,06	78,29	104,36	93,31	79,52	71,07
	3,0	72,65	68,76	64,65	63,91	62,65	56,83	48,94	44,38	32,83	29,33	27,19	7,35	9,91	16,53	70,93	80,78	107,40	96,26	82,94	74,47
	3,5	74,66	71,15	67,03	65,63	63,83	58,08	49,77	45,12	33,41	29,82	27,90	7,50	10,05	18,69	73,25	82,73	109,56	98,29	85,64	76,63
4,5	1,5	67,24	63,60	61,10	61,88	61,31	59,04	54,74	51,21	38,89	34,29	30,97	7,48	9,81	16,17	78,93	84,70	105,59	92,39	77,62	68,00
	2,0	72,68	68,29	64,94	65,86	65,42	62,58	57,90	53,68	40,54	35,85	32,22	7,83	10,22	17,33	75,18	83,61	110,07	98,44	83,70	73,58
5,0	1,5	68,61	66,61	64,49	65,78	65,69	63,25	59,41	56,35	44,55	39,50	35,58	9,16	11,58	18,47	85,42	90,40	110,81	96,90	82,49	72,28
	2,0	73,97	70,62	67,72	68,71	68,74	65,89	61,33	57,79	45,54	40,41	36,42	9,48	11,91	18,57	80,70	88,61	114,74	102,11	87,49	77,73

Tabla 8-4. Presiones para los ensayos con un inventario de 26 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{Is}$ ) de 0 y 1.

$\lambda_{Is}$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{Is}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
			0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
0	3,5	1,5	55,25	50,74	45,85	45,17	42,99	38,69	33,18	29,82	21,54	19,41	18,06	5,53	7,80	11,52	62,83	67,23	83,18	74,98	59,60	51,34
		2,5	61,07	56,65	52,49	50,78	49,01	43,63	36,05	32,46	23,60	21,07	19,99	5,71	8,04	11,97	64,75	70,53	89,48	80,77	67,01	59,88
		3,5	63,89	59,08	54,76	53,78	51,94	46,66	39,36	35,52	26,04	23,18	21,61	5,98	8,38	12,25	67,17	74,02	94,52	85,19	72,09	65,56
	4,5	1,5	61,76	60,23	58,72	59,61	59,39	56,37	52,14	48,42	36,93	32,91	30,33	8,60	10,99	15,94	74,78	78,98	95,91	85,96	71,28	61,86
		2,5	68,96	65,50	63,74	64,32	64,35	61,09	56,43	52,53	40,15	35,54	32,77	8,98	11,37	16,53	78,13	84,03	103,83	93,13	80,44	72,43
		3,5	70,88	67,72	65,89	66,86	66,67	63,06	58,44	54,64	41,98	37,20	33,92	9,18	11,62	16,74	82,41	88,61	110,76	99,12	86,62	79,36
1	3,5	1,5	60,43	55,35	50,97	49,54	47,99	42,46	28,15	25,05	18,52	16,66	15,53	5,60	7,73	11,16	56,87	66,73	92,38	79,65	63,65	55,52
		2,5	63,08	57,64	52,61	51,74	49,52	44,19	31,75	27,98	21,02	18,62	17,83	5,91	8,28	13,13	64,24	72,89	98,62	87,17	73,60	66,92
	4,5	1,5	68,38	64,19	62,54	63,46	63,29	59,58	54,90	50,84	39,23	34,95	31,96	8,82	11,28	16,29	73,64	82,15	108,16	92,33	77,08	66,88

Tabla 8-5. Presiones de los ensayos para confirmar la repetitividad de los resultados para un inventario de 26 kg y coeficiente de reparto ( $\lambda_{is}$ ) de 0, 0,5 y 1

$\lambda_{is}$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
			0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
0	3,5	1,5	54,12	50,32	46,54	45,41	43,66	38,12	31,22	27,57	20,32	18,17	17,40	6,16	8,61	11,74	61,40	66,38	82,84	74,22	59,49	51,52
	4,5	2,5	67,63	64,42	62,88	63,21	63,40	59,94	55,10	51,35	39,34	35,05	32,10	9,10	11,74	16,58	76,94	82,50	101,87	91,36	78,68	70,29
0,5	3,5	3,5	62,66	57,93	53,43	51,64	49,92	44,43	33,27	29,74	22,09	19,76	18,73	6,11	8,64	12,28	56,13	66,13	91,72	81,55	67,58	59,07
	4,0	1,5	71,11	66,45	62,35	61,16	60,25	55,01	47,05	42,69	31,94	28,83	26,70	7,58	10,24	15,49	68,63	78,21	104,42	93,34	80,16	71,54
	4,5	2,5	67,42	63,66	61,86	62,60	62,12	59,29	54,59	50,84	39,18	35,06	32,08	8,89	11,43	16,97	74,15	80,84	103,23	90,69	76,27	66,68
		3,5	73,29	68,92	65,22	65,52	65,35	61,84	56,42	52,43	40,35	35,88	32,92	9,00	11,63	17,74	71,70	81,37	108,27	96,65	82,29	72,49
	5,0	1,5	75,21	71,90	69,36	70,02	70,22	67,33	62,87	59,43	47,75	42,73	38,47	10,65	13,24	19,72	79,78	87,92	114,46	102,50	88,16	78,15
1	3,5	2,5	62,53	56,55	53,39	51,04	50,70	44,18	33,35	29,89	22,22	20,09	19,12	6,47	9,00	12,62	60,92	70,72	95,64	84,38	70,01	60,90



Tabla 8-6. Presiones para los ensayos con un inventario de 34 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_s$ ) 0,5.

$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
		0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
3,5	1,5	93,47	89,36	84,17	81,72	79,46	72,05	41,59	32,62	24,59	23,00	18,64	6,60	8,62	12,06	89,45	106,18	113,85	112,69	94,18	87,16
	2,0	97,99	90,65	86,32	85,14	82,48	74,39	44,62	32,40	24,07	22,25	18,71	6,52	8,55	15,58	90,23	108,80	116,23	117,08	97,78	91,60
	2,5	101,03	93,77	88,77	86,65	84,69	77,61	47,96	35,12	26,13	24,21	20,28	6,86	8,87	23,40	93,28	110,96	120,10	120,15	101,35	95,63
	3,0	103,33	98,06	92,36	90,24	87,57	81,29	51,39	38,10	28,58	26,49	22,42	7,23	9,39	41,18	97,72	116,24	125,74	124,04	106,13	100,72
4,0	1,5	98,01	92,02	87,58	85,97	83,63	77,04	50,96	44,62	34,31	32,02	27,29	8,05	10,04	21,27	96,95	113,34	120,25	118,28	99,71	91,16
	2,0	102,59	97,80	92,67	91,47	88,90	81,88	54,06	46,65	36,27	33,21	29,10	8,39	10,44	27,05	97,56	116,34	124,78	124,36	105,92	97,22
4,5	1,5	99,99	95,92	91,32	89,36	87,07	81,42	61,87	57,53	43,94	40,14	34,00	9,88	12,10	33,73	106,24	121,12	127,93	125,32	106,79	98,29
	2,0	104,39	99,04	94,37	92,60	91,06	84,53	61,65	54,70	41,16	35,89	33,12	9,33	11,32	37,63	102,78	122,61	131,18	130,65	110,24	104,24
5,0	1,5	105,32	99,80	94,42	93,39	90,92	85,34	72,15	67,96	52,95	46,76	39,31	11,72	13,76	41,87	116,42	129,51	136,77	132,40	113,49	104,44

Tabla 8-7. Presiones para los ensayos con un inventario de 34 kg y coeficientes de reparto ( $\lambda_{Is}$ ) de 0 y 1.

$\lambda_{Is}$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{Is}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
			0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
0	3,5	1,5	89,05	82,85	78,28	77,04	74,12	67,10	38,68	33,00	25,42	23,53	19,60	6,99	9,01	14,47	93,78	102,27	107,08	107,71	89,43	86,69
		2,5	93,70	89,17	83,85	83,12	79,39	71,98	43,54	33,85	25,59	23,59	19,44	6,87	8,89	12,88	94,10	105,96	111,93	112,17	94,21	94,06
		3,5	95,73	90,49	85,41	84,15	81,02	74,12	43,04	33,56	25,31	23,32	19,50	6,88	8,95	13,94	93,58	107,26	113,80	115,25	97,44	97,92
	4,5	1,5	94,33	89,05	84,39	83,26	81,18	75,28	59,71	56,19	43,20	39,52	33,60	10,07	12,24	32,76	107,04	114,51	118,63	118,82	98,70	95,75
		2,5	102,72	98,12	93,24	91,80	89,28	83,54	64,99	60,13	45,93	41,60	35,21	10,39	12,64	38,87	114,48	127,53	132,71	133,26	115,94	114,70
		3,5	102,55	98,02	93,18	91,88	89,38	83,56	65,24	60,55	46,34	41,84	35,32	10,45	12,69	40,21	115,12	128,34	133,71	133,76	117,14	115,43
1	3,5	1,5	96,63	92,19	87,33	86,59	82,96	78,70	59,91	55,74	43,45	39,53	33,93	10,30	12,46	39,38	104,96	119,14	126,98	121,42	103,37	100,25
	4,5	1,5	99,80	95,21	89,33	88,46	84,70	79,82	60,73	55,55	42,71	39,03	33,34	9,97	12,15	38,61	104,71	122,18	129,42	124,47	104,74	101,07

Tabla 8-8. Presiones de los ensayos para confirmar la repetitividad de los resultados para un inventario de 34 kg y coeficiente de reparto ( $\lambda_s$ ) de 0 y 0,5.

$\lambda_s$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	PRESIÓN EN CADA PUNTO (mbar)																			
			0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
0	3,5	1,5	88,94	83,08	77,77	76,66	71,81	66,99	36,37	30,04	21,95	20,83	17,16	6,79	8,88	11,47	92,11	101,12	105,99	108,10	88,51	85,76
	4,5	2,5	100,52	95,31	92,00	89,97	85,68	82,44	61,82	58,14	45,00	40,45	34,41	10,28	12,60	29,65	110,28	120,76	126,54	127,30	108,61	107,03
0,5	3,5	1,5	101,91	98,07	91,65	89,95	85,30	79,23	48,84	34,32	26,43	24,40	20,38	7,08	9,01	25,66	93,69	113,10	121,04	121,21	102,05	98,05
	4,0	2,0	102,22	96,61	91,01	90,10	85,31	81,22	53,22	43,21	32,65	30,44	26,48	8,26	10,46	22,33	95,77	115,06	122,03	122,16	102,71	98,23
	4,5	1,5	100,40	95,41	90,48	88,93	84,45	81,06	61,59	57,27	43,00	39,36	33,48	10,15	12,47	31,67	105,64	119,84	126,35	124,65	105,10	99,31

Tabla 8-9. Puntos en los que se mide la presión en el lecho fluido circulante.

Punto	0	1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,7	1,8	1,9	2	3	3,1	4	4,3	4,4	5	6	6,2	7
Cota (m)	0,1	0,17	0,21	0,26	0,3	0,47	0,87	1,53	3,09	4,11	5,01	5,45	4,7	4,2	1,29	0,58	0,51	0,38	0,38	0,51	0,58

Tabla 8-10. Valores del flujo de sólidos ( $G_s$ ) y otros parámetros para un inventario de 18 kg.

$\lambda_{1s}$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	$G_s$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$H_{dc}$ (m)	$\lambda_r$	$u_{0,bb}$ (m/s)	
0	3,5	1,5	13,11	0,28	0,28	2,53	
		2,5	18,31	0,23	0,29	2,49	
		3,5	20,24	0,21	0,30	2,45	
	4,5	1,5	14,73	0,31	0,45	2,48	
		2,5	19,50	0,27	0,46	2,43	
		3,5	20,52	0,26	0,47	2,40	
0,5	3,5	1,5	17,75	0,23	0,27	2,52	
		2,0	20,36	0,18	0,28	2,52	
		2,5	21,95	0,19	0,28	2,48	
		3,0	22,01	0,17	0,29	2,45	
		3,5	22,07	0,17	0,30	2,44	
		1,5	19,04	0,27	0,37	2,52	
	4,0	2,0	21,58	0,22	0,38	2,48	
		2,5	23,05	0,20	0,38	2,44	
		3,0	23,52	0,19	0,41	2,39	
		3,5	23,67	0,20	0,40	2,41	
		4,5	1,5	20,25	0,29	0,46	2,45
			2,0	22,91	0,23	0,46	2,42
	2,5		24,01	0,20	0,47	2,38	
	3,0		24,48	0,20	0,47	2,38	
	3,5		24,17	0,21	0,48	2,36	
	5,0	1,5	21,10	0,29	0,52	2,43	
		2,0	23,76	0,23	0,53	2,36	
		2,5	24,95	0,22	0,53	2,33	
1	3,5	1,5	21,44	0,17	0,28	2,51	
		2,5	27,67	0,16	0,29	2,47	
	4,5	1,5	26,37	0,21	0,46	2,45	
		2,5	31,24	0,20	0,46	2,42	

Tabla 8-11. Valores del flujo de sólidos ( $G_s$ ) y otros parámetros para un inventario de 26 kg.

$\lambda_s$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	$G_s$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$H_{dc}$ (m)	$\lambda_r$	$u_{0,bb}$ (m/s)
0	3,5	1,5	16,28	0,45	0,36	2,18
		2,5	20,09	0,42	0,38	2,14
		3,5	22,47	0,44	0,40	2,11
	4,5	1,5	19,22	0,56	0,53	2,13
		2,5	23,47	0,53	0,55	2,04
		3,5	25,86	0,54	0,55	2,02
0,5	3,5	1,5	18,05	0,38	0,39	2,14
		2,0	22,06	0,36	0,40	2,12
		2,5	25,52	0,35	0,40	2,09
		3,0	26,02	0,37	0,41	2,06
		3,5	25,70	0,38	0,42	2,06
	4,0	1,5	21,11	0,45	0,47	2,08
		2,0	25,69	0,41	0,48	2,06
		2,5	28,56	0,39	0,49	2,04
		3,0	29,79	0,40	0,50	2,01
		3,5	30,52	0,41	0,50	1,99
	4,5	1,5	24,47	0,54	0,54	2,08
		2,0	29,15	0,48	0,55	2,03
		1,5	28,14	0,58	0,59	2,03
		2,0	32,39	0,53	0,60	2,00
1	3,5	1,5	24,03	0,35	0,39	2,13
		2,5	32,08	0,34	0,40	2,11
	4,5	1,5	27,07	0,51	0,54	2,05

Tabla 8-12. Resultados de los ensayos realizados para confirmar la repetitividad con 26 kg.

$\lambda_{is}$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	$G_s$ (kg/m <sub>2</sub> s)	$H_{dc}$ (m)	$\lambda_r$	$u_{0,bb}$ (m/s)
0	3,5	1,5	16,04	0,42	0,38	2,17
	4,5	2,5	22,35	0,52	0,55	2,04
0,5	3,5	2	22,76	0,36	0,40	2,11
	4,0	2,5	28,94	0,40	0,50	2,02
	4,5	1,5	24,59	0,50	0,54	2,06
		2	30,26	0,47	0,56	2,00
5,0	2	33,63	0,52	0,61	1,97	
1	3,5	2,5	30,35	0,37	0,40	2,10

Tabla 8-13. Valores del flujo de sólidos ( $G_s$ ) y otros parámetros para un inventario de 34 kg.

$\lambda_{is}$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	$G_s$ (kg/m <sub>2</sub> s)	$H_{dc}$ (m)	$\lambda_r$	$u_{0,bb}$ (m/s)
0	3,5	1,5	19,63	0,70	0,49	1,82
		2,5	23,56	0,67	0,48	1,80
		3,5	26,36	0,70	0,48	1,78
	4,5	1,5	23,82	0,83	0,60	1,79
		2,5	28,38	0,76	0,62	1,71
		3,5	30,50	0,83	0,62	1,70
0,5	3,5	1,5	22,48	0,66	0,49	1,76
		2	25,91	0,65	0,50	1,77
		2,5	29,49	0,64	0,50	1,73
		3	30,90	0,65	0,52	1,70
	4,0	1,5	26,54	0,73	0,56	1,76
		2	31,35	0,74	0,58	1,69
	4,5	1,5	30,14	0,76	0,61	1,73
		2	35,79	0,81	0,62	1,70
5,0	1,5	34,96	0,82	0,66	1,74	
1	3,5	1,5	26,02	0,66	0,62	1,74
	4,5	1,5	32,17	0,86	0,61	1,73

Tabla 8-14. Resultados de los ensayos realizados para confirmar la repetitividad con 34 kg.

$\lambda_s$	$u_{ris}$ (m/s)	$u_{ls}$ (m/s)	$G_s$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$H_{dc}$ (m)	$\lambda_r$	$u_{0,bb}$ (m/s)
0	3,5	1,5	29,56	0,64	0,51	1,72
	4,5	2,5	31,10	0,74	0,56	1,73
0,5	3,5	2,5	33,89	0,80	0,62	1,72
	4,0	2,0	20,77	0,68	0,48	1,84
	4,5	1,5	28,53	0,76	0,62	1,70

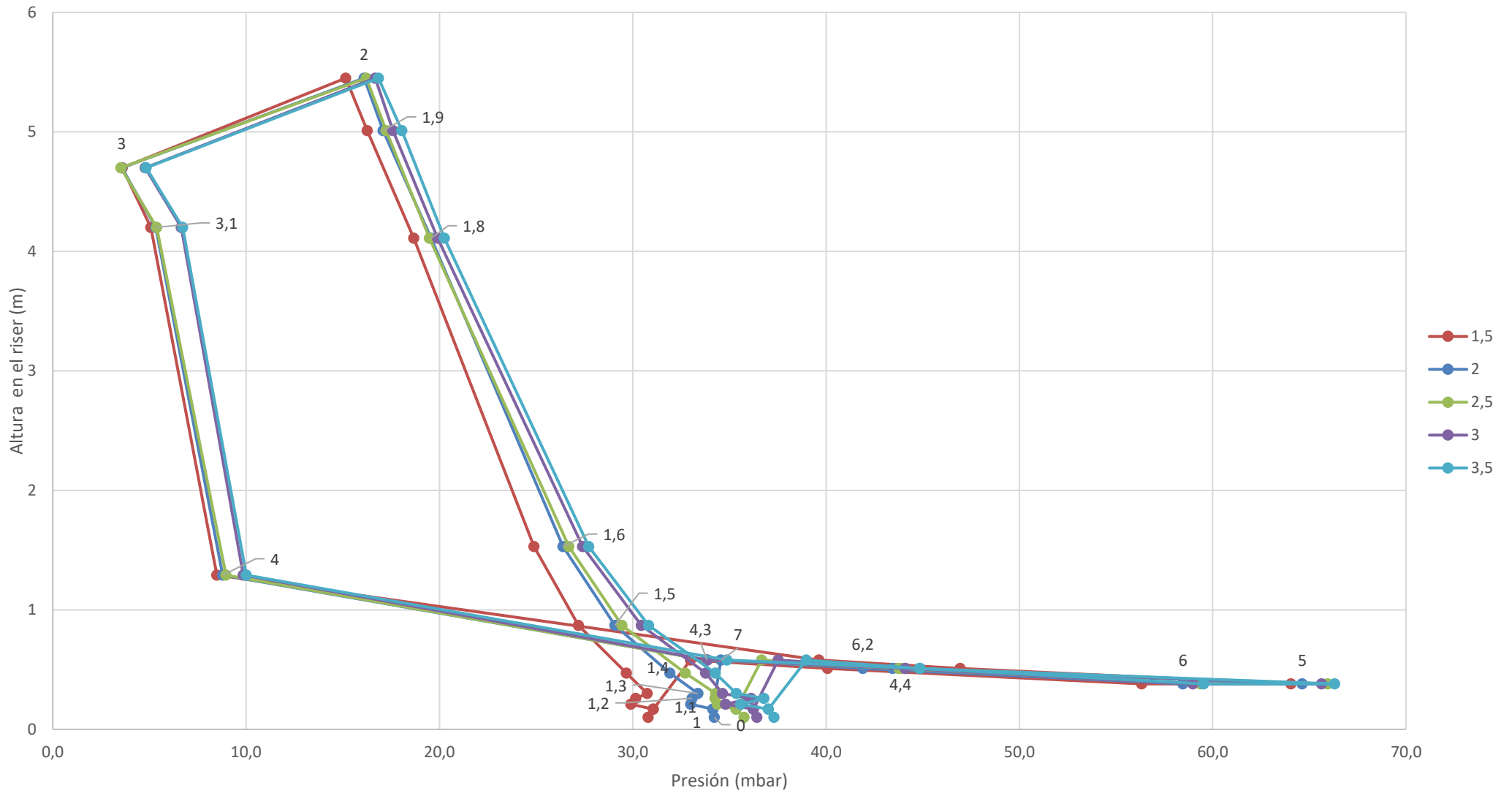


Figura 8-1. Variación del *loop* de presiones con la velocidad del *loop seal* ( $NF_{ls}$ ) ( $u_{ris} = 3,5$  m/s;  $W=18$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p = 150 - 250$   $\mu$ m).



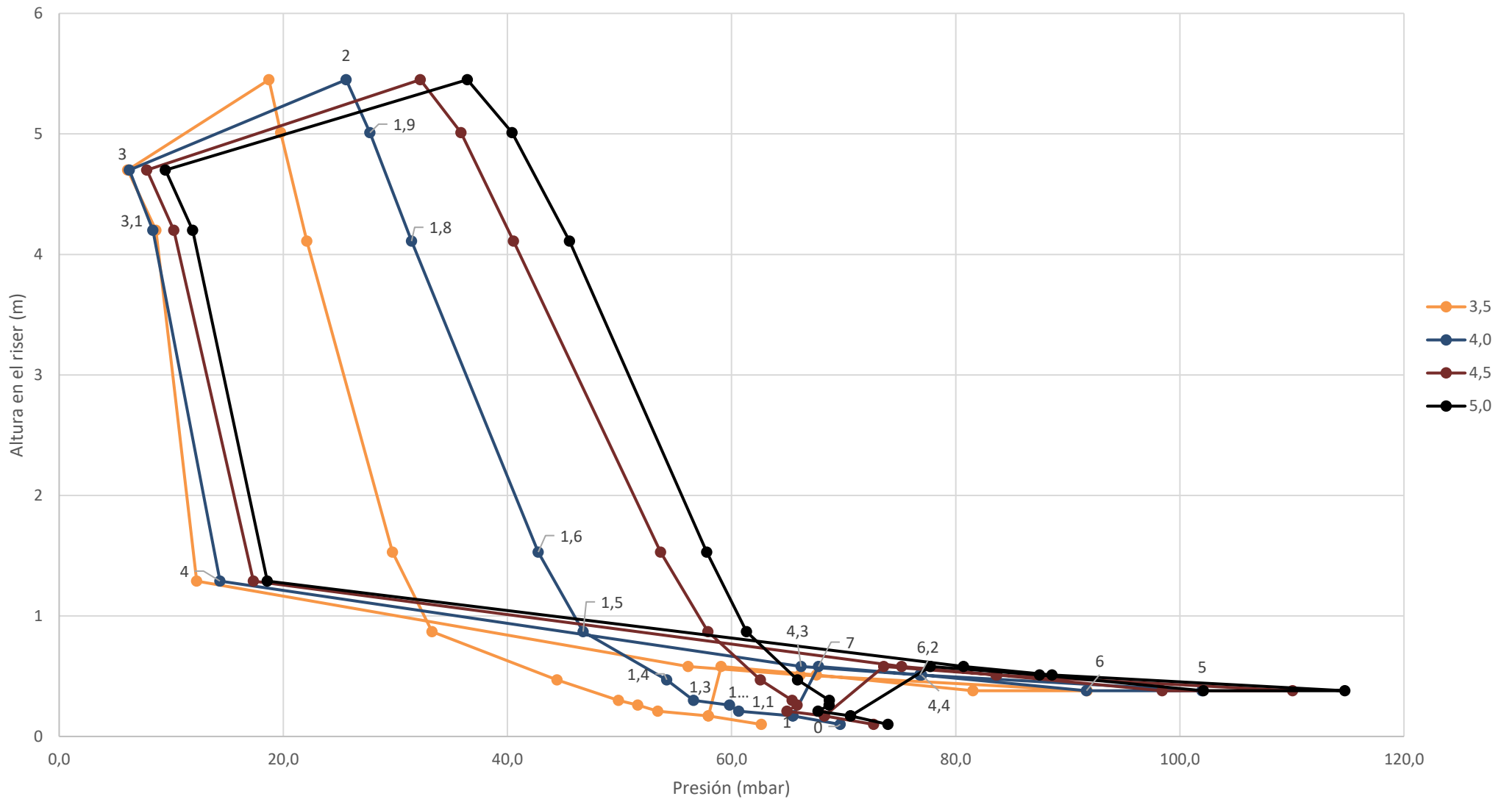


Figura 8-2. Variación de *loop* de presiones con la velocidad en el riser  $u_{ris}$  ( $NF_{ls} = 2$ ;  $W=26$  kg;  $\lambda_s=0,5$ ;  $d_p = 150 - 250 \mu m$ ).

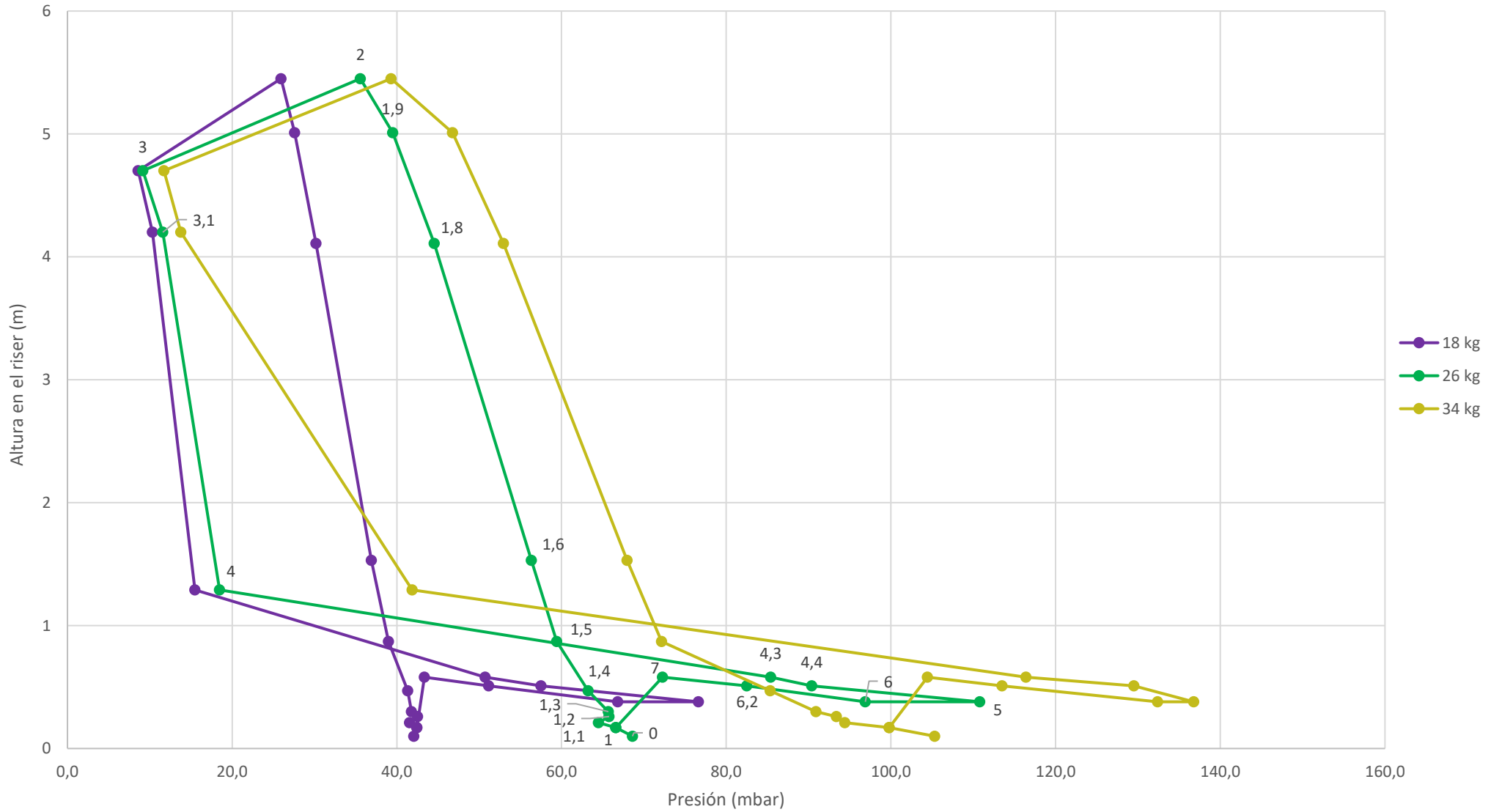


Figura 8-3. Variación de *loop* de presiones con el inventario  $W u_{ris}$  ( $u_{ris} = 5 \text{ m/s}$ ;  $NF_{LS} = 1,5$ ;  $\lambda_s = 0,5$ ;  $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).

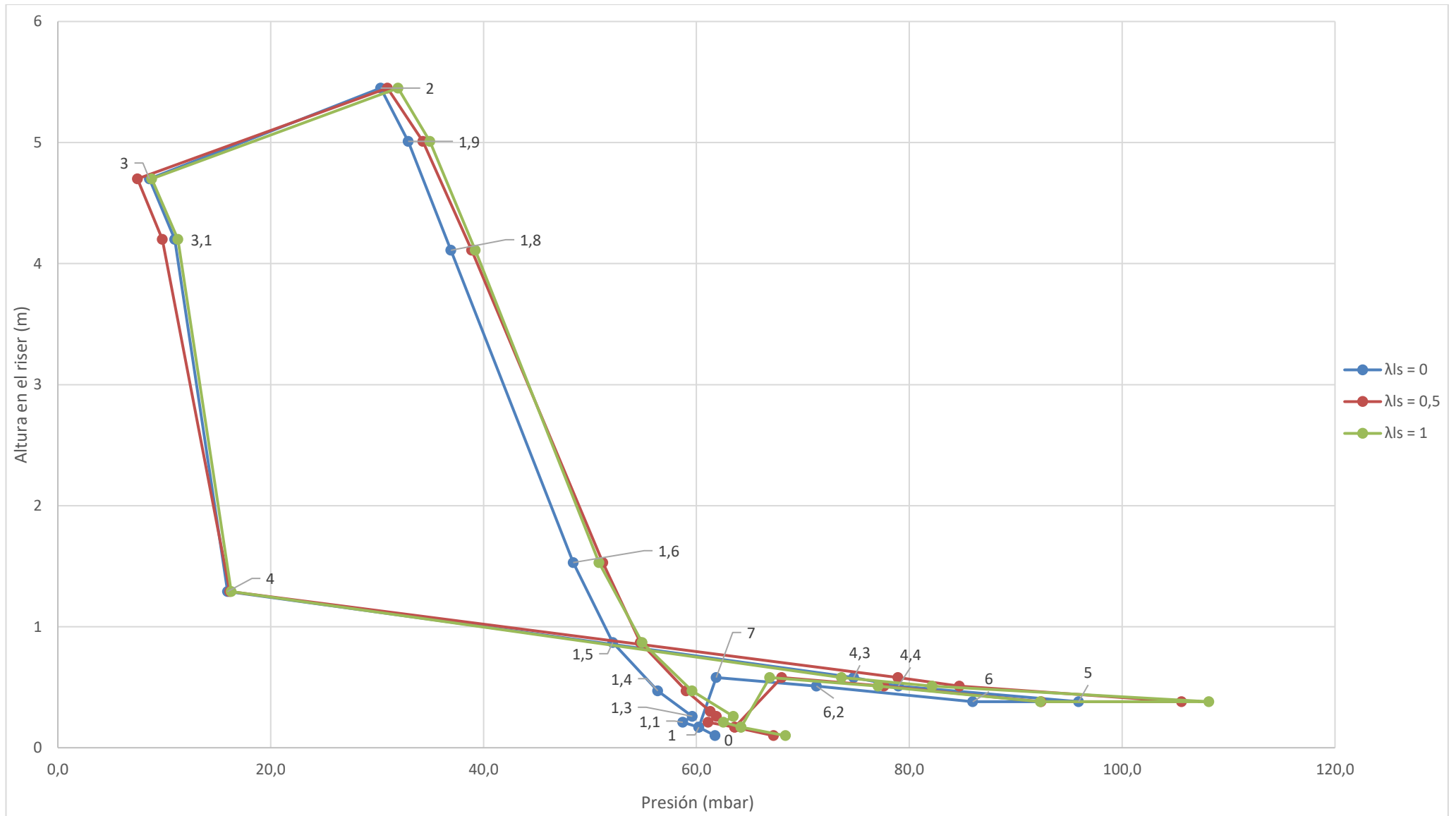


Figura 8-4. Variación de *loop* de presiones con el coeficiente de reparto ( $\lambda_{ls}$ ) ( $u_{ris} = 4,5$  m/s;  $NF_{ls} = 1,5$ ;  $W=26$ ;  $d_p = 150 - 250 \mu\text{m}$ ).

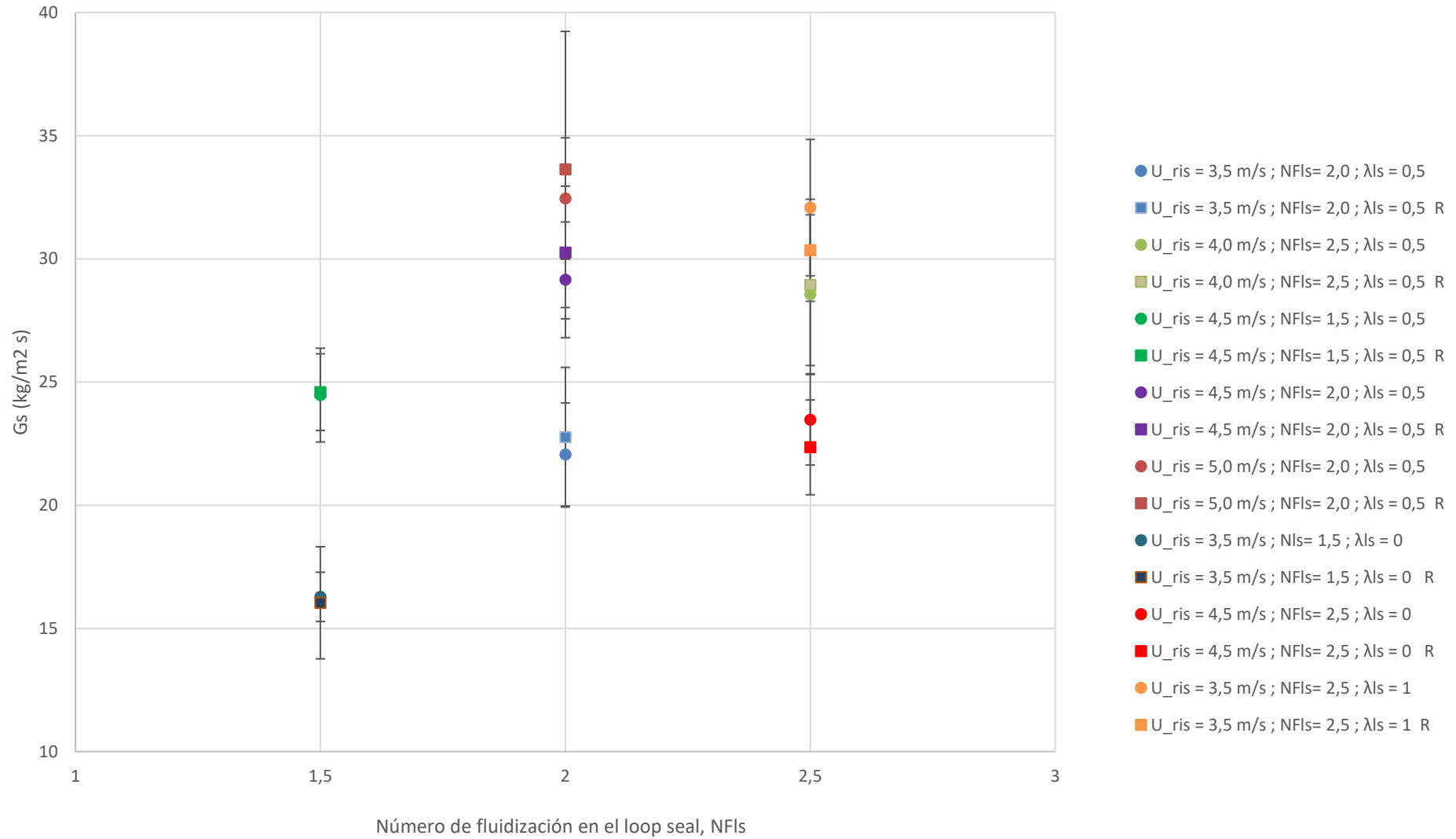


Figura 8-5. Repetitividad de los valores obtenidos de Gs a distintas velocidades en el riser,  $u_{ris}$ , loop seal,  $NFI_s$  y coeficientes de reparto,  $\lambda_{ls}$  ( $W = 26$  kg; R= Repetitividad).

Tabla 8-15. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 18 kg y coeficiente de reparto  $\lambda_{ls}$  de 0,5.

Inputs				Resultados modelo					
$u_{0,fb}$ (m/s)	$NF_{ls}$ (m/s)	$u_{0,bb}$ (m/s)	$\Delta P_{13}$ (mbar)	$\Delta P_{fb}$ (mbar)	$\Delta P_{ciclón\_corr}$ (mbar)	a	$\rho_{h=H_{fb}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$G_{s,ris}$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$M_{fb}$ (kg)
3,5	1,5	2,52	31,32	21,61	9,71	2,52	4,40	8,63	3,87
	2,0	2,52	31,40	21,61	9,71	2,51	4,40	8,63	3,91
	2,5	2,48	34,47	24,76	9,71	2,16	4,41	8,64	4,46
	3,0	2,45	34,01	24,30	9,71	2,21	4,40	8,63	4,38
	3,5	2,44	36,10	26,37	9,73	2,02	4,41	8,65	4,75
4,0	1,5	2,52	31,61	19,43	12,18	2,82	4,23	10,40	3,50
	2,0	2,48	35,70	23,51	12,19	2,28	4,23	10,41	4,24
	2,5	2,44	38,18	25,98	12,20	2,05	4,24	10,43	4,68
	3,0	2,39	39,91	27,68	12,23	1,91	4,25	10,45	4,99
	3,5	2,41	41,74	29,46	12,28	1,78	4,26	10,49	5,31
4,5	1,5	2,45	37,59	22,93	14,66	2,33	4,02	11,91	4,13
	2,0	2,42	39,80	25,12	14,68	2,11	4,03	11,92	4,53
	2,5	2,38	43,45	28,69	14,76	1,83	4,05	11,98	5,17
	3,0	2,38	41,44	26,74	14,70	1,97	4,03	11,94	4,82
	3,5	2,36	44,04	29,26	14,78	1,79	4,06	12,00	5,27
5,0	1,5	2,43	35,64	18,51	17,13	2,94	3,81	13,17	3,34
	2,0	2,36	40,12	22,98	17,14	2,32	3,81	13,18	4,14
	2,5	2,33	44,27	27,07	17,20	1,94	3,82	13,22	4,88

Tabla 8-16. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto  $\lambda_{1s}$  de 0 y 1.

Inputs					Resultados modelo					
$\lambda_{1s}$	$u_{0,fb}$ (m/s)	$NF_{1s}$ (m/s)	$u_{0,bb}$ (m/s)	$\Delta P_{13}$ (mbar)	$\Delta P_{fb}$ (mbar)	$\Delta P_{ciclón\_corr}$ (mbar)	a	$\rho_{h=H_{fb}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$G_{s,ris}$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$M_{fb}$ (kg)
0	3,5	1,5	2,53	23,56	13,86	9,70	4,21	4,40	8,63	2,50
		2,5	2,49	30,18	20,48	9,70	2,67	4,40	8,63	3,69
		3,5	2,45	36,68	26,95	9,73	1,97	4,41	8,65	4,86
	4,5	1,5	2,48	26,47	11,82	14,65	5,01	4,02	11,90	2,13
		2,5	2,43	35,73	21,07	14,66	2,56	4,02	11,90	3,80
		3,5	2,40	43,20	28,45	14,75	1,85	4,05	11,98	5,13
1	3,5	1,5	2,51	26,95	17,25	9,70	3,25	4,40	8,63	3,11
		2,5	2,47	28,90	19,20	9,70	2,88	4,40	8,63	3,46
	4,5	1,5	2,45	30,99	16,34	14,65	3,42	4,02	11,90	2,94
		2,5	2,42	35,88	21,22	14,66	2,54	4,02	11,90	3,83

Tabla 8-17. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 26 kg y coeficiente de reparto  $\lambda_{ls}$  de 0,5.

Inputs				Resultados modelo					
$u_{0,fb}$ (m/s)	$NF_{ls}$ (m/s)	$u_{0,bb}$ (m/s)	$\Delta P_{13}$ (mbar)	$\Delta P_{fb}$ (mbar)	$\Delta P_{ciclón,corr}$ (mbar)	a	$\rho_{h=H_{fb}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$G_{s,ris}$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$M_{fb}$ (kg)
3,5	1,5	2,14	55,58	43,78	11,80	1,17	5,35	10,49	7,89
	2,0	2,12	59,07	46,33	12,74	1,10	5,78	11,33	8,35
	2,5	2,09	58,26	45,75	12,51	1,12	5,67	11,12	8,25
	3,0	2,06	68,05	52,19	15,86	0,97	7,19	14,10	9,41
	3,5	2,06	65,95	50,90	15,05	0,99	6,82	13,38	9,17
4,0	1,5	2,08	59,43	44,26	15,17	1,15	5,27	12,96	7,98
	2,0	2,06	63,78	47,14	16,64	1,08	5,78	14,22	8,50
	2,5	2,04	68,44	49,95	18,49	1,01	6,42	15,80	9,00
	3,0	2,01	72,83	52,38	20,45	0,96	7,10	17,47	9,44
	3,5	2,00	74,61	53,32	21,29	0,94	7,39	18,19	9,61
4,5	1,5	2,08	64,92	45,61	19,31	1,11	5,30	15,68	8,22
	2,0	2,03	71,04	49,09	21,95	1,03	6,02	17,83	8,85
5,0	1,5	2,03	68,79	45,74	23,05	1,11	5,12	17,73	8,24
	2,0	2,00	75,36	49,10	26,26	1,03	5,84	20,19	8,85

Tabla 8-18. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 18 kg y coeficientes de reparto  $\lambda_{Is}$  de 0 y 1.

Inputs					Resultados modelo					
$\lambda_{Is}$	$u_{0,fb}$ (m/s)	$NF_{Is}$ (m/s)	$u_{0,bb}$ (m/s)	$\Delta P_{13}$ (mbar)	$\Delta P_{fb}$ (mbar)	$\Delta P_{ciclón\_corr}$ (mbar)	a	$\rho_{h=H_{fb}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$G_{s,ris}$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$M_{fb}$ (kg)
0	3,5	1,5	2,18	46,41	36,19	10,22	1,43	4,63	9,08	6,52
		2,5	2,14	57,40	45,13	12,27	1,13	5,57	10,91	8,13
		3,5	2,11	66,06	50,97	15,09	0,99	6,84	13,41	9,19
	4,5	1,5	2,13	54,89	38,74	16,15	1,33	4,43	13,12	6,98
		2,5	2,04	70,38	48,74	21,64	1,04	5,94	17,58	8,78
		3,5	2,02	81,82	54,31	27,51	0,92	7,55	22,34	9,79
1	3,5	1,5	2,13	50,09	39,39	10,70	1,31	4,85	9,51	7,10
		2,5	2,11	70,29	53,52	16,77	0,94	7,61	14,91	9,65
	4,5	1,5	2,05	60,75	42,95	17,80	1,19	4,88	14,45	7,74



Tabla 8-19. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 34 kg y coeficiente de reparto  $\lambda_{ls}$  de 0,5.

Inputs				Resultados modelo					
$u_{0,fb}$ (m/s)	$NF_{ls}$ (m/s)	$u_{0,bb}$ (m/s)	$\Delta P_{13}$ (mbar)	$\Delta P_{fb}$ (mbar)	$\Delta P_{ciclón\_corr}$ (mbar)	a	$\rho_{h=H_{fb}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$G_{s,ris}$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$M_{fb}$ (kg)
3,5	1,5	1,76	82,76	68,96	13,80	1,13	6,26	12,27	12,43
	2,0	1,77	86,03	71,26	14,77	1,09	6,70	13,13	12,84
	2,5	1,73	90,63	74,50	16,13	1,04	7,32	14,34	13,43
	3,0	1,70	96,15	78,14	18,01	1,00	8,17	16,01	14,08
4,0	1,5	1,76	83,97	67,21	16,76	1,16	5,82	14,31	12,11
	2,0	1,69	89,41	71,05	18,36	1,10	6,38	15,68	12,81
4,5	1,5	1,73	90,78	69,23	21,55	1,12	5,91	17,51	12,48
	2,0	1,70	100,11	74,71	25,40	1,04	6,97	20,63	13,47
5,0	1,5	1,74	97,36	70,52	26,84	1,10	5,96	20,64	12,71

Tabla 8-20. Resultados obtenidos tras simular el modelo para un inventario de 34 kg y coeficientes de reparto  $\lambda_{Is}$  de 0 y 1.

Inputs					Resultados modelo					
$\lambda_{Is}$	$u_{0,fb}$ (m/s)	$NF_{Is}$ (m/s)	$u_{0,bb}$ (m/s)	$\Delta P_{13}$ (mbar)	$\Delta P_{fb}$ (mbar)	$\Delta P_{ciclón,corr}$ (mbar)	a	$\rho_{h=H_{fb}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$G_{s,ris}$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$M_{fb}$ (kg)
0	3,5	1,5	1,82	83,54	69,39	14,15	1,11	6,42	12,58	12,51
		2,5	1,80	92,08	75,25	16,83	1,02	7,63	14,97	13,56
		3,5	1,78	98,47	79,30	19,17	0,97	8,69	17,04	14,29
	4,5	1,5	1,79	92,38	70,01	22,37	1,10	6,14	18,17	12,62
		2,5	1,71	120,89	84,68	36,21	0,91	9,94	29,41	15,26
		3,5	1,70	122,39	85,37	37,02	0,90	10,16	30,06	15,39
1	3,5	1,5	1,74	98,01	79,16	18,85	0,98	8,55	16,76	14,27
	4,5	1,5	1,73	96,96	72,86	24,10	1,07	6,61	19,57	13,13