



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SUR

TESIS DE DOCTOR EN INGENIERÍA QUÍMICA

Modelado y Simulación del Sector de Granulación
de una Planta de Urea

Ivana M. Cotabarren

BAHIA BLANCA

ARGENTINA

2012



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SUR

TESIS DE DOCTOR EN INGENIERÍA QUÍMICA

Modelado y Simulación del Sector de Granulación
de una Planta de Urea

Ivana M. Cotabarren

BAHIA BLANCA

ARGENTINA

2012

PREFACIO

Esta Tesis se presenta como parte de los requisitos para optar al grado Académico de Doctor en Ingeniería Química, de la Universidad Nacional del Sur y no ha sido presentada previamente para la obtención de otro título en esta Universidad u otra. La misma contiene los resultados obtenidos en investigaciones llevadas a cabo en el ámbito del Departamento de Ingeniería Química durante el período comprendido entre el 4 de septiembre de 2007 y el 13 de febrero de 2012, bajo la dirección de las Dras. Verónica Bucalá y Juliana Piña.

Ivana Cotabarren



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SUR

Secretaría General de Posgrado y Educación Continua

La presente tesis ha sido aprobada el/..... /....., mereciendo la calificación de.....(.....)

AGRADECIMIENTOS

Son muchas las personas que me han ayudado a recorrer este camino, y no quisiera olvidarme de ninguna de ellas.

Sin duda, agradezco a mis directoras Juliana Piña y Verónica Bucalá por haberme dado la posibilidad de realizar esta tesis. A Juliana por su infinita dedicación, por su eficiencia, por estar en el día a día de mi trabajo, por darme la solución justa en el momento indicado. A Verónica por tener esa visión más amplia de las cosas e incentivar me a mirar más allá, por su confianza, por contagiarme su pasión en la búsqueda del conocimiento. A las dos, por su calidad humana, por no dudar en compartir sus experiencias de vida y hacerme sentir tan cómoda trabajando junto a ellas.

A la Planta Piloto de Ingeniería Química, a la Universidad Nacional del Sur y al Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas, por el apoyo económico y el marco institucional que me brindaron para la realización de esta tesis.

Al Prof. Jose Romagnoli, por darme la posibilidad de trabajar en su laboratorio y recibirme tan hospitalariamente.

A mis compañeros y amigos de reactores, porque este lugar no sería el mismo sin ellos. A Lore, Andrés, Yani, Agus, José, Maxi y Leo por tantas charlas, mates y momentos lindos compartidos; a Marisa, Susi, Daniel, Vero R. y Eduardo por hacernos sentir tan a gusto. Particularmente a Diego, por su inmensa paciencia al explicarme sus modelos, por su solidaridad, por estar siempre dispuesto.

A las chicas, Espi, Jime, Tici, Belén, Vani, Ceci y Consu por regalarme su amistad sincera y tener siempre un consejo a tiempo, por las charlas interminables y las risas compartidas. De manera especial a Cami, mi amiga de tantos años, por ser incondicional y estar siempre ahí, en las buenas y en las malas.

Al resto de mis compañeros de Plapiqui, Nacho, Alexis, Vale, María Emilia, Rubén, Mario, todos tienen mi aprecio. Al personal de Plapiqui, Nora, Any, Elsa, Silvia R., Adriana, Selva E., que tan sencilla hacen nuestra tarea día a día.

A mis amigos de Acción Católica, Lola, Caro, Fideo, Matías, Marisa, Benja, porque a pesar de ser muy distintos, nos mueve el mismo ejemplo.

A mi familia, en su totalidad, les debo lo que soy. A mis padres, por educarme en la verdad y en el respeto, por enseñarme que con trabajo y perseverancia todo se puede, por ser mis modelos a seguir. A mis hermanas, Nati, Juli, Flor y Vicky, porque cada momento compartido siempre es poco, porque las quiero con todo el alma. A mis abuelos, Paco y María Carmen, Tía Angelita, Pepe y Dora, por hacernos sentir las mejores nietas del mundo, por enseñarnos que la palabra vale, que siempre hay otra oportunidad y que la vida es mejor con una sonrisa. A mis primos y tíos, porque a pesar de ser muchos, cuando uno no está, se nota!

A Ricky, por ser mi sostén y mi brújula, por ser incondicional y proponerme una aventura día a día, por aceptarme como soy y prometerme amor, a pesar de todo.

Por último, a Dios, que puso todas estas personas en mi camino.

RESUMEN

El ritmo de aplicación de los procesos que manejan sólidos particulados ha crecido significativamente. Sin embargo, la complejidad de los fenómenos físicos/químicos que tienen lugar ha limitado la mejora continua de los mismos. Por ejemplo, las plantas de granulación (industrias cuyos procesos aumentan el tamaño de partículas) distan de operar bajo condiciones óptimas, presentando frecuentes problemas operativos y paradas indeseadas. A menudo los desafíos operativos se resuelven por prueba y error, en lugar de ser enfrentados utilizando principios científicos.

Considerando que la urea es el fertilizante nitrogenado más usado, que la tecnología líder para su producción es la granulación en lechos fluidizados y que existe una falta de entendimiento de los principios fundamentales que gobiernan la operación de plantas de granulación, esta Tesis se centra en el desarrollo de herramientas matemáticas que permitan la operación eficiente de circuitos de granulación de fertilizantes. En particular, el circuito de granulación de urea bajo estudio está constituido por: una unidad central de granulación (lecho fluidizado multicámaras) donde se produce el crecimiento de las partículas, un enfriador aguas abajo; una zaranda de clasificación que separa (mediante el uso de dos mallas de diferentes aperturas) la corriente de salida del enfriador en material en especificación (producto), material de tamaño mayor que el deseado (gruesos) y material más fino que el producto (finos); y un molino de rodillos (constituido por dos pares de rodillos) que reduce el tamaño de los gruesos para ser reciclados al granulador junto con los finos provenientes de la zaranda.

En primer lugar se presentan los modelos correspondientes al molino de rodillos y la zaranda vibratoria. Los parámetros involucrados en los modelos son ajustados a partir de datos experimentales disponibles de una planta de granulación de urea de alta capacidad. En cuanto al granulador, se implementa un modelo desarrollado previamente en nuestro grupo de investigación. Por su parte, en esta Tesis se desarrolla el modelo de un enfriador de lecho fluidizado basado en el modelo del equipo de granulación.

Luego de haber validado los modelos que presentan parámetros de ajuste usando información experimental, se presenta un simulador completo del circuito de granulación de urea. El mismo resulta de la integración de los modelos de todos los equipos descriptos anteriormente y de la implementación de la corriente de reciclaje (de material fuera de especificación) que ingresa al granulador. Una vez que se verifica la capacidad del simulador

para reproducir los datos industriales disponibles, se realiza un análisis de sensibilidad donde se determinan las variables operativas y/o de diseño que más afectan la performance del circuito. El análisis dinámico de respuesta a lazo abierto del sistema ante diversas perturbaciones refleja que la dinámica de este tipo de circuitos resulta extremadamente compleja de predecir sin contar con un simulador que facilite esta tarea.

Para finalizar, se analizan diversos casos de optimización de estado estacionario relevantes para la práctica industrial, con el objeto de encontrar nuevos puntos operativos manipulando variables operativas y/o de diseño. Considerando que la dinámica de los circuitos de granulación suele ser oscilante en el tiempo a causa del reciclo, también se postulan optimizaciones dinámicas formuladas como problemas de control óptimo. Este último estudio resulta de utilidad para identificar los cuellos de botella que limitan, en particular, los aumentos de capacidad de planta y para analizar posibles acciones tendientes a superarlos.

En síntesis, en esta Tesis se desarrolla un simulador dinámico que permite representar la operación de un circuito de granulación de urea de manera apropiada, ofreciendo un recurso en condiciones de ser aplicado para múltiples propósitos: evaluar cambios de diseño o diagrama de flujo, ser usado como herramienta de capacitación, valorar el efecto de diferentes perturbaciones, estudiar distintos escenarios a lazo abierto o cerrado, etc.

ABSTRACT

Studies about particle technology have grown significantly during the last years. However, the complexity of the involved physical/chemical phenomena has limited the improvement of the processes that handle particulate solids. For example, granulation plants (i.e., industries dedicated to the particles size enlargement) operate far from optimal conditions, with frequent operating problems and plant shutdowns. The operating challenges are often overcome by trial and error instead of being solved by means of scientific principles.

Taking into account that urea is the most widely used nitrogen based fertilizer, fluidized bed granulation is the leading technology for its production and that there is a lack of understanding of the fundamental principles governing the operation of granulation plants, this Thesis focuses on the development of mathematical tools to allow the efficient operation of fertilizer granulation circuits. In particular, the urea granulation circuit under study includes: a central granulation unit (multichamber fluidized bed) where particles growth takes place; a fluidized-bed cooler downstream the granulator; a double-deck vibrating screen (using two decks of different mesh openings) that separates the material that leaves the cooler into particles on specification (product), material bigger (oversize) and smaller (fines) than the desired product size; and a double-roll crusher that reduces the size of oversize particles which are recycled to the granulator together with the fines classified by the screen.

The mathematical models for the crusher and screen are first presented. The required model parameters are fitted considering experimental data available from a high capacity urea plant. Regarding the granulation unit, a model previously developed in our research group is used. In this Thesis, the fluidized bed cooler model is developed based on its similarity with the granulator mathematical representation.

After proving the good capability of the individual models to represent experimental trends adequately, a simulator for the complete urea granulation circuit is presented. This is achieved by integrating the previously described models and by solving the recycle stream (off-specification material) that enters the granulator. Once the simulator ability to track the particle size distributions of the circuit solids streams is verified, a steady-state sensitivity analysis is performed in order to determine the operating and/or design variables that most affect the circuit performance. The non steady-state analysis, i.e. the study of the open-loop circuit behavior subject to different disturbances, indicates that the granulation circuit dynamics is extremely complex to be predicted without a simulator that facilitates this task.

Finally, several steady-state optimization cases, relevant to the industrial practice, are studied with the aim of finding new operating points by manipulation of operating and/or design variables. Considering that granulation circuits usually present an oscillating behavior due to the recycle stream, dynamic optimizations formulated as optimal control problems are also performed. This latest study is useful not only to identify the bottlenecks that limit, for example, increments in plant capacity but also to analyze possible actions to overcome them.

In summary, in this Thesis, a dynamic simulator to properly represent the operation of a urea granulation circuit is developed, providing a multi-task tool. In fact the simulator can be used to explore design changes or flowsheet variations, as a training tool, for evaluating the effect of different disturbances, to study different open or closed loop operations, etc.

ÍNDICE

Capítulo 1: INTRODUCCIÓN

1.1.	Escenario de la agricultura mundial.....	1
1.2.	Fertilizantes.....	1
1.3.	Fertilizantes en Argentina.....	4
1.4.	Urea granulada vs. perlada.....	7
1.5.	El proceso de granulación.....	9
1.6.	Tecnologías para la granulación de urea	12
1.7.	Circuito de granulación de urea	14
1.8.	Antecedentes.....	19
1.9.	Motivaciones.....	22

Capítulo 2: MUESTREO, ESTIMACIÓN Y REPRESENTACIÓN DE DISTRIBUCIONES DE TAMAÑO DE PARTÍCULAS

2.1.	Introducción.....	24
2.2.	Muestreo y Tamizado.....	26
2.3.	Distribuciones de partículas.....	28
2.3.1.	Histogramas.....	28
2.3.2.	Distribuciones acumuladas.....	29
2.3.3.	Función densidad.....	30
2.3.4.	Distribuciones de frecuencia continuas.....	33
2.4.	Distribuciones experimentales del circuito de granulación.....	34
2.4.1.	Conversión de distribuciones.....	34
2.4.2.	Propiedades promedio de las distribuciones experimentales.....	36
2.5.	Conversión entre distribuciones de partículas expresadas en distintas grillas.....	37
2.6.	Procedimiento para el muestreo de corrientes sólidas en un circuito de granulación industrial.....	39
2.7.	Conclusiones.....	43

Capítulo 3: MODELADO DEL MOLINO DE RODILLOS

3.1.	Introducción.....	44
3.2.	Descripción del modelo.....	47
3.2.1.	Generalidades.....	47
3.2.2.	Estimación de parámetros.....	53
3.2.3.	Adecuación de los datos experimentales.....	54
3.3.	Resultados y discusión.....	55
3.3.1.	Ajuste de parámetros.....	56
3.3.2.	Análisis de sensibilidad.....	63
3.4.	Conclusiones.....	64

Capítulo 4: MODELADO DE LA ZARANDA VIBRATORIA DE DOBLE PAÑO

4.1.	Introducción.....	66
4.2.	Descripción del modelo.....	75
4.2.1.	Generalidades.....	75
4.2.2.	Datos experimentales.....	80
4.3.	Reconciliación de datos experimentales.....	82
4.4.	Ajuste de parámetros del modelo.....	83
4.5.	Resultados.....	83
4.5.1.	Ajuste de parámetros.....	85
4.5.2.	Análisis de sensibilidad.....	89
4.6.	Conclusiones.....	95

Capítulo 5: MODELADO DEL GRANULADOR Y ENFRIADOR DE LECHO FLUIDIZADO

5.1.	Introducción.....	96
5.1.1.	Generalidades.....	96
5.1.2.	Descripción del granulador de lecho fluidizado industrial.....	97

5.1.3.	Antecedentes en el modelado de granuladores de lecho fluidizado.....	102
5.2.	Modelado del granulador de lecho fluidizado.....	105
5.2.1.	Naturaleza del lecho fluidizado.....	105
5.2.2.	Hipótesis del modelo.....	108
5.2.3.	Balance de masa para urea.....	110
5.2.3.1.	Caudal másico de salida de sólidos de cada cámara.....	111
5.2.3.2.	Densidad y porosidad del lecho.....	113
5.2.3.3.	Altura de los lechos fluidizados	114
5.2.4.	Balance de cantidad de movimiento para el aire de fluidización.....	115
5.2.4.1.	Caída de presión en el lecho fluidizado.....	117
5.2.4.2.	Caída de presión en la grilla de distribución de aire.....	118
5.2.4.3.	Caída de presión en las válvulas persiana.....	119
5.2.5.	Balance de energía.....	121
5.2.6.	Balance de población.....	124
5.2.6.1.	Procesos de cambio de tamaño.....	125
5.2.6.2.	PBE para sistemas perfectamente mezclados con recubrimiento puro.....	128
5.2.6.3.	Propiedades globales de la población.....	130
5.2.6.4.	Discretización del PBE	133
5.2.6.5.	Cálculo del diámetro superficie-volumen.....	137
5.3.	Modelado del enfriador de lecho fluidizado.....	138
5.3.1.	Balance de masa.....	138
5.3.1.1.	Caudal másico de sólidos de salida.....	138
5.3.1.2.	Densidad y porosidad del lecho fluidizado.....	138
5.3.1.3.	Masa de partículas en el lecho fluidizado.....	139
5.3.2.	Caída de presión.....	139
5.3.3.	Balance de energía.....	139
5.3.4.	Balance de población discretizado.....	140
5.4.	Conclusiones.....	140

Capítulo 6: SIMULACIÓN DEL CIRCUITO DE GRANULACIÓN DE UREA EN ESTADO ESTACIONARIO Y NO ESTACIONARIO

6.1.	Introducción.....	141
6.2.	Integración e implementación de los modelos de las unidades que constituyen el circuito de granulación.....	144
6.2.1.	Granulador de lecho fluidizado.....	145
6.2.2.	Enfriador de lecho fluidizado.....	148
6.2.3.	Zaranda vibratoria de doble paño.....	149
6.2.4.	Molino de rodillos.....	150
6.3.	Resultados.....	153
6.3.1.	Estado estacionario inicial.....	153
6.3.2.	Comparación de las granulometrías experimentales con las estimadas por el simulador del circuito de granulación.....	157
6.3.3.	Análisis de sensibilidad paramétrica.....	159
6.3.4.	Simulaciones dinámicas.....	164
6.3.5.	Estudios de estabilidad.....	171
6.4.	Conclusiones.....	174

Capítulo 7: OPTIMIZACIONES DE ESTADO ESTACIONARIO Y PROBLEMAS DE CONTROL ÓPTIMO

7.1.	Introducción.....	175
7.2.	Optimizaciones de estado estacionario.....	180
7.2.1.	Implementación y restricciones generales.....	180
7.2.2.	Optimización 1: formulación, resultados y discusión.....	181
7.2.3.	Optimización 2: formulación, resultados y discusión.....	182
7.2.4.	Optimización 3: formulación, resultados y discusión.....	184
7.3.	Control óptimo.....	185
7.3.1.	Implementación y formulación.....	185
7.3.2.	Caso 1: manipulación del caudal de solución de urea para maximizar producción..	187

7.3.3. Caso 2: manipulación del caudal de solución de urea y el área de descarga del granulador para maximizar producción.....	192
7.3.4. Caso 3: manipulación del caudal de solución de urea, el área de descarga y la temperatura del aire de fluidización para maximizar producción.....	195
7.4. Influencia de la incertidumbre de los parámetros de los modelos sobre las soluciones óptimas.....	198
7.5. Conclusiones.....	201
Capítulo 8: CONCLUSIONES GENERALES Y TRABAJOS FUTUROS.....	203
NOMENCLATURA	211
BIBLIOGRAFIA.....	224

Capítulo 1

INTRODUCCIÓN

1.1. Escenario de la agricultura mundial

El siglo XXI se presenta con múltiples desafíos para la agricultura mundial: producir más comestibles para alimentar a una población cada vez mayor con menor mano de obra, aportar materias primas para un mercado de bioenergía potencialmente enorme, contribuir al crecimiento de numerosos países emergentes dependientes de la agricultura, desarrollar métodos de producción más eficaces y sostenibles, entre otros (FAO, 2009a).

De acuerdo a las últimas revisiones de la Naciones Unidas, se prevé que la población mundial se incrementará en un 34 % para el 2050, desde 6800 millones de habitantes actuales hasta 9100 millones. Por lo tanto, la necesidad de alimentos seguirá en aumento. Se estima que la demanda de cereales destinada tanto al consumo humano como animal, alcanzará unos 3000 millones de toneladas en el 2050, frente a la cifra actual de 2100 millones. Esto sin considerar el uso de producción agrícola como materia prima para biocombustibles, actividad que se presume continuará en fuerte crecimiento debido principalmente a los objetivos y las políticas de apoyo a los biocombustibles a nivel mundial.

En los países en desarrollo se estima que el 80 % del incremento en la producción agrícola provendrá del aumento en el rendimiento y la intensidad de los cultivos, mientras que sólo un 20 % se deberá a la ampliación de la superficie de tierra cultivable. En los países con poca

superficie de tierra disponible, la casi totalidad de los incrementos en la producción se deberá sustentar en una mejora del rendimiento. Si bien el rendimiento crece sostenidamente en algunos países, la tasa de aumento del mismo para los principales cereales a escala mundial ha disminuido de forma continua (e.g., de 3.2 % en 1960 a 1.5 % en 2000) (FAO, 2009b y 2009c). Por ejemplo, en África subsahariana el rendimiento del año 2008 se ubicó en 1.2 tn/ha frente a un rendimiento medio en el mundo desarrollado (i.e., miembros de la OECD, Organization for Economic Co-operation and Development) de 4.9 tn/ha. En el año 2006 el consumo de fertilizantes en África subsahariana fue de tan sólo 11 kg/ha, mientras que en los países desarrollados llegó a 140 kg/ha (The World Bank Data, 2011). Si bien los rendimientos pueden aumentar por acciones como la biotecnología de los vegetales y la expansión del riego, entre otras, los datos anteriores indican que el uso responsable de los fertilizantes debe considerarse como un factor clave para aumentar la producción mundial de granos. En este contexto, el consumo global de fertilizantes se incrementó de 27.4 Mt (millones de toneladas) en 1960 a 137.7 Mt y 162.5 Mt en 2000 y 2010, respectivamente. En informes recientes de la IFA (International Fertilizer Industry Association) se estima un consumo de fertilizantes de 189.9 Mt para el año 2015 (Cissé, 2007; Heffer y Prud'homme, 2011). Sin duda, el incremento de este consumo deberá ir acompañado por un aumento en la capacidad global mediante la instalación de nuevas plantas de producción de fertilizantes.

1.2. Fertilizantes

Numerosos científicos consideran que son 16 los elementos esenciales para el buen crecimiento y desarrollo de los vegetales (Cissé, 2007; FAO, 2002; Fertilizer Manual, 1998). La carencia de cualquiera de ellos impide a las plantas completar normalmente las distintas etapas de su ciclo vegetativo y de reproducción. A excepción de carbono, hidrógeno y oxígeno, todos los elementos deben ser provistos por el suelo en el cual se desarrolla el vegetal. De los elementos restantes, seis se denominan macronutrientes y son requeridos en altas cantidades (nitrógeno, fósforo, potasio, calcio, magnesio y azufre) y siete constituyen los micronutrientes necesarios en baja proporción (molibdeno, cobre, zinc, manganeso, hierro, boro y cloro) (Cissé, 2007). Si el propio suelo donde se desarrolla el vegetal no contiene alguno de estos elementos, los mismos pueden obtenerse de otras fuentes como el riego artificial, el abono animal, los residuos de cosechas anteriores, etc. Estas fuentes son normalmente insuficientes y, consecuentemente, se requiere la adición de fertilizantes para satisfacer las necesidades particulares de cada cultivo.

El nitrógeno es uno de los macronutrientes requeridos en mayor proporción por las plantas. Este elemento forma parte de diversas moléculas de los vegetales (e.g., proteínas, clorofila, enzimas, material genético). Cuando no se dispone en cantidades adecuadas, el cultivo presenta hojas de color amarillento con un sistema radicular pobre (Fertilizer Manual, 1998). En los últimos años muchas regiones del mundo y, especialmente los países más desarrollados, vienen experimentando un creciente agotamiento de los suelos. La intensificación de la agricultura, impulsada por la demanda mundial y el alto precio de los cereales, ha desplazado en muchos casos a la actividad ganadera que antiguamente contribuía mediante la explotación mixta de los campos a la reposición de los nutrientes del suelo. La drástica disminución del nitrógeno orgánico disponible en los suelos ha dado lugar a la industria moderna de síntesis química de fertilizantes en base a nitrógeno inorgánico. En la Tabla 1.1 se muestra el consumo mundial de tres de los macronutrientes más usados (nitrógeno, fósforo y potasio) para los años 2010 y 2011 y su pronóstico para 2015. El consumo se presenta en millones de toneladas de macronutriente, expresadas en términos de N elemental, P_2O_5 y K_2O . El nitrógeno es el que exhibe mayor consumo a nivel mundial con respecto a los restantes macronutrientes que se aplican como fertilizantes en la actualidad (Abastecimiento de Urea para el Sector Agropecuario, 2004).

Tabla 1.1. Consumo mundial de fertilizantes en Mt de nutrientes (Heffer y Prud'homme, 2011).

	2010	2011	2015
Nitrógeno, N	102.6	105.2	112.4
Fósforo, P_2O_5	39.9	41.4	44.9
Potasio, K_2O	27.2	28.7	33.6
Total	169.7	175.3	189.9

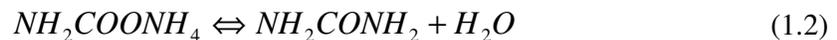
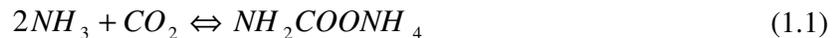
Hoy en día, la totalidad de los fertilizantes nitrogenados producidos industrialmente se manufacturan a partir de amoníaco (NH_3). El amoníaco se obtiene por reacción química entre hidrógeno y nitrógeno gaseosos a altas presiones y temperaturas. El principal contribuyente del nitrógeno es el aire ambiente mientras que el hidrógeno proviene generalmente del proceso de reformado con vapor de gas natural u otros hidrocarburos y compuestos oxigenados tales como metanol (Fertilizer Manual, 1998; Palo, 2007).

La oferta de fertilizantes nitrogenados es variada; dentro de los de mayor aplicación se encuentra la urea, preferida por su alto contenido de nitrógeno (46 %p/p) frente al nitrato de amonio (33 %p/p), soluciones de urea - nitrato de amonio (UAN, 30-32 %p/p), sulfato de

amonio (21 %p/p) y fosfato de amonio (20 %p/p) (Abastecimiento de Urea para el Sector Agropecuario, 2004; Fertilizer Manual, 1998).

Según el último reporte de la IFA, cerca del 90 % del crecimiento registrado en la manufactura de fertilizantes nitrogenados entre 1999 y 2010 corresponde a urea, indicando la importancia comercial de su producción. Se prevé que 58 nuevas plantas de urea se pondrán en operación entre 2010 y 2015, lo que aumentaría la capacidad instalada hasta aproximadamente 225 Mt en 2015 (Heffer y Prud'homme, 2011). Teniendo en cuenta los datos históricos de las tasas de producción de las plantas de urea y los proyectos con alta probabilidad de realización, la oferta mundial de urea se estima en 190.5 Mt en 2015. Además, se espera que la demanda de urea crezca de 148 Mt en 2010 a 171.7 Mt en 2015, lo cual representa un crecimiento anual de 3.2 % (Heffer y Prud'homme, 2011). En este contexto, la expansión del conocimiento para operar con mayor eficiencia las plantas de urea será muy valiosa.

La síntesis de urea se lleva a cabo a partir de amoníaco y dióxido de carbono, a temperatura y presión elevadas, mediante las siguientes reacciones:



En la primera reacción los reactivos mencionados forman un producto intermedio llamado carbamato de amonio, y en la segunda el carbamato se deshidrata para dar urea en estado líquido. Posteriormente, luego de una etapa de concentración, la urea se lleva a estado sólido mediante diferentes procesos que definen las dos formas comerciales disponibles: urea granulada y perlada. En la actualidad se prefiere la tecnología de granulación por sobre la de perlado, básicamente porque los gránulos de urea son de calidad superior a las perlas (Brouwer, 2010a; Meessen y Petersen, 1996).

1.3. Fertilizantes en Argentina

En la Figura 1.1 se muestra la superficie cultivada, rendimiento de los cereales y consumo de fertilizantes en el período 1990-2009 en Argentina. La evolución experimentada en la agricultura intensiva se ha visto fuertemente impulsada por el uso de agroquímicos, que no sólo permitió incorporar zonas marginales como áreas de cultivo sino también incrementar sustancialmente el

rendimiento de las cosechas en las zonas agrícolas. En nuestro país, la aplicación de nutrientes se focaliza principalmente en cultivos masivos: trigo, maíz, girasol y soja. En particular, la urea se destina mayoritariamente a cultivos de trigo y pasturas.

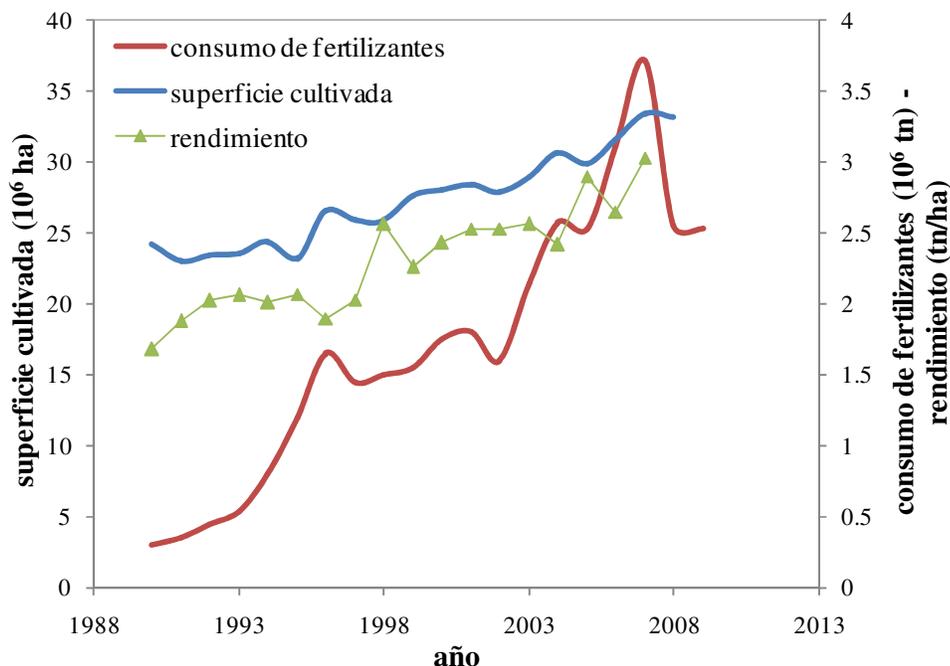


Figura 1.1. Superficie cultivada, rendimiento de cereales y consumo de fertilizantes en Argentina. (CIAFA, 2008; FAOSTAT, 2011).

A modo de ejemplo, se presenta el análisis de fertilización de trigo correspondiente a la campaña 2003/2004 provisto por la SAGPyA (Secretaría de Agricultura, Ganadería, Pesca y Alimentos) de la Nación. Del total de hectáreas sembradas con trigo (5.3 millones de ha), se fertilizó el 70 % de las mismas. La Figura 1.2 presenta los porcentajes de fertilizantes nitrogenados utilizados en Argentina en la campaña 2003/2004 para este cereal. La urea se aplicó en mayor proporción, su consumo representó cerca del 90 % de todos los fertilizantes usados, valor coincidente con la proporción usada a nivel mundial (García, 2005).

El cambio de modelo agrario experimentado en la década del '90, de un sistema mixto agrícola-ganadero a agricultura permanente con doble cultivo trigo-soja, ha sido el principal impulsor del consumo de fertilizantes nitrogenados en nuestro país. La demanda de urea, que acompaña la tendencia del consumo total de fertilizantes, ha registrado un aumento sustancial desde los años '90. Hasta 2001 esta demanda fue abastecida primordialmente por importaciones, ya que la capacidad de la única empresa de fabricación nacional existente hasta ese año (PASA

S.A.) no alcanzaba a cubrir la demanda interna (Abastecimiento de Urea para el Sector Agropecuario, 2004).

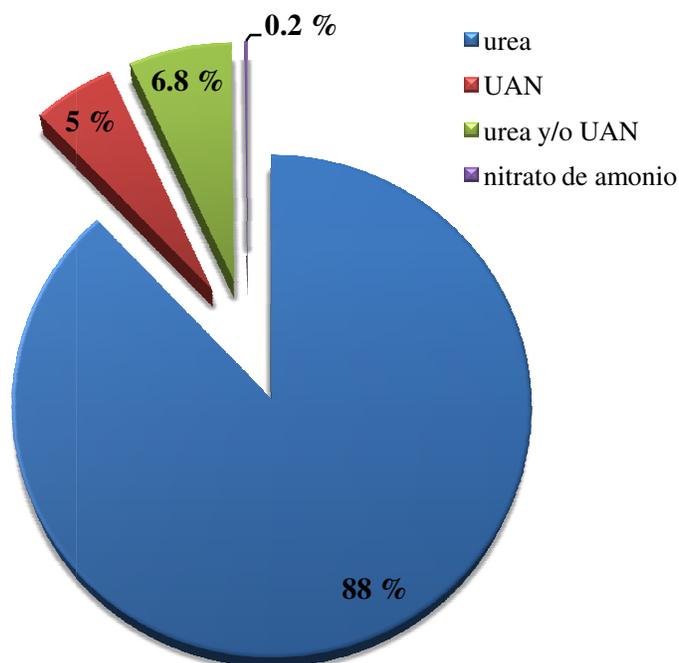


Figura 1.2. Porcentaje de fertilizantes nitrogenados aplicados a trigo en la campaña 2003/2004. (García, 2005).

La empresa PASA S.A., productora de urea perlada, fue construida en Campana en 1970. Esta planta rendía inicialmente 100000 toneladas anuales de urea perlada, de las cuales 25000 se destinaban a la industria de resinas. Aunque en 1998 se aumentó su capacidad a 180000 toneladas por año, los productores agrícolas debían recurrir a las importaciones para satisfacer la totalidad de la demanda (FAO, 2004).

La urea granulada comenzó a consumirse en nuestro país en 1997, mediante importaciones. Sin embargo, el uso de la urea granulada se acentuó a partir de 2001 con la instalación en Bahía Blanca de la planta Profertil S.A., que posee una capacidad anual de 1.1 Mt de urea granulada (FAO, 2004). Este fenómeno puede apreciarse en la Figura 1.3. En dicha ilustración debe tenerse en cuenta que se disponen datos de consumo de urea perlada sólo hasta el año 2004 (i.e., a partir de ese año los datos de consumo de urea mostrados corresponden únicamente a los de urea granulada). En la Figura 1.3 puede observarse un record de consumo de urea granulada en el año 2007 (1 Mt) acompañado por el alto precio de los cereales a nivel internacional. Más adelante (años 2008 y 2009) la crisis energética experimentada en Argentina condujo al corte temporario

de gas natural (principal materia prima en la producción de amoníaco) en numerosas empresas del país, viéndose disminuida la producción de urea y, en consecuencia, su aplicación.

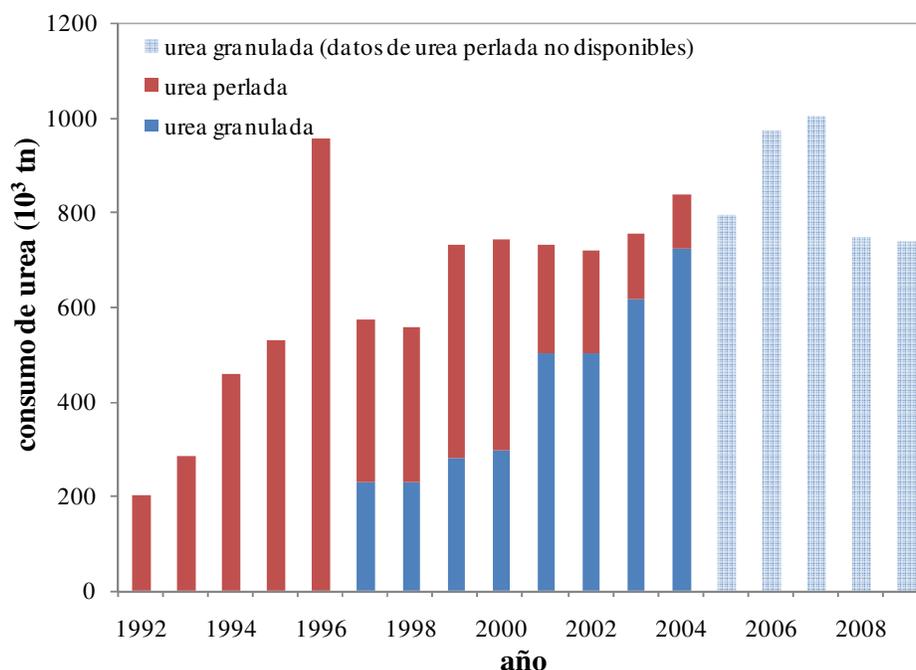


Figura 1.3. Consumo de urea granulada y perlada en Argentina (Abastecimiento de Urea para el Sector Agropecuario, 2004; FAOSTAT, 2011). A partir del año 2004 sólo se reportan los datos de consumo de urea granulada.

1.4. Urea granulada vs. perlada

El proceso de perlado se lleva a cabo en torres de altura considerable, por cuyo tope se alimenta una solución líquida de urea que se distribuye en forma de gotas. A medida que las mismas caen, solidifican por enfriamiento al entrar en contacto con una corriente de aire que fluye en sentido ascendente. Básicamente, la altura de las torres controla el tiempo de enfriamiento requerido para que las gotas lleguen totalmente sólidas a la base del equipo (Brouwer, 2010a; Fertilizer Manual, 1998). Este proceso ha sido usado ampliamente en el pasado por su sencillez; no obstante, presenta las siguientes desventajas:

- El tamaño del producto se encuentra limitado a 2 mm como máximo debido a que diámetros mayores requieren torres de perlado muy altas y, en consecuencia, costosas e inestables operativamente (Brouwer, 2010a; Meessen y Petersen, 1996).
- Se forma una gran cantidad de polvo (entre 1 y 2 kg por tonelada de aire), el cual es muy difícil de extraer por su tamaño muy fino. Este polvo está directamente relacionado con el tiempo de secado de las gotas de urea, que es relativamente lento

en las torres de perlado. Mientras que la urea permanece en estado líquido, se produce su evaporación desde la superficie de las gotas. El vapor de urea resultante pasa a estado sólido casi inmediatamente al encontrarse con el aire más frío, generando polvo indeseado (Brouwer, 2010b; Meessen y Petersen, 1996).

- La resistencia a la rotura de las partículas es muy baja (i.e., 1.2 kg_f para partículas de 1.7 mm de diámetro), lo cual ocasiona la generación de finos por rotura en las etapas de transporte, almacenamiento y aplicación. En el proceso de perlado, el fenómeno de solidificación de las gotas de urea se produce desde la superficie hacia el centro, este fenómeno conduce a la formación de cavidades o vacíos internos que incrementan la porosidad de las partículas y, en consecuencia, reducen su resistencia a la rotura (Brouwer, 2010a; Fertilizer Manual, 1998; Meessen y Petersen, 1996).

La granulación surgió como alternativa al perlado; se diferencian principalmente en el mecanismo de crecimiento de las partículas. En la granulación, las partículas aumentan su tamaño gradualmente debido a la inyección de una solución acuosa de urea concentrada. La atomización produce muy pequeñas gotas que se depositan sobre partículas denominadas semillas. La solidificación de las gotas, que se adhieren a las semillas, se produce en un ambiente agitado mediante la evaporación del agua contenida en la solución y el enfriamiento que induce la incorporación de aire relativamente frío (Bertín et al., 2007).

El producto de granulación presenta las siguientes propiedades:

- El tamaño de los gránulos producidos es amplio, desde 1.5 a 15 mm, de manera que el proceso de granulación es flexible para alcanzar diferentes granulometrías (Niks et al., 1980).
- Los gránulos, debido a su crecimiento gradual, son altamente resistentes a la rotura (i.e., 4 kg_f para partículas de 3 mm de diámetro) (Brouwer, 2010a; Meessen y Petersen, 1996).
- La tendencia a la formación de aglomerados durante el almacenamiento es menor que la de la urea perlada por su menor higroscopicidad, mayor tamaño, conformación sólida sin huecos y la menor generación de polvo cuando se almacena a granel. La higroscopicidad es la capacidad de absorber humedad del ambiente, y está directamente relacionada con el contenido de agua del producto y la humedad relativa a la que se expone el material. Cuanto menor es el contenido de humedad inicial, la urea requiere mayores humedades relativas para humedecerse. Los gránulos de urea

presentan un contenido de humedad de 0.2 %p/p, mientras que el de la urea perlada es algo mayor (0.3 %p/p) (Brouwer, 2010a; Meessen y Petersen, 1996).

Tanto en el perlado como en la granulación, se adiciona una solución de formaldehído a la urea líquida con los siguientes propósitos: disminuir la formación de polvo durante el proceso de terminado y/o manejo del sólido, evitar la formación de aglomerados y mejorar la resistencia a la rotura. Este aditivo retarda la cristalización de la urea, permitiendo que la capa externa del gránulo (aunque libre de agua) contenga una fracción de urea líquida relativamente alta durante algún tiempo. En ese lapso la capa externa permanece plástica, evitando la formación de polvo (Niks et al., 1980). El contenido de formaldehído en los gránulos de urea comerciales suele estar entre 0.30 y 0.55 %p/p mientras que para las perlas está entre 0.10 y 0.30 %p/p (Brouwer, 2010a).

1.5. El proceso de granulación

La granulación es una operación unitaria muy utilizada en una amplia gama de industrias que involucran sólidos, desde la producción de fertilizantes y alimentos hasta la farmacéutica y de procesamiento de minerales. En la industria de fertilizantes, la granulación es considerada uno de los mayores avances debido a que, como se mencionó anteriormente, mejora notablemente las propiedades del producto (Litster, 2004; Radichkov et al., 2006; Roy et al., 2010).

Según Litster (2004), la granulación es un proceso de aumento de tamaño que requiere tres elementos fundamentales: partículas pequeñas iniciales (i.e., semillas), un ligante e intenso mezclado. Existen básicamente dos mecanismos de aumento de tamaño (granulación): el recubrimiento (crecimiento gradual o diferencial) y la aglomeración (crecimiento discreto). A su vez, y de acuerdo al tamaño relativo de las gotas de ligante respecto a las semillas sólidas, el recubrimiento puede darse por *layering* o *accretion* (ver Figura 1.4). Si el tamaño de la gota de ligante es del mismo orden que el de las partículas, ellas pueden ser recubiertas totalmente. En este caso, las partículas crecen por formación de sucesivas capas o *layering*. Si las gotas son mucho más pequeñas que las partículas, cada gota cubre sólo una pequeña superficie de la semilla de forma tal que muchas gotas son necesarias para cubrirla totalmente. Este último tipo de crecimiento se denomina *accretion*.

La granulación se suele clasificar acorde a la naturaleza del ligante en: húmeda, seca o fundida. La granulación húmeda refiere a la utilización de un ligante que se disuelve o suspende

en un solvente fácilmente evaporable (normalmente agua). En la granulación en seco, partículas sólidas finas se añaden al lecho de partículas iniciales. La adherencia del polvo sobre los núcleos se debe a fuerzas tipo van der Waals o electrostáticas. Por último, la granulación fundida puede llevarse a cabo a través de dos procedimientos diferentes. El primer método consiste en atomizar un fundido sobre un lecho de partículas que luego son enfriadas, mientras que el segundo se basa en la adición de un ligante en polvo que se calienta en el granulador hasta una temperatura cercana a su punto de fusión. Por lo tanto, el ligante en polvo se ablanda y extiende sobre las semillas iniciales. Finalmente, el ligante depositado solidifica por enfriamiento (Saleh y Guigon, 2007).

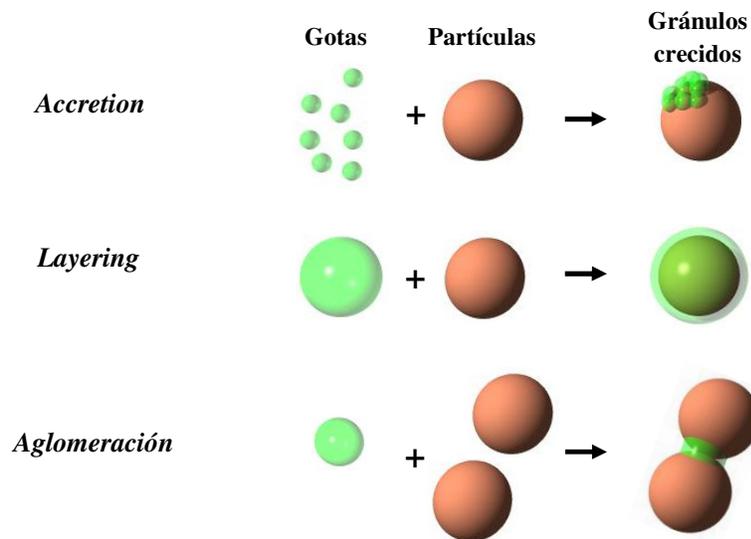


Figura 1.4. Mecanismos de granulación (Bertín, 2011).

Según el principio de mezclado que se utilice, la granulación puede llevarse a cabo en distintos tipos de unidades como las que se ilustran esquemáticamente en la Figura 1.5:

- Granuladores de alto corte: poseen impulsores y cuchillas que rotan a gran velocidad produciendo el mezclado de las partículas y el ligante y la formación de los gránulos, respectivamente. Son preferidos cuando el ligante posee altas viscosidades o el sólido es cohesivo (Snow et al., 1999).
- Granuladores de tambor rotativo: están constituidos por cilindros rotatorios ligeramente inclinados respecto a la horizontal. Las partículas sólidas ingresan por la parte superior en un extremo y salen por el extremo opuesto, avanzando por los efectos combinados que ejercen las fuerzas centrífugas de rotación y de gravedad, mientras son rociadas con ligante a través de atomizadores localizados axialmente.

Estas unidades permiten obtener partículas de gran tamaño (desde 1 hasta 20 mm) y procesar caudales relativamente altos (Balliu, 2005).

- Granuladores de disco rotativo: son discos de hasta 10 m de diámetro con un borde perpendicular a la base, inclinados un ángulo entre 40 y 60 ° y que rotan sobre sí mismos. Proveen una operación flexible, donde es posible ajustar la velocidad de rotación, los puntos de alimentación del sólido y el ligante y el tiempo de residencia del material en la unidad (Balliu, 2005).
- Granuladores de lecho fluidizado: son recipientes cilíndricos o rectangulares, donde el aire de fluidización constituye el medio de agitación de las partículas. El ligante es incorporado al equipo mediante boquillas situadas en la parte superior, interior y/o inferior del mismo. Al igual que los granuladores de tambor rotativo, permiten procesar grandes cantidades de material (Snow et al., 1999). Los lechos fluidizados ofrecen además las siguientes ventajas: alta velocidad de transferencia de masa y energía, simplicidad mecánica y habilidad para combinar las etapas de granulación y acondicionamiento posterior al crecimiento (Balliu, 2005; Dreschler et al., 2005).

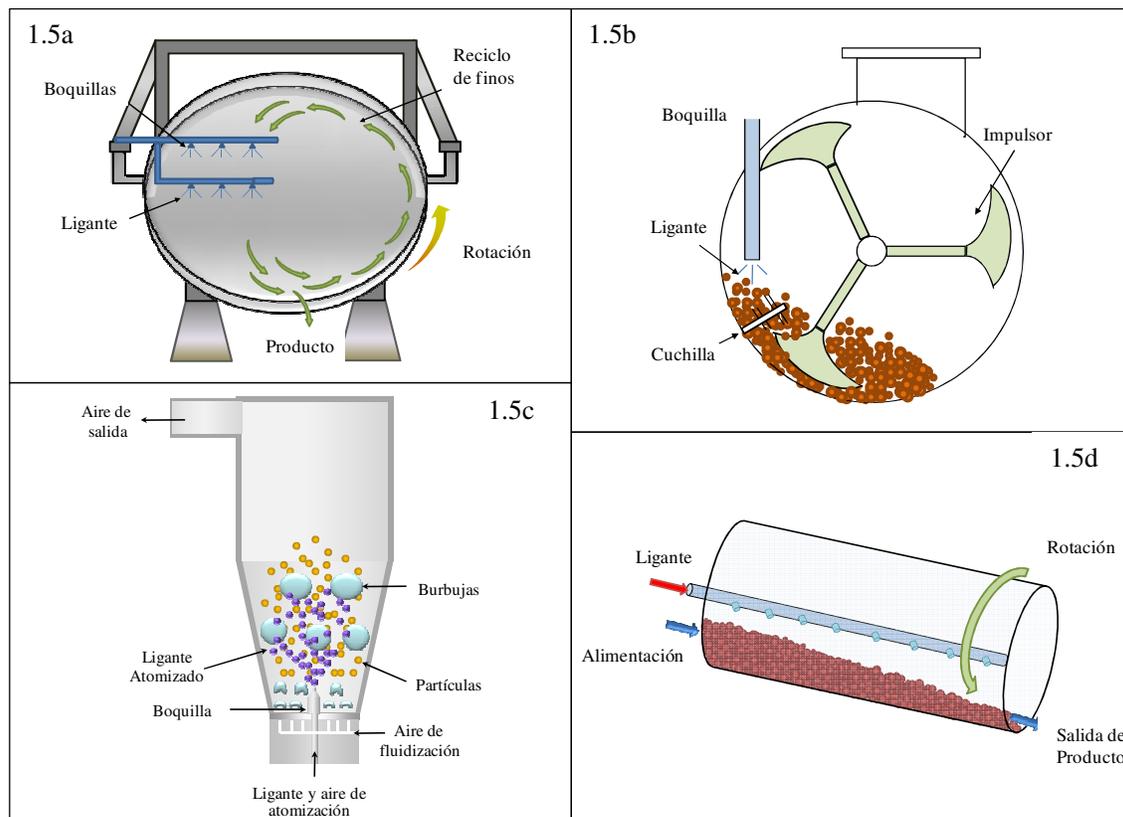


Figura 1.5. a) Granulador de disco rotativo; b) Granulador de alto corte; c) Granulador de lecho fluidizado; d) Granulador de tambor rotativo.

1.6. Tecnologías para la granulación de urea

Para el caso particular de granulación de urea, se han usado granuladores de disco rotativo (e.g., por Tennessee Valley Authority-TVA y Norsk Hydro), granuladores de tambor (e.g., por C&I Girdler, Kaltenbach-Thuring y Montedison), lechos fluidizados (e.g. por NSM, luego Hydro-Agri, después Yara, hoy Uhde Fertilizer Technology-UFT y Stamicarbon) y lechos de chorro (por Toyo Engineering Corporation-TEC) (Baeder, 2010; Fertilizer Manual, 1998).

Los granuladores de tambor rotativo fueron los primeros en utilizarse; se introdujeron en la década del '60 con capacidades de hasta 500 toneladas por día (tdp) (Brouwer, 2010a). Posteriormente, las tecnologías de lecho fluidizado y chorro desarrolladas durante el período 1970-1980 se tornaron más populares (Buitnik, 2009). Hoy en día, la granulación en lechos fluidizados es la tecnología líder debido a que ofrece unidades en un único tren acordes a las capacidades de las actuales plantas de producción de urea (Fertilizer Manual, 1998; Uhde Technology Profile, 2002).

La evolución de la economía mundial ha llevado a un incremento incesante en la capacidad de las plantas de urea, desde 70 tpd en los '60 a 3000 tpd en el año 2000 y cerca de 4000 tpd en la actualidad (Brouwer, 2010c). Al momento del reporte de (Brouwer, 2010c) existían en operación siete plantas de urea de alta capacidad (definidas como aquellas que pueden producir como mínimo 2800 tpd), las cuales se citan en la Tabla 1.2. Tal como se observa, seis de las siete se encuentran bajo licencia de Stamicarbon, siendo la restante de Saipem. En cuanto al proceso de terminación, de las plantas que se encuentran en operación, sólo una se basa en perlado y el resto en granulación.

Además, doce plantas de alta capacidad en un solo tren han sido recientemente o serán próximamente inauguradas. De éstas, siete corresponden a licencias de Stamicarbon y cinco a Saipem. Tal como se reporta en la Tabla 1.2, ocho de estas plantas tendrán un único tren con tecnología de granulación en lecho fluidizado UFT, tres de ellas utilizarán el granulador de Stamicarbon y sólo una producirá urea perlada.

Según el último reporte de Wang y Brouwer (2011), Worldwide Urea Plants Overview, existen en la actualidad 460 plantas de urea con una capacidad total cercana a 175 Mt por año. De acuerdo a ese informe, las plantas de alta capacidad referidas en la Tabla 1.2 representan sólo el 5 % en número de las 460 pero el 15 % en términos de capacidad. Es interesante notar que diecisiete de las diecinueve plantas listadas operan con granulación en lechos fluidizados como

proceso de terminación, de las cuales catorce corresponden a tecnología UFT. Más aún, UFT posee hoy en día el 80 % del mercado de producción de urea granulada en lechos fluidizados, con una capacidad máxima en un único tren de 3850 tpd (www.uhde-fertilizer-technology.com).

Tabla 1.2. Plantas de alta capacidad para producción de urea, en operación y construcción (Brouwer, 2010c).

Licencia	Licencia/ Finalización	Compañía	Lugar	Proceso de terminación*/ Tecnología [§]	Capacidad, tpd
Stamicarbon	1996/1996	Yara Canada [□]	Canadá	UG/ UT UFT LF	2850
Saipem	1998/2001	Profertil [□]	Argentina	UG/ Dos plantas UFT LF	3250
Stamicarbon	2001/2004	Qafco 4 [□]	Qatar	UG/ UT UFT LF	3500
Stamicarbon	2001/2008	Pardis 1 [□]	Irán	UG/ UT UFT LF	3500
Stamicarbon	2003/2007	Safco 4 [□]	Arabia Saudita	UG/ UT UFT LF	3600
Stamicarbon	2004/2010	Pardis 2 [□]	Irán	UG/ UT UFT LF	3250
Stamicarbon	2005/2005	Erdsos [□] Unichem	China	UP/TEC	3520
Stamicarbon	2007/2010	Sorfet	Argelia	UG/ UT UFT LF	3450
Stamicarbon	2008/2011	Lordegan	Irán	UG/ Stamicarbon LF	3250
Stamicarbon	2008/2011	Golestan	Irán	UG/ Stamicarbon LF	3250
Stamicarbon	2008/2011	Zanjan	Irán	UG/ Stamicarbon LF	3250
Stamicarbon	2008/2011	Yara Canada	Holanda	UG/ UT UFT LF	3500
Saipem	2008/En construcción	Hengam Petrochemical Company	Iran	UG/ UT UFT LF	3250
Saipem	2008/En construcción	Engro Chemical Pakistan Limited		UP	3835
Saipem	2008/2011	Qafco 5	Qatar	UG/ UT UFT LF	3850
Stamicarbon	2009/2013	Ruwais	Abu Dhabi	UG/ UT UFT LF	3500
Saipem	2009/2012	Qafco 6	Qatar	UG/ UT UFT LF	3850
Saipem	2009/2012	Algeria Oman Fertilizer	Algeria	UG/ UT UFT LF	2x3500
Stamicarbon	2010/2014	Petrobras	Brasil	UG/ UT UFT LF	3600

(*) UG: Urea Granulada; UP: Urea Perlada. (§) UT: Único Tren; LF: Lecho Fluidizado. (□) Plantas en operación.

La tecnología de granulación en lechos fluidizados UFT fue desarrollada a mediados de la década de los '70 por NSM (luego Hydro-Agri, después Yara, hoy Uhde). El proceso fue implementado exitosamente por primera vez en 1979 para una planta de 800 tpd en Sluiskil (Holanda). Casi simultáneamente (desde 1977 a 1983), Stamicarbon desarrolló su tecnología de granulación en lecho fluidizado. Sin embargo, la misma fue implementada por primera vez en el año 2002 en una planta escala piloto (280 tpd) en colaboración con Grodno Azot (Meessen y van Baal, 2003) y en escala industrial en 2003 para Agrium. Desde entonces, Stamicarbon ha

licenciado 15 veces su tecnología con capacidades hasta 3900 tpd (Buitnik, 2009; www.stamicarbon.com). La principal diferencia entre ambas tecnologías es la forma en la que se realiza la atomización de la solución de urea en el granulador.

Por otro lado, Toyo Engineering Corporation (TEC) introdujo en los '70 la tecnología de lechos de chorro. Para fines de los '80, TEC mejoró su tecnología combinando lechos fluidizados con lechos de chorro. Desde entonces, ha licenciado 18 plantas con capacidades desde 50 tpd en 1975 a 3250 tpd en 2010 (Nakamura, 2007).

De la información mencionada en cuanto a capacidades de planta actuales, es claro que la tecnología más ampliamente aceptada para la producción de urea granulada es la de lecho fluidizado UFT. Esta razón junto con la presencia de Profertil S.A. en nuestra región cercana, cuyo proceso de granulación también corresponden a tecnología UFT, constituyen motivos claros para focalizar el estudio en la granulación de urea en lechos fluidizados.

Además del equipo central de granulación (granulador), las plantas de producción de urea involucran otras unidades de operación (molinos, zarandas, enfriadores, etc.) que permiten producir gránulos con la calidad requerida para su venta. Dichos equipos conforman lo que se denomina el circuito de granulación, el cual será descripto para la tecnología UFT.

1.7. Circuito de granulación de urea

En la Figura 1.6 se presenta un esquema de un circuito de granulación típico de tecnología UFT (Cotabarren et al., 2011). La unidad central es el granulador, donde partículas de urea conocidas como semillas (generalmente material fuera de especificación) son continuamente introducidas para su crecimiento. El granulador de esta tecnología en particular está constituido por tres cámaras de crecimiento, seguidas por otras tres destinadas a enfriamiento y acondicionamiento de los gránulos (Alnajar, 2010; Kayaert, 1980). Cada uno de los lechos de partículas se encuentra sobre una placa perforada, a través de la cual fluye el aire de fluidización de manera ascendente. Las cámaras están comunicadas entre sí por tabiques segmentados en la parte inferior, de forma tal que las partículas avanzan a través de ellas por el principio de vasos comunicantes (Bertín et al., 2007). Las cámaras de crecimiento cuentan con una serie de boquillas binarias asistidas con aire para la atomización del ligante en la parte inferior, justo por encima de la placa perforada. La solución de urea, que se comporta prácticamente como un ligante fundido debido a su alta concentración (entre 95 y 97 %p/p), es atomizada en forma de

pequeñas gotas sobre las semillas (de entre 0.2 y 3 mm) a una temperatura entre 130 y 132 °C (Franzrahe, 2010; Kayaert y Antonus, 1997; Potthoff, 2007; www.uhde-fertilizer-technology.com). El aire de atomización es provisto a una presión entre 1.0 y 1.2 barg y a una temperatura entre 130 y 135 °C (para evitar la solidificación de urea dentro de la boquilla), generando gotas de aproximadamente 20 μm (Alnajar, 2010; Kayaert, 1980). La solución de urea contiene además formaldehído (aproximadamente, 0.30-0.55 %p/p en el producto final), el cual es adicionado para reducir la generación de polvo y minimizar la formación de aglomerados en los silos de almacenamiento (Brouwer, 2010a; Niks et al., 1980).

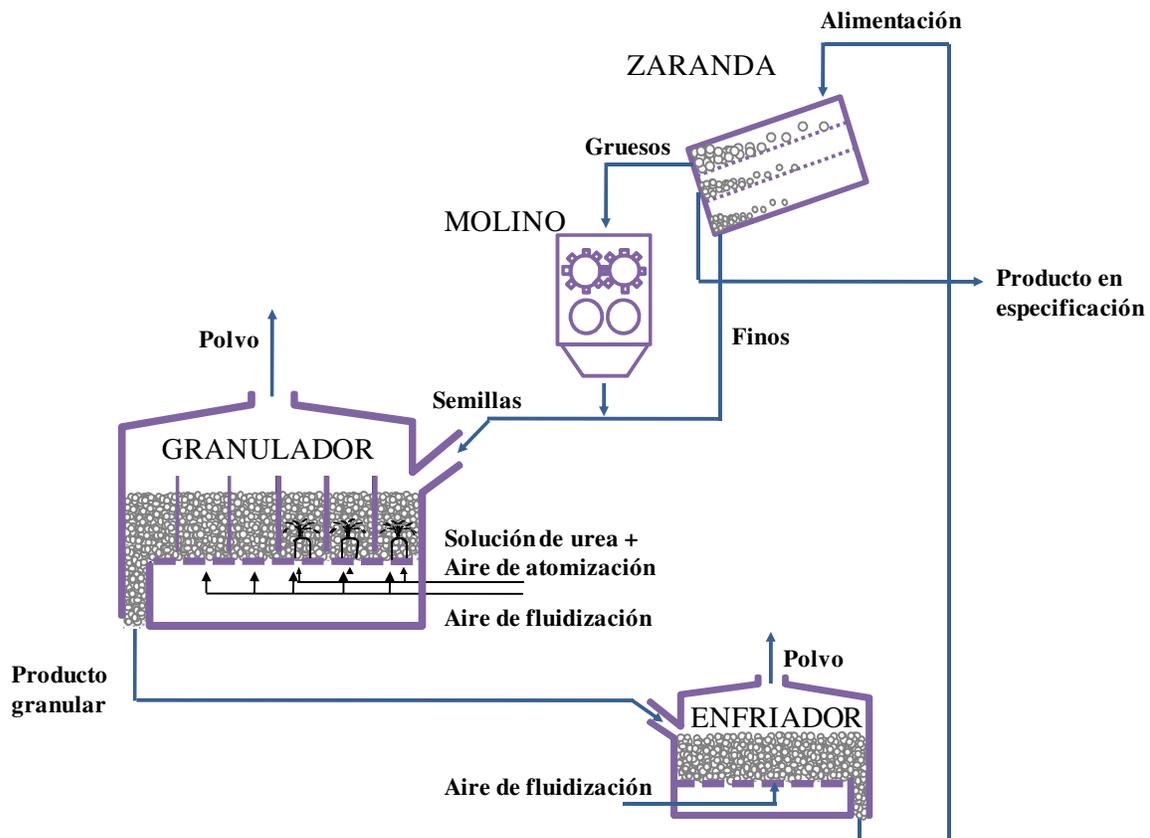


Figura 1.6. Circuito de granulación de urea (Cotabarren et al., 2011).

A medida que las partículas avanzan por las cámaras de crecimiento, que operan entre 109 y 112 °C, crecen por la deposición de finas gotas de fundido, las cuales experimentan la solidificación de urea y evaporación del contenido de agua en simultáneo (Alnajar, 2010; Franzrahe, 2010; Kars, 1984). La temperatura de las cámaras debe ser lo suficientemente alta como para evaporar el agua de la solución de urea, pero inferior al punto de fusión de la urea (132 °C) para evitar la formación de aglomerados o la fusión del lecho completo. La

solidificación de urea es acompañada por la liberación de calor (el calor de disolución de la urea es endotérmico). Este calor es parcialmente compensado por la evaporación del agua que contiene la solución de urea (i.e., 5-7 %p/p). Por esta razón, la cantidad de aire de fluidización necesaria para mantener las cámaras en el nivel deseado de temperatura (109-112 °C) es menor que la requerida por otras tecnologías. En las cámaras de enfriamiento, los gránulos se enfrían hasta aproximadamente 70-90 °C (Niks et al., 1980). Las partículas de urea abandonan el granulador por el fondo del equipo mientras que las semillas son alimentadas en la primera cámara por encima de la superficie del lecho, cuya altura se encuentra entre 0.7 y 0.75 m (Alnajar, 2010; Kayaert, 1980). Los lechos son poco profundos para evitar que al fluidizar partículas de tamaño relativamente grandes se formen bolsones de aire o *slugs* (Kunii y Levenspiel, 1991). Por otra parte, el tope del granulador se mantiene bajo un cierto vacío (entre -0.041 y -0.046 barg) para impedir que el polvo generado durante la granulación ingrese al ambiente laboral (Alnajar, 2010; Kayaert, 1980). Según Mörl et al. (2007) y Veliz et al. (2010), la velocidad superficial del aire de fluidización debe ser entre dos y tres veces la velocidad de mínima fluidización de las semillas para favorecer el recubrimiento de las partículas y evitar la formación de aglomerados. Por ejemplo, para un lecho de partículas de urea de aproximadamente 3 mm de diámetro, con velocidad de mínima fluidización alrededor de 1 m/s, se requiere una velocidad superficial de gas del orden de 3 m/s para minimizar el fenómeno de coalescencia (Veliz et al., 2010). Teniendo en cuenta que la tecnología UFT demanda típicamente 170 Nm³/h de aire de fluidización por tpd de producto final (Alnajar, 2010), es posible estimar un valor de referencia de aproximadamente 0.009 m²/tpd para el área transversal de granulador.

La corriente de sólidos que abandona el granulador se alimenta por gravedad a un enfriador de lecho fluidizado, donde se reduce su temperatura para evitar aglomeraciones y facilitar el manejo de los gránulos aguas abajo. Los sólidos que salen de la unidad de crecimiento poseen una distribución de tamaño de partículas que no satisface en su totalidad los requerimientos para su comercialización; por lo tanto, son enviados mediante un elevador de cangilones hacia un sistema de clasificación por tamaño. Las zarandas vibratorias de doble paño separan entonces el material en especificación (producto), material de tamaño mayor al especificado (gruesos) y material de tamaño menor al requerido (finos). El producto se envía al sector de almacenamiento mientras que los gruesos son reducidos en molinos para reciclarse, junto con los finos separados en la zaranda, como semillas al granulador. Los molinos cuentan con dos pares de rodillos colocados en serie, los cuales permiten disminuir el tamaño de los gruesos sin generar excesivo

polvo (Cotabarren et al., 2008). De acuerdo con Alnajar (2010), el espaciado del par de rodillos superior es aproximadamente el 50 % del tamaño de apertura de la malla superior de las zarandas mientras, que el espaciado del par de rodillos inferior es el 50 % del tamaño de apertura de la malla inferior. Los tamaños de apertura de mallas de alambre para zarandas inclinadas deben ser entre 5 y 10 % mayores que el máximo tamaño de partícula que se admite en la corriente de sólidos pasante (Gupta y Yan, 2006).

Previamente al almacenamiento del producto a granel, las partículas con granulometría apta para la venta son enviados a un segundo enfriador de lecho fluidizado, donde se disminuye su temperatura hasta 40 °C (Alnajar, 2010).

En la práctica industrial, la calidad del producto se establece a partir de dos parámetros: el SGN (*Size Guide Number*) y el UI (*Uniformity Index*). El SGN representa el tamaño de partículas en milímetros multiplicado por cien, para el cual el 50 % de la distribución en masa es más gruesa y el 50% es más fina. Entonces, el SGN es indicativo de un tamaño medio (mediana en masa) de una distribución de tamaño de partículas (*Particle Size Distribution, PSD*). Con relación al UI, representa la dispersión de la PSD de la muestra y se define como el cociente entre el tamaño que permite el pasaje del 5 % de la masa a través de la malla y aquel que permite el pasaje del 90 % de la masa a través de la malla, multiplicado por cien. Valores de UI altos señalan una distribución de tamaño poco dispersa. El cálculo de ambos parámetros se describirá detalladamente en el Capítulo 2. Para el caso particular de urea granulada, el mercado internacional sugiere valores de UI mayores a 50 y un SGN entre 270 y 310. Se requiere, además, que la mayor parte del producto se encuentre entre 2 y 4 mm (CF Industries 2011; Giovanelli y Schech, 2004; Karnaphuli Fertilizer Co, 2011).

Típicamente, el proceso de granulación UFT posee relaciones de reciclo al granulador entre 0.5 y 1 (UFT Brochure, 2011). La relación de reciclo se define como el cociente entre la cantidad de material fuera de especificación (finos y gruesos clasificados en las zarandas) y la cantidad de producto obtenido. Por otra parte, si se desprecian las pérdidas de material debido al polvo que se genera en el sistema, todo el caudal másico de producto corresponde al de solución de urea inyectada multiplicado por la fracción de urea presente en dicha solución.

En la Tabla 1.3 se resumen valores típicos reportados en la literatura para las distintas variables del circuito de granulación de urea.

En la actualidad, la operación de los circuitos resulta compleja y, en muchas ocasiones, se lleva a cabo por prueba y error en base a la experiencia previa (Balliu, 2005; Cameron et al., 2005; Hasltensen et al., 2006). Una de las principales dificultades es que sólo una baja fracción del material que abandona el granulador se encuentra dentro del rango especificado. Por ende, el circuito suele operar con un alto reciclaje a la unidad de crecimiento (Balliu, 2005; Adetayo et al., 1993).

Tabla 1.3. Variables operativas típicas.

Solución de urea	Concentración de urea	96 %p/p
	Concentración de formaldehído	0.66-0.81 %v/v
	Temperatura de entrada	132 °C
	Caudal másico de entrada total	≈ 0.96 <i>P</i>
	Tamaño de gota	20 μm
Producto	Caudal másico	<i>P</i> tpd
	SGN	270-310
	UI	>50
	Temperatura	40 °C
	Contenido de formaldehído	0.30-0.55 %p/p
	Humedad	0.2 %p/p
	Resistencia a la rotura	4 kg _f (3mm diámetro)
Aire de atomización	Temperatura de entrada	130-135 °C
	Presión de entrada	1-1.2 barg
Reciclo (semillas)	Caudal másico	0.5 <i>P</i> – 1 <i>P</i>
	Tamaño de semilla	0.2-3 mm
Aire de Fluidización	Velocidad superficial	≈3 m/s
	Temperatura de entrada mínima	Temp. Ambiente
	Caudal volumétrico	(170 Nm ³ /h/tpd) <i>P</i>
Cámaras de crecimiento	Temperaturas	109-112 °C
	Área transversal	(0.009 m ² /tpd) <i>P</i>
	Altura de lecho	0.7-0.75 m
Cámaras de enfriamiento	Temperaturas	70-90 °C
	Altura de lecho	0.7-0.75 m
Granulador total	Vacío en tope	-0.041 y -0.046 barg
Molino de rodillos	Espaciado entre rodillos, par superior	50 % apertura de malla superior de la zaranda
	Espaciado entre rodillos, par inferior	50 % apertura de malla inferior de la zaranda
Zarandas vibratorias	Apertura malla superior	1.05-1.1 del máximo tamaño de partícula pasante
	Apertura malla inferior	1.05-1.1 del máximo tamaño de partícula pasante

Por otro lado, las características del reciclaje tienen gran influencia sobre el desempeño del granulador. Esta corriente retroalimenta masa, energía y una determinada distribución de tamaño de partículas al granulador, generando frecuentes oscilaciones en la operación del circuito. Dependiendo de las condiciones operativas, estas oscilaciones se amortiguan o bien producen inestabilidades crecientes que pueden conducir a paradas de planta indeseadas. Las oscilaciones, a su vez, conllevan a un producto granular con propiedades que varían en el tiempo (Adetayo et al., 1995; Heinrich et al., 2003).

En cuanto al granulador específicamente, una de las mayores problemáticas reside en el estrecho rango de temperaturas factibles. Para garantizar la evaporación del agua, que contiene la solución concentrada de urea, es necesaria una temperatura mayor a 100 °C. Sin embargo, para evitar la fusión de los gránulos la temperatura no debe superar los 132 °C (Kayaert y Antonus, 1997). Altas temperaturas conducen a la formación de aglomerados; si éstos son muy grandes se depositan en el fondo del lecho y a veces sobre las boquillas de atomización, modificando significativamente las condiciones de fluidización y, en situaciones extremas, conduciendo a la parada del equipo.

Otro problema operativo frecuente reside en las zarandas de clasificación, donde la obstrucción y/o el ensuciamiento de las mallas aumentan la presencia de finos en la corriente de producto, disminuyendo su calidad y la eficiencia del circuito.

1.8. Antecedentes

La información disponible en la literatura abierta sobre circuitos de granulación de urea es escasa. Los principales aportes en cuanto a su operación provienen de la publicación de patentes (Kayaert y Antonus, 1997; Nicks et al., 1980).

En la literatura científica, los trabajos previos referentes a circuitos de granulación se han focalizado en la producción de otros fertilizantes. En cuanto a las unidades periféricas, en particular molinos y zarandas, han sido ampliamente estudiados en el contexto de la industria minera.

Los primeros estudios realizados sobre circuitos de granulación de fertilizantes corresponden a Han y Wilenitz (1970). Los autores estudiaron la granulación en tambores rotativos, incluyendo modelos sencillos para el molino y la zaranda. Posteriormente, Adetayo et al. (1993)

focalizaron sus investigaciones en un circuito de granulación de sulfato de amonio (AS), fosfato monoamónico (MAP) y fosfato diamónico (DAP). Este circuito incluye un granulador de tambor rotativo para el crecimiento de las partículas, un molino de martillo para el acondicionamiento de los gruesos y una zaranda vibratoria para la clasificación por tamaño. A través de ensayos experimentales en un tambor rotativo escala laboratorio y mediante modelos ajustados con datos provenientes de una planta industrial para el molino y la zaranda, Adetayo (1993) realizó simulaciones del circuito completo en estado estacionario para estudiar el mecanismo fundamental de crecimiento (en este caso aglomeración), el efecto del caudal y la viscosidad del ligante (soluciones de AS, MAP y DAP) y de diferentes eficiencias en el molino y las zarandas sobre el reciclo al granulador. Las simulaciones, en principio del proceso discontinuo (Adetayo, 1993), fueron luego extendidas a operaciones continuas (Adetayo et al., 1995) y demostraron que la relación de reciclo presenta un mínimo si se aumentan el caudal de ligante, las eficiencias de operación del molino y de la zaranda y si el ligante tiene menor viscosidad.

Wildeboer (1998) estudió el comportamiento de estado estacionario y dinámico de un circuito de granulación para fertilizantes similar al investigado por Adetayo (1993), pero utilizando un granulador de alto corte como unidad central de crecimiento y agregando una etapa de secado aguas abajo. Para el granulador, consideró sólo crecimiento por aglomeración y supuso que la masa dentro del mismo era constante en el tiempo. Por lo tanto, el estudio dinámico se limitó a seguir el comportamiento de la distribución de tamaño de partículas (*Particle Size Distribution*, PSD) en distintas corrientes del circuito. El análisis de estado estacionario permitió estudiar el efecto de la velocidad de aglomeración (modificada mediante cambios en el factor *kernel*, constante cinética que cuantifica los choques efectivos entre partículas), la apertura de la malla inferior de la zaranda de doble paño y el tipo de flujo en el granulador (i.e. flujo pistón o perfectamente mezclado) sobre la PSD y el caudal de las corrientes de finos y productos. Se demostró que a bajos *kernels* y altas aperturas de malla, la corriente de producto contiene menos finos. En las simulaciones dinámicas se investigó la estabilidad del circuito ante distintos tipos de flujo en el granulador y perturbaciones tipo escalón o pulso en el *kernel* de aglomeración. Se observó que el comportamiento dinámico depende fuertemente de ambas variables (i.e., tipo de flujo y *kernel* de aglomeración), verificando respuestas más inestables al simular flujo tipo pistón.

Continuando con el trabajo de Adetayo (1993), se desarrollaron estudios dinámicos y de control sobre el mismo circuito de granulación. Zhang et al. (2000), Pottmann et al. (2000),

Gatzke y Doyle III (2001), Sanders et al. (2009), entre otros, implementaron distintos tipos de control sobre dicho circuito. Balliu (2005) y Balliu y Cameron (2007) mejoraron el modelo del granulador de tambor rotativo incluyendo crecimiento por recubrimiento, rotura y reacción además de aglomeración en el balance de población (*Population Balance Equation*, PBE). El PBE es el balance que permite simular los cambios de tamaños que experimentan las partículas en un dado proceso y, en consecuencia, caracterizar completamente la distribución de tamaño de partículas (Randolph y Larson, 1971). También, consideraron balances de energía y masa para completar el modelo dinámico y ajustaron la totalidad de los modelos con datos de una planta industrial.

Si bien todos estos autores realizaron trabajos muy completos para circuitos con tambores rotativos, las variables más influyentes sobre la performance de estos casos no coinciden con las correspondientes a los circuitos que operan en base a granuladores de lecho fluidizado. Para este tipo específico de granulador, Heinrich et al. (2002), Heinrich et al. (2003), Drechsler et al. (2005) y Radichkov et al. (2006) estudiaron circuitos de granulación donde el lecho fluidizado era escala laboratorio y estaba constituido por una única cámara de crecimiento. El PBE desarrollado para el granulador contempló el desgaste superficial de las partículas (atrición) y crecimiento por recubrimiento. Las zarandas fueron modeladas mediante una curva de partición mientras que para la PSD de salida del molino se supuso la media aritmética y desviación estándar (es decir, el molino no fue modelado). El simulador no incluyó validación experimental de los modelos desarrollados. Las simulaciones de estado estacionario y dinámico se llevaron a cabo considerando masa constante en el granulador o bien distribuciones Gaussianas arbitrarias para representar las corrientes de semillas y de salida del molino. Se observó que el comportamiento del circuito dependía de la calidad de la corriente de salida del molino, siendo más estable cuanto más grandes eran esas partículas. Recientemente, Dosta et al. (2010) y Werther et al. (2011) utilizaron el modelo dinámico derivado por este grupo de investigadores para realizar simulaciones con el software SolidSim (SolidSim, 2011). Este simulador, especialmente desarrollado para las industrias que manejan sólidos, tiene implementados además de los modelos previamente mencionados, una gran cantidad de modelos genéricos (zarandas, ciclones, molinos, unidades de crecimiento de tamaño, etc.). Sin embargo, aunque el simulador provea módulos de simulación para las operaciones que involucran sólidos, éstos no son de directa aplicación a otros materiales. En efecto, los modelos poseen una variedad de parámetros de ajuste que dependen de diversas propiedades del sólido. Es por ello que, aún hoy, los modelos para representar operaciones unitarias que manejan sólidos no están tan avanzados como

aquellos que se utilizan para simular procesos que involucran gases y líquidos. Los modelos implementados en estos simuladores de procesos, donde intervienen, sólidos son de tipo empírico o semi-empírico y contienen parámetros que deben ser adaptados al sistema específico (Schwier et al., 2010).

1.9. Motivaciones

De las secciones anteriores, resulta claro el rol esencial de los fertilizantes en la agricultura mundial. Su producción debe acompañar la creciente demanda de agroquímicos para sostener el crecimiento en la población mundial y el uso de recursos renovables para la obtención de biocombustibles.

Por otro lado, la operación actual de las plantas de granulación dista en general de la capacidad de diseño presentando altas relaciones de reciclaje debido a la dificultad para producir partículas dentro de los rangos comercializables y frecuentes paradas de planta por el estrecho rango de condiciones operativas que pueden manejar (Cameron et al., 2005). En consecuencia, se necesita realizar estudios que permitan comprender los principios básicos que regulan la operación de los circuitos de granulación para: aumentar la eficiencia de las plantas que se encuentran en operación actualmente y mejorar las tecnologías existentes para la producción de fertilizantes de un modo más competitivo. Es importante lograr que las plantas dejen de operar por prueba y error, como ocurre actualmente. Esto será posible, sólo si se consigue reemplazar el empirismo por modelos fenomenológicos que representen adecuadamente las relaciones causa-efectos para amplios rangos operativos.

Considerando que la urea es el fertilizante nitrogenado más usado, que la tecnología líder corresponde a la granulación en lechos fluidizados, que se pronostica una sostenida instalación de nuevas plantas de urea y que los circuitos de granulación operan lejos de sus puntos óptimos, resulta estratégico desarrollar un simulador completo de un circuito de urea basado en tecnología UFT LF que permita el análisis de la operación en estado estacionario y dinámico, el estudio de las variables que más afectan la performance del circuito y la definición de nuevos puntos operativos mediante la implementación de diferentes optimizaciones.

Como se mencionó, otra motivación concreta al tema de estudio de esta Tesis es la presencia en la ciudad de Bahía Blanca de la empresa Profertil S.A. que desde el año 2001 produce 1.1 Mt/año de urea granulada destinadas principalmente al consumo local. La constante interacción

con la empresa ha permitido contar con información experimental de la planta de alta capacidad para la validación de algunos de los modelos matemáticos que se proponen en el marco de la presente Tesis.

El objetivo global de este trabajo de Tesis es entonces, desarrollar capacidades para la operación eficiente de circuitos de granulación de fertilizantes. En particular, el estudio se centra en el modelado, simulación y optimización de un circuito para producción de urea granulada basado en tecnología UFT LF.

Con el propósito arriba indicado, se han definido los siguientes objetivos específicos:

- Desarrollar modelos matemáticos para representar las unidades de molienda y zarandas.
- Estimar los parámetros involucrados en los modelos de las distintas unidades utilizando datos de una planta industrial.
- Adaptar el modelo del granulador de lecho fluidizado desarrollado por Bertín (2011) para su inclusión en el circuito completo.
- Integrar los modelos de las distintas unidades para contar con un simulador del circuito completo y resolver numéricamente el reciclo de material fuera de especificación que se alimenta al granulador.
- Realizar un análisis de sensibilidad para comprender la operación del circuito completo e identificar las variables operativas que más afectan la performance del mismo.
- Definir condiciones óptimas para la operación estacionaria de la planta y realizar estudios de control óptimo dinámicos para maximizar la producción de planta, garantizando que los gránulos obtenidos posean la calidad granulométrica adecuada para su venta.

Capítulo 2

MUESTREO, ESTIMACIÓN Y REPRESENTACIÓN DE DISTRIBUCIONES DE TAMAÑO DE PARTÍCULAS

2.1. Introducción

Los ingenieros y los científicos están habituados a tratar con gases y líquidos, cuyas propiedades se pueden medir fácilmente. Más aún, algunas se encuentran tabuladas y varias pueden ser predichas con buena precisión en función de propiedades moleculares. Con partículas sólidas, sin embargo, la situación es muy diferente. En efecto, las propiedades de flujo de un dado polvo dependen no sólo del tamaño de las partículas sino también de la forma y propiedades de la superficie de las mismas, la humedad de la atmósfera que las rodea y el estado de compactación del polvo. Estas variables no son fáciles de caracterizar y, por ende, su influencia sobre las propiedades de flujo del polvo es difícil de predecir o controlar fehacientemente. Curiosamente, los polvos parecen tener algunos comportamientos de las tres fases: sólida, líquida y gaseosa. Por ejemplo, los polvos pueden ser comprimidos como los gases, pueden fluir como los líquidos y pueden soportar cierta deformación como los sólidos (Allen, 1997; Litster et al., 2004; Rhodes, 2008). Por lo tanto, los sistemas particulados son más complejos que los líquidos y gaseosos. Además, ellos pueden ser abrasivos, resistentes o frágiles, fluir fácilmente o ser cohesivos, tener diferentes tamaños, porosidades, formas, etc.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

Dentro de las variables con las que se pueden caracterizar las partículas, el tamaño juega un papel clave en las propiedades del polvo a granel (Allen, 1997; Rhodes, 2008; Seville et al., 1997). En consecuencia, la descripción del tamaño de las partículas es un aspecto central para la caracterización del sistema particulado. Las corrientes sólidas suelen transportar partículas de diferentes tamaños. Por esta razón, la propiedad "tamaño" no puede asignarse a un único valor y debe ser representada por un conjunto de valores. En efecto, una población de partículas polidispersa debe ser caracterizada por una distribución de tamaño de partículas (Schwier et al., 2010; Seville et al., 1997).

Como se describió en el Capítulo 1, la mayoría de las corrientes del circuito de granulación (exceptuando las líneas de solución de urea y de aire de atomización y fluidización) transportan material particulado. Suponiendo que los gránulos que ellas transportan poseen propiedades equivalentes exceptuando el tamaño, las corrientes quedan definidas no sólo por su caudal másico y nivel térmico sino también por su distribución de tamaño de partículas. En este contexto, la determinación de la PSD de una cierta corriente requiere contar, en primer lugar, con una muestra representativa de la misma. Aunque se disponga de mucha habilidad técnica en el método experimental de determinación de la distribución de tamaño de partículas, los resultados carecen de valor si la muestra utilizada para el análisis no es representativa de la corriente que se desea estudiar (Allen, 1997; Barbosa-Cánovas et al., 2005; Fayed y Otten; 1997; Gupta y Yan, 2006; Wills y Napier-Munn, 2006).

La distribución de tamaño de partículas de una muestra representativa puede establecerse por técnicas de diferente grado de complejidad. La selección del método de evaluación de la PSD básicamente puede determinarse teniendo en cuenta el rango de tamaños que presenta la población a evaluar y el tipo de tamaño que se desea establecer (i.e., diámetro de una esfera equivalente que mantiene el área proyectada, la velocidad terminal, etc.), el cual debe definirse en el contexto del proceso. Entre las técnicas más conocidas pueden citarse: tamizado, microscopía, elutriación, sedimentación, difracción laser (Holdich, 2002; Rhodes, 2008).

Una vez disponible la información experimental de la distribución de tamaño de partículas, ésta se puede representar gráficamente usando diferentes funciones, algunas de ellas valiosas para determinar propiedades promedio de la población.

En este capítulo se introduce primeramente una descripción sintética de las consideraciones elementales del muestreo de corrientes sólidas y de la técnica de tamizado, la cual resulta

apropiada para determinar la PSD de las corrientes de urea sólida del circuito de granulación. En segundo lugar, se presentan conceptos básicos asociados a las funciones que se utilizan comúnmente para representar distribuciones de partículas, especialmente aquellas directamente asociadas al desarrollo de esta Tesis. Finalmente, se describen los ensayos experimentales realizados sobre una planta de alta capacidad y el tratamiento de los datos para su utilización en procesos de ajuste de parámetros de los distintos modelos que representan los equipos que constituyen el circuito de granulación.

2.2. Muestreo y Tamizado

A diferencia de los fluidos, las propiedades de las partículas pueden cambiar bajo la aplicación de fuerzas. En efecto, los sólidos pueden compactarse con el tiempo o sufrir desgastes superficiales, rotura o segregación durante la manipulación y el transporte. Por estas razones, el muestreo de corrientes sólidas presenta desafíos específicos; el más importante se asocia a evitar la tendencia natural que tienen los sólidos a segregarse, principalmente de acuerdo a su tamaño y en menor proporción debido a su densidad y forma (Allen, 1997; Holdich, 2002; Rhodes, 2008). El objetivo primordial del muestreo es conseguir una masa suficientemente pequeña como para ser utilizada en las distintas técnicas de análisis pero representativa de toda la población de la cual fue tomada (Barbosa-Cánovas et al., 2005). Por este motivo, se requiere que todas las partículas tengan la misma probabilidad de ser incluidas en la muestra final, es decir que todas estén igualmente accesibles. Para satisfacer estas necesidades existen dos “reglas doradas” que deberían ser aplicadas al muestreo siempre que sea posible (Allen, 1997; Barbosa-Cánovas et al., 2005; Seville et al., 1997):

- La toma de muestras debe realizarse preferentemente en corrientes en movimiento; aunque también se pueden muestrear partículas sobre cintas transportadoras.
- La corriente en su totalidad debe muestrearse varias veces a intervalos regulares de tiempo.

Por lo tanto si, por ejemplo, se desea muestrear una corriente en caída libre o sobre una cinta transportadora es importante que el recipiente usado para colectar la muestra (usualmente llamado *cutter*) se mueva intermitentemente y a una velocidad relativamente constante a lo largo de todo el ancho de la corriente o la cinta según corresponda (Holdich, 2002).

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

Es común que, debido a estas recomendaciones, la muestra primaria resulte aún demasiado grande para las técnicas de análisis. Consecuentemente, con frecuencia, se requiere subdividir esa muestra primaria en diversas sub-muestras representativas de la original. Para ello, se recurre a equipos tales como cuarteadores, divisores giratorios, divisores de cono rotatorios, etc. (Barbosa-Cánovas et al., 2005; Holdich, 2002).

Tal como se mencionó en la introducción, una de las técnicas más comunes para determinar la distribución de tamaño de partículas de corrientes sólidas es el tamizado. Esta técnica es adecuada para el análisis de partículas cuyos tamaños se encuentran entre 20 μm y 125 mm. Todas las corrientes sólidas del circuito de granulación de urea poseen distribuciones de tamaño de partículas dentro de este rango. Por esa razón, y considerando que el tamizado es simple, requiere baja inversión y los operadores no necesitan ser muy calificados, resulta una técnica apta para la caracterización de fertilizantes granulados.

La muestra de partículas se tamiza en una torre de tamices estandarizados con mallas de distinta apertura que pueden seguir una progresión geométrica. Una vez que se establece la torre de tamices, la misma se coloca en un equipo que agita el conjunto de tamices por el tiempo que se desee o que requiera la técnica (ver Figura 2.1). En general, el tiempo de tamizado necesario aumenta con la masa cargada (Seville et al., 1997).



Figura 2.1. Torre de tamizado.

Una vez concluido el proceso de tamizado, se pesa la masa recolectada sobre cada tamiz. Es importante recalcar que el análisis por tamizado da resultados de masa de partículas colectada

entre dos mallas de aperturas definidas. La apertura de una malla puede estar especificada por medio del número de aperturas por pulgada lineal (Mesh) y el espesor del alambre; o bien directamente mediante su valor (h). Existen muchos estándares para tamices, por ejemplo: ASTM (EEUU), BSI (Gran Bretaña), DIN (Alemania), AFNOR (Francia), JSA/JIS (Japón), ISO (Normas internacionales). Para una misma Mesh, las distintas normas proveen mallas con distinta apertura debido a que utilizan diferente espesor de alambre. En general, se pueden adquirir tamices cuyas aperturas siguen una progresión geométrica con una razón constante de $2^{1/2}$, $2^{1/3}$ o $2^{1/6}$. Por lo tanto, el cociente entre las aperturas de dos tamices consecutivos provistos por los fabricantes suele ser un valor específico y constante (Rhodes, 2008; Wills y Napier-Munn, 2006).

2.3. Distribuciones de partículas

2.3.1. Histogramas

En forma genérica, una distribución de partículas discreta es una lista de valores que define la cantidad de partículas (F_i) de la población que existe en la clase i de una dada propiedad (ψ). La cantidad puede estar expresada en número, masa, fracción en peso, etc., mientras ψ puede representar una variedad de propiedades de las partículas (e.g., diámetro, superficie, volumen, porosidad, densidad, etc.) (Litster et al., 2004).

La grilla que representa la propiedad ψ está constituida por distintos intervalos o clases, donde a cada una de ellas le corresponde un valor determinado de F_i . Tal como se presenta en la Figura 2.2, los extremos de cada clase i se denominan nodos (ψ_i y ψ_{i+1} para el izquierdo y el derecho, respectivamente). La distancia ($\Delta\psi$) entre ellos puede ser constante o variable, según la grilla siga una progresión geométrica, aritmética, etc. (Bertín, 2011). Cuando las distribuciones de partículas son angostas se recomienda el uso de una grilla de progresión aritmética mientras que cuando son amplias se prefiere una progresión geométrica.

La forma de representación más usual de una distribución de partículas es el histograma. Estos son diagramas de barras, donde cada una de ellas representa la frecuencia con que una propiedad se presenta en una dada población. A modo de ejemplo, la Figura 2.3 muestra una distribución de partículas expresada en número de partículas (N_i) en función del tamaño de partículas para la población de la tabla adjunta a la figura.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

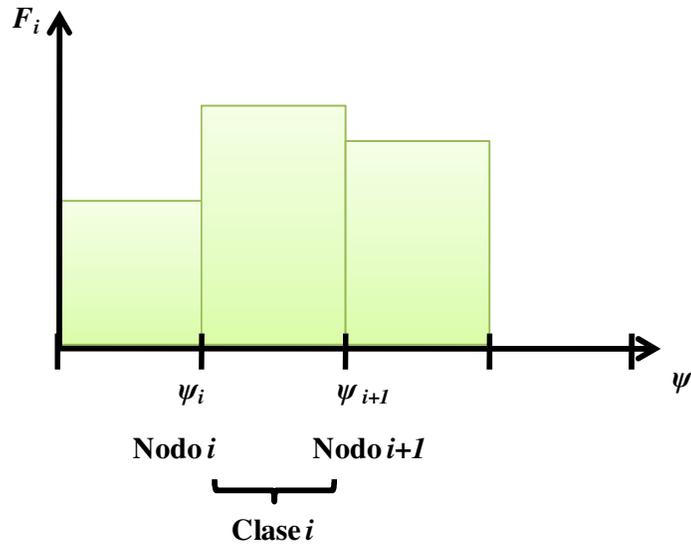


Figura 2.2. Ejemplo de una distribución de partículas.

tamaño (mm)	N_i (#)
0-0.5	1
0.5-1	1
1-1.5	2
1.5-2	2
2-2.5	2
2.5-3	1
3-3.5	1

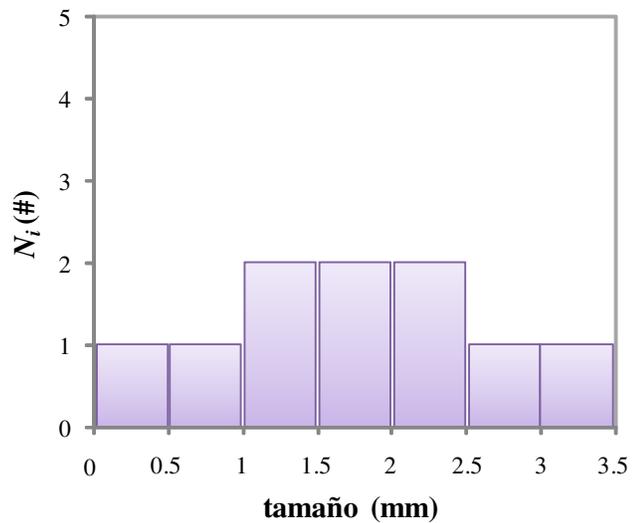


Figura 2.3. Histograma de una distribución de partículas expresada como número de partículas en función del tamaño.

2.3.2. Distribuciones acumuladas

Existen también otras maneras de expresar las distribuciones como son las curvas acumuladas. Éstas, a su vez, se clasifican en (Seville et al., 1997):

- Distribuciones acumuladas retenidas, donde la frecuencia acumulada de la clase i se calcula como la suma de todas las frecuencias de clases mayores e iguales a i :

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

$$f_i^{ar} = \sum_{k \geq i} F_k \quad (2.1)$$

- Distribuciones acumuladas pasantes, donde la frecuencia acumulada de la clase i representa la suma de todas las frecuencias de las clases menores o iguales a i :

$$f_i^{ap} = \sum_{k < i} F_k \quad (2.2)$$

Las figuras 2.4 y 2.5 ejemplifican, considerando que la cantidad se expresa en número de partículas, las distribuciones acumuladas pasantes (n_i^{ap}) y retenida (n_i^{ar}) correspondientes al histograma de la Figura 2.3.

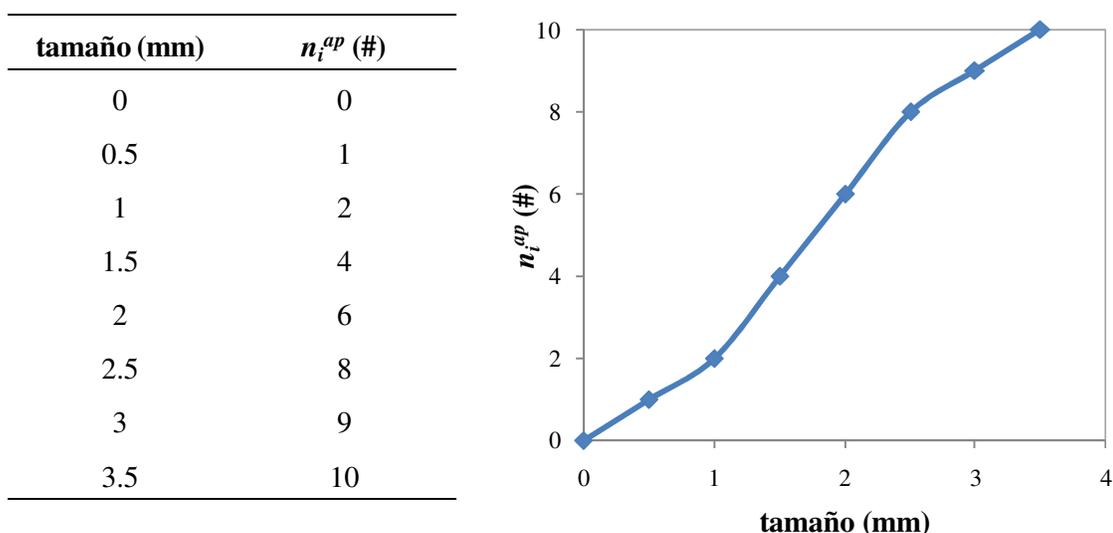


Figura 2.4. Función acumulada pasante correspondiente al ejemplo de la Figura 2.3.

2.3.3. Función densidad

La representación de una distribución de partículas en términos de número de partículas, masa, volumen, etc. vs. tamaño, posee como desventaja la fuerte dependencia que posee con la grilla que se selecciona para clasificar al sistema particulado. En efecto, como ha sido demostrado por Bertín (2011) y Bucalá y Piña (2007), una misma población da lugar a distintos histogramas si la grilla que se utiliza para representar los datos es diferente. Si, por ejemplo, para representar la distribución de tamaño de partículas de la Figura 2.3 se utiliza una grilla con distancia entre nodos igual a 1 mm en lugar de 0.5 mm, se obtiene el histograma de la Figura 2.6 que es claramente diferente al anterior aunque la población es idéntica.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

tamaño (mm)	n_i^{ar} (#)
0	10
0.5	9
1	8
1.5	6
2	4
2.5	2
3	1
3.5	0

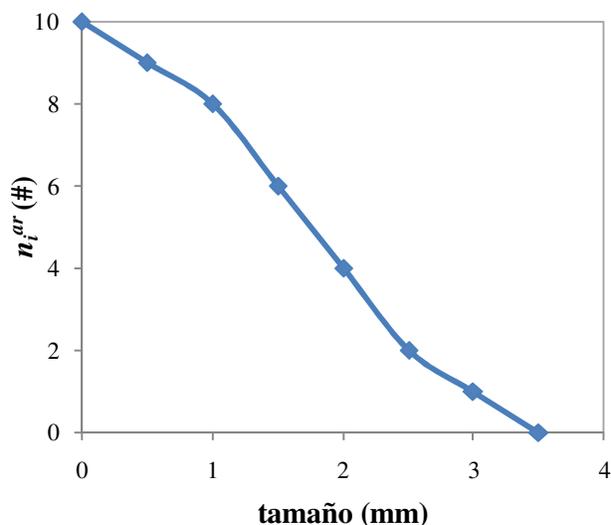


Figura 2.5. Función acumulada retenida correspondiente al ejemplo de la Figura 2.3.

tamaño (mm)	N_i (#)
0-1	2
1-2	4
2-3	3
3-4	1

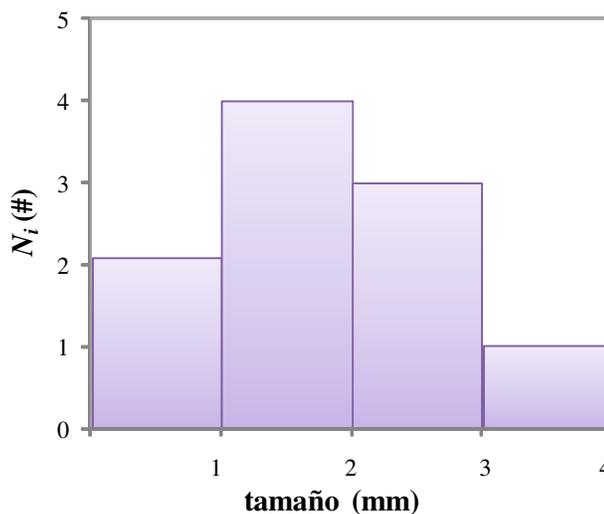


Figura 2.6. Histograma alternativo al ejemplo de la Figura 2.3.

Por esta razón, surge la necesidad de contar con otra función que no sea sensible al tamaño de las clases de la grilla seleccionada. Esta es la función densidad, que para una distribución discreta expresada en número se puede obtener como:

$$n_i = \frac{N_i}{d_{i+1} - d_i} = \frac{n_{i+1}^{ap} - n_i^{ap}}{d_{i+1} - d_i} \quad (2.3)$$

donde N_i es el número de partículas contenido en el intervalo i , entre los nodos consecutivos d_i y d_{i+1} . De acuerdo a la definición de la función acumulada pasante, N_i puede calcularse mediante la resta de dos valores consecutivos de dicha función.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

Para el ejemplo presentado, la unidad de la función densidad es número de partículas por unidad de tamaño (variable elegida para clasificar la población).

Existen otras variables de interés para el modelado y la representación de sistemas particulados, las cuales se derivan de la función densidad:

- Por unidad de tiempo (\dot{n}_i), variable útil en sistemas continuos para describir corrientes de entrada y salida:

$$\dot{n}_i = \frac{\dot{N}_i}{d_{i+1} - d_i} \quad (2.4)$$

donde \dot{N}_i es el caudal en número de partículas de la clase i de una dada corriente.

- Normalizada (\bar{n}_i):

$$\bar{n}_i = \frac{n_i}{N_T} \quad (2.5)$$

donde N_T es el número total de partículas de la población.

Las diferentes variables discretas que existen para representar una población cumplen a su vez con una serie de propiedades. Por ejemplo, la función densidad normalizada verifica que la sumatoria del producto entre esta variable y el intervalo de tamaño correspondiente ($d_{i+1}-d_i$) para toda la población, es igual a 1:

$$\sum_{i=1}^{\infty} \bar{n}_i (d_{i+1} - d_i) = \sum_{i=1}^{\infty} \frac{n_i}{N_T} (d_{i+1} - d_i) = \frac{1}{N_T} \sum_{i=1}^{\infty} N_i = \frac{N_T}{N_T} = 1 \quad (2.6)$$

En búsqueda de graficar la función densidad normalizada como una curva en lugar de un histograma, se debe respetar la propiedad dada por la Ecuación (2.6). Para ello, la función densidad asociada al intervalo i se asigna al valor medio aritmético de los extremos de la clase: $\bar{d}_i = (d_i + d_{i+1})/2$.

Graficando la función densidad discreta para las poblaciones representadas en las figuras 2.3 (grilla de 0.5 mm) y 2.6 (grilla de 1 mm) en función de \bar{d}_i , se observa que los todos valores de n_i se ubican sobre una misma curva que demuestra que la función densidad para una dada distribución de partículas es única e independiente de la grilla que se utilice para representarla

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

(Figura 2.7). En el ejemplo presentado en la Figura 2.7 se ilustra la función densidad no normalizada, por lo tanto el área bajo la curva es igual al número total de partículas.

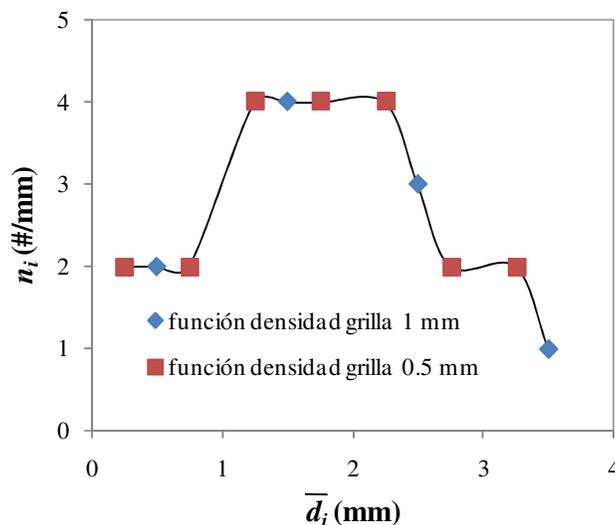


Figura 2.7. Distribuciones de tamaño de partículas de las figuras 2.3 y 2.6 expresadas en función densidad discreta.

2.3.4. Distribuciones de frecuencia continuas

Hasta aquí, todas las expresiones presentadas para representar la frecuencia de alguna propiedad de las distribuciones de partículas corresponden a funciones discretas. Sin embargo, para estudiar la evolución del cambio de tamaño de partículas en un determinado proceso es necesario formular el balance de población, el cual debe expresarse para su derivación en función de una variable continua (Ramkrishna, 2000).

Para manejar distribuciones continuas es necesario valerse de la hipótesis del continuo, según la cual un sistema particulado puede considerarse un medio continuo si se ignoran las discontinuidades partícula-fluido (Ramkrishna, 2000). Mediante esta hipótesis se puede definir la función densidad de manera continua, que para una distribución de partículas expresada en número es:

$$n(d) = \lim_{\Delta d \rightarrow 0} \frac{\Delta n^{ap}}{\Delta d} = \frac{d(n^{ap})}{d(d)} \quad (2.7)$$

donde d es el tamaño de partícula. En consecuencia, el número de partículas acumuladas hasta un cierto tamaño puede calcularse como:

$$n^{ap}(d) = \int_0^d n(d)d(d) \quad (2.8)$$

Además existen expresiones equivalentes a las Ecuaciones (2.4) y (2.5) para describir la función densidad continua por unidad de tiempo y normalizada. Las mismas se resumen en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Expresiones de la función densidad continua para una distribución expresada en número.

Función densidad continua	Notación	Unidades
Función densidad por unidad de tiempo	\dot{n}	$\frac{[\#]}{[longitud][tiempo]}$
Función densidad normalizada	$\bar{n} = \frac{n}{N_T}$	$\frac{1}{[longitud]}$

Asimismo, la función densidad continua también posee propiedades de utilidad para el análisis de distribuciones de partículas. Por ejemplo, de manera análoga a lo expresado por la Ecuación (2.6), el área bajo la curva de la función densidad normalizada versus el tamaño de partícula es igual a la unidad:

$$\int_0^\infty \bar{n}(d)d(d) = \int_0^\infty \frac{n(d)}{N_T} d(d) = \frac{1}{N_T} \int_0^\infty d(n^{ap}) = \frac{1}{N_T} (n_\infty^{ap} - n_0^{ap}) = \frac{N_T}{N_T} = 1 \quad (2.9)$$

2.4. Distribuciones experimentales del circuito de granulación

2.4.1. Conversión de distribuciones

Las funciones descritas en la Sección 2.3 para representar distribuciones están expresadas en términos de número de partículas distribuidas sobre la variable tamaño. No obstante, las definiciones presentadas pueden extrapolarse fácilmente a otras variables de frecuencia (masa, superficie, volumen, etc.) y a otras propiedades sobre las cuales se distribuya la población (porosidad, densidad, etc.).

Como se mencionó, la distribución de tamaño de partículas de los fertilizantes suele obtenerse mediante la técnica de tamizado. Por esta razón, los datos experimentales disponibles son masa de partículas retenida entre dos tamices de tamaños definidos. Para los mismos, se puede entonces calcular la función densidad discreta expresada en masa del siguiente modo:

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

$$m_i = \frac{M_i}{d_{i+1} - d_i} = \frac{m_{i+1}^{ap} - m_i^{ap}}{d_{i+1} - d_i} \quad (2.10)$$

donde m_i es la función densidad en masa, M_i corresponde a la masa colectada entre los tamices de aperturas d_i y d_{i+1} , y m_i^{ap} representa la masa acumulada pasante de la población.

Aunque los datos experimentales fueron medidos en la variable masa, el balance de población del granulador (que se introduce en el Capítulo 5 y se expresa en función densidad en número) requiere expresar los datos en términos de número de partículas. Por este motivo, a continuación se presenta la conversión entre distribuciones de partículas expresadas en masa y en número.

Si se considera que las partículas son esféricas, el volumen promedio de las partículas de la clase i se estima como $(\pi/6) \bar{d}_i^3$. Por lo tanto, una distribución de tamaño de partículas en número puede obtenerse a partir de la distribución discreta en masa de la siguiente manera:

$$N_i = \frac{M_i}{\rho_p \frac{\pi}{6} \bar{d}_i^3} \quad (2.11)$$

donde ρ_p es la densidad de la partícula, la cual para la urea granulada (que posee una porosidad despreciable) resulta igual a la densidad de la urea sólida e independiente del tamaño del gránulo. Por lo tanto la densidad de la urea granulada puede asumirse igual a 1330 kg/m^3 (Fertilizer Manual, 1998).

Una vez obtenida la distribución de tamaño de partículas en número, se puede determinar la distribución normalizada, la función densidad, etc. según el detalle dado en la Sección 2.3.

Es importante aclarar que la conversión correspondiente a la Ecuación (2.11) tiene errores asociados a las suposiciones de partículas esféricas, densidad de partícula independiente del tamaño y un único tamaño promedio para representar todas las partículas de la clase.

Para sistemas continuos la relación entre caudales numéricos (\dot{N}_i) y másicos (\dot{M}_i) por clase, bajo los mismos supuestos, es análoga a la Ecuación (2.11):

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

$$\dot{N}_i = \frac{\dot{M}_i}{\rho_P \frac{\pi}{6} \bar{d}_i^3} = \frac{\bar{M}_i \dot{m}_S}{\rho_P \frac{\pi}{6} \bar{d}_i^3} \quad (2.12)$$

donde \dot{m}_S es el caudal másico de la corriente de sólidos y \bar{M}_i es la fracción en masa de partículas en la clase i .

2.4.2. Propiedades promedio de las distribuciones experimentales

En general, las distribuciones de tamaño de partículas quedan caracterizadas a través de dos parámetros: un valor medio y una medida de la dispersión. Si bien existen muchas definiciones para cuantificar estos parámetros, tal como se mencionó en el Capítulo 1, en la industria de los fertilizantes la calidad de las corrientes sólidas suele expresarse en términos de las variables SGN y UI.

Dentro de las definiciones que existen para caracterizar el valor medio de una distribución, la mediana (d_{me}) es de las más populares. La misma se define como el valor de la propiedad (tamaño, volumen, etc.) para el cual la distribución acumulada (pasante o retenida) resulta igual al 50 %. El SGN es, en realidad, la mediana de una distribución en masa versus tamaño expresada en milímetros y multiplicada por 100. La Figura 2.8 muestra una distribución de tamaño de partículas en masa acumulada pasante normalizada (\bar{m}_i^{ap}); puede observarse que el SGN (y en consecuencia d_{me}) queda determinado por el tamaño para el cual el 50 % en masa de la población tiene un tamaño mayor a ese valor y el 50 % de la población posee un tamaño menor.

Por su parte, el UI se utiliza para determinar el grado de dispersión de una población. El mismo se define como el cociente entre el tamaño de apertura de malla que permite el pasaje del 5 % en masa de la población y el tamaño de apertura de malla de los tamices que permite el pasaje del 90 % en masa de la población, multiplicado por 100 (Giovannelli y Schech, 2004):

$$UI = 100 \frac{d_5}{d_{90}} \quad (2.13)$$

donde d_5 y d_{90} son las aperturas de malla que permiten el pasaje del 5 % y el 90 % en masa de la población, respectivamente.

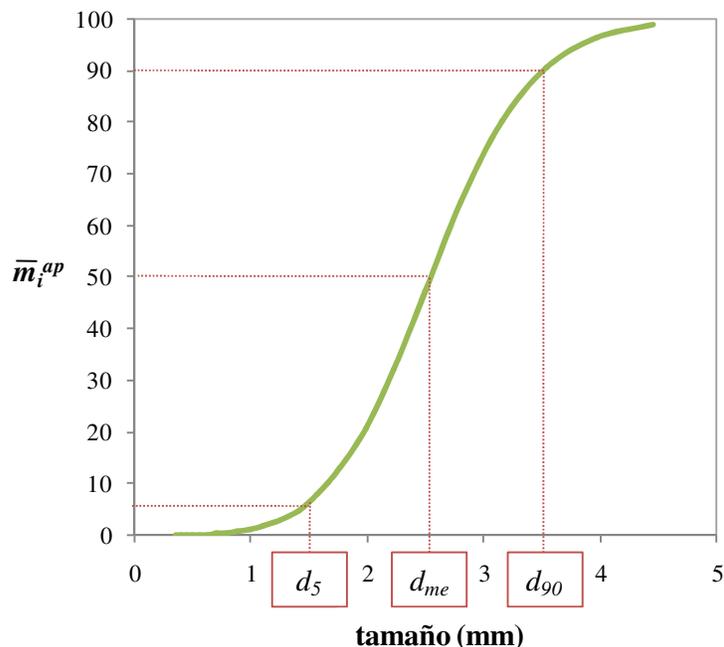


Figura 2.8. Distribución en masa acumulada pasante normalizada mostrando los tamaños d_5 , d_{me} y d_{90} de una población.

2.5. Conversión entre distribuciones de partículas expresadas en distintas grillas

Son numerosas las veces que es necesario convertir distribuciones de partículas expresadas sobre una determinada grilla a otra. Por ejemplo, los errores numéricos de modelos matemáticos que representan operaciones unitarias que manejan sólidos suelen disminuir al utilizar grillas densas para describir las distribuciones (Bertín, 2011; Hounslow, 1990).

Debido a que la función densidad es única para una dada distribución e independiente de la grilla (al igual que la función acumulada), resulta de gran utilidad para este tipo de transformaciones.

Si se desea obtener el valor de frecuencia (en este caso función densidad en masa normalizada) para nodos de una grilla más densa a partir de una distribución que se encuentra expresada sobre una grilla menos densa, la opción más simple es interpolar de manera lineal la función densidad en masa normalizada (\bar{m}_i) entre clases de la grilla original (\bar{d}_{i-1}^A y \bar{d}_i^A) para obtener el valor correspondiente a la nueva grilla (\bar{d}_i^B), tal como se muestra en la Figura 2.9 y según la siguiente expresión:

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

$$\bar{m}^3 = \bar{m}^1 + (\bar{d}_i^B - \bar{d}_{i-1}^B) \left(\frac{\bar{m}^2 - \bar{m}^1}{\bar{d}_i^A - \bar{d}_{i-1}^A} \right) \quad (2.14)$$

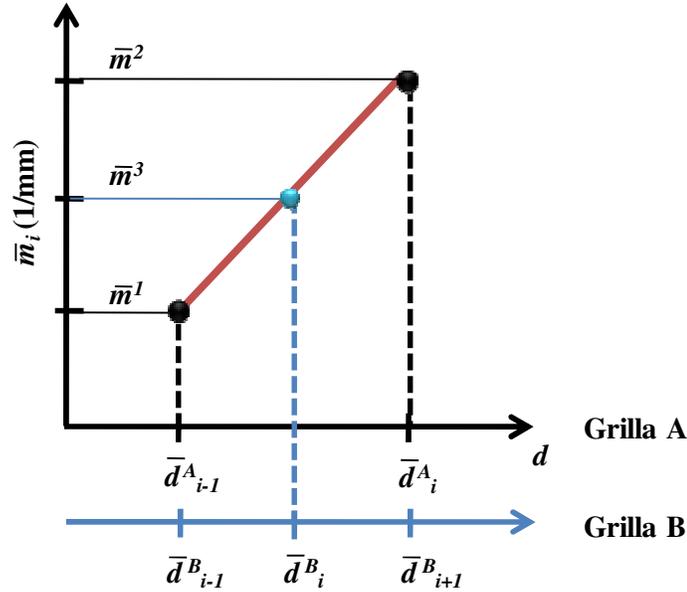


Figura 2.9. Interpolación de la función densidad en masa normalizada sobre la grilla A hacia la B, la cual es más fina.

Por otra parte, si las progresiones de ambas grillas son geométricas y se requiere agregar un punto adicional entre nodos consecutivos de la grilla original, se cumple que:

$$\bar{d}_i^A = r^A \bar{d}_{i-1}^A \quad (2.15)$$

$$\bar{d}_i^B = r^B \bar{d}_{i-1}^B \quad (2.16)$$

$$\bar{d}_{i+1}^B = r^B \bar{d}_i^B \quad (2.17)$$

$$\bar{d}_{i+1}^B = (r^B)^2 \bar{d}_{i-1}^B \quad (2.18)$$

Luego, si $\bar{d}_{i-1}^A = \bar{d}_{i-1}^B$ y $\bar{d}_i^A = \bar{d}_{i+1}^B$, resulta que:

$$(r^B)^2 = r^A \quad (2.19)$$

A modo de ejemplo, en la Figura 2.10 se presenta la función densidad en masa normalizada calculada a partir de datos experimentales originales disponibles sobre una grilla geométrica de razón $2^{1/3}$ y datos estimados a partir de la información experimental para una grilla más densa de

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

razón $2^{1/6}$. Si bien los puntos correspondientes a la grilla más densa poseen cierto error en la estimación, puede observarse que ambas distribuciones son prácticamente coincidentes y, por lo tanto, representan de manera satisfactoria la misma población de partículas.

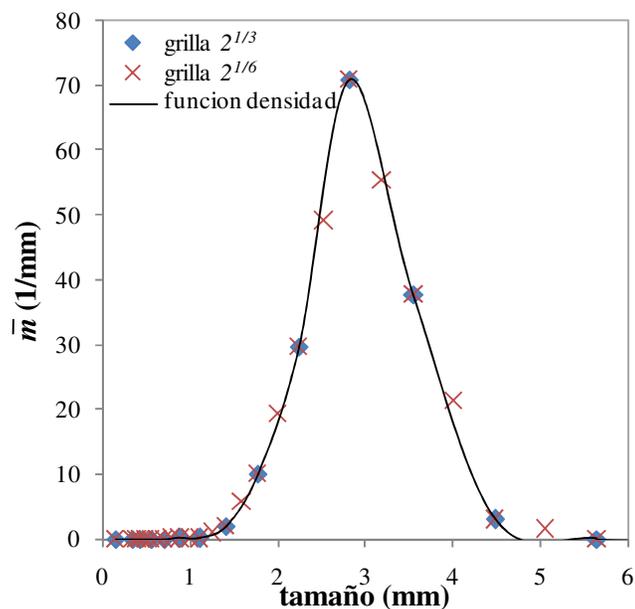


Figura 2.10. Distribuciones de tamaño de partículas sobre grillas $2^{1/3}$ y $2^{1/6}$, expresadas como función densidad en masa normalizada.

2.6. Procedimiento para el muestreo de corrientes sólidas en un circuito de granulación industrial

En esta sección se describe el procedimiento establecido para muestrear todas las corrientes sólidas y monitorear diversas variables de las corrientes líquidas y gaseosas presentes en un circuito de granulación de urea industrial de tecnología UFT. Los datos obtenidos fueron utilizados para la formulación de modelos matemáticos de diferentes unidades del circuito, los cuales serán descritos en los siguientes capítulos de la presente Tesis.

Para evaluar la performance del circuito de granulación se requiere conocer las PSDs de las distintas corrientes sólidas de entrada y salida a/de los diferentes equipos que lo conforman, además de los caudales y otras variables que usualmente se registran en línea como las temperaturas. La única PSD que normalmente se monitorea en este tipo de plantas es la correspondiente al producto que se comercializa, por lo cual fue necesario diseñar un procedimiento específico de muestreo que permitiera contar con las PSDs de las restantes corrientes sólidas.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

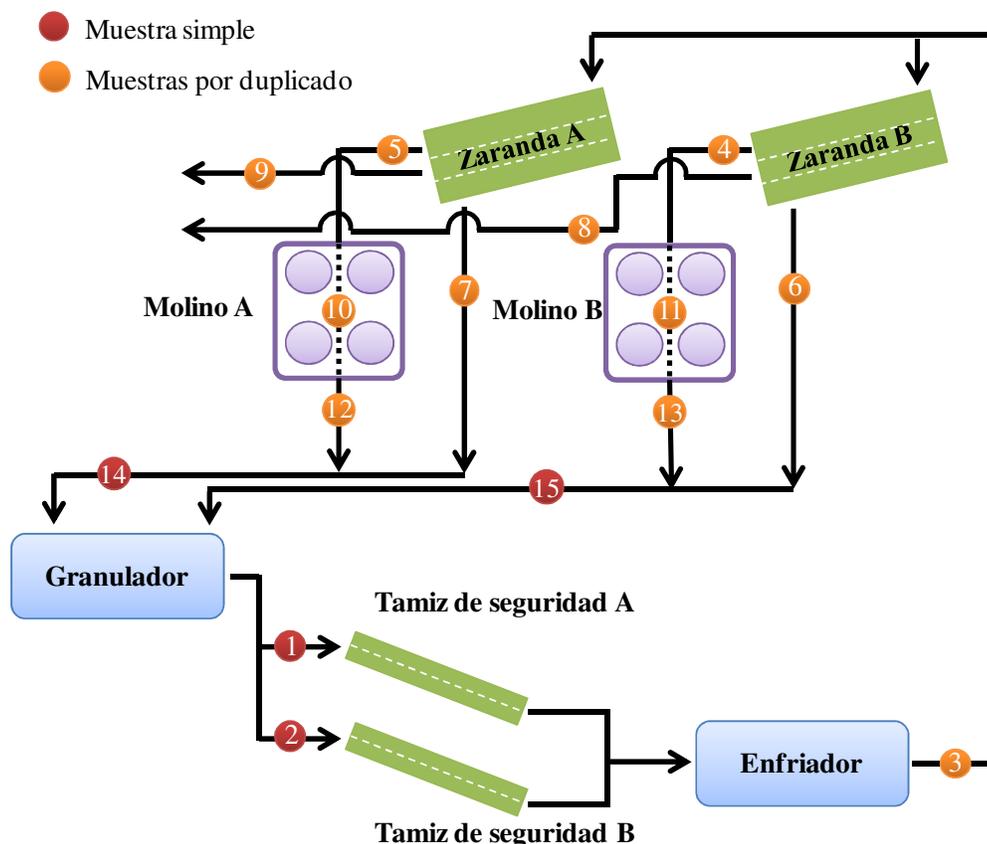


Figura 2.11. Puntos de toma de muestras en el circuito de granulación industrial.

Se establecieron distintos puntos de toma de muestra alrededor de las unidades fundamentales del circuito. Los mismos se referencian en el esquema del circuito presentado en la Figura 2.11 y se describen detalladamente en la Tabla 2.2. El circuito de granulación posee las siguientes características relevantes: a) en el granulador existen dos corrientes de descarga de producto, las cuales se unen antes de ingresar al primer enfriador; b) el circuito incluye dos trenes de zaranda y molino para procesar el material que abandona el enfriador.

Los datos experimentales fueron colectados durante dos ensayos independientes, con la planta operando en condiciones normales. En el transcurso del primer ensayo, el espaciado entre el par de rodillos inferior de ambos molinos (A y B) se varió de 1.60 a 1.40 mm, dejando el espaciado superior fijo en 2.50 mm. Se tomaron muestras cada 4 horas. Durante el segundo ensayo, el espaciado entre el par de rodillos superior de ambos molinos (A y B) se modificó de 2.50 a 2.10 mm, manteniendo el espaciado inferior constante en 1.40 mm. En este caso se tomaron muestras cada 12 horas. Los tiempos a los cuales se introdujeron los cambios en los espaciados entre rodillos y se tomaron las muestras correspondientes a ambos ensayos se esquematizan en la Figura 2.12.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

Tabla 2.2. Descripción de los puntos de toma de muestras del circuito de granulación.

Toma	Descripción
1	Salida del granulador, antes del tamiz de seguridad A
2	Salida del granulador, antes del tamiz de seguridad B
3	Alimentación a zarandas, antes del derivador
4	Gruesos entrantes al molino B
5	Gruesos entrantes al molino A
6	Finos salientes de zaranda B
7	Finos salientes de zaranda A
8	Producto saliente de zaranda B
9	Producto saliente de zaranda A
10	Material molido por el par superior de rodillos del molino A
11	Material molido por el par superior de rodillos del molino B
12	Material molido por el par inferior de rodillos del molino A
13	Material molido por el par inferior de rodillos del molino B
14	Semillas entrantes al granulador provenientes del tren A
15	Semillas entrantes al granulador provenientes del tren B

El muestreo de las corrientes para determinación de sus PSDs se efectuó manualmente siguiendo las normas descritas por Allen (1997). Las corrientes en caída libre (i.e. alimentación a zarandas, finos y gruesos de zarandas, alimentación y producto del granulador) fueron muestreadas mediante *cutters* orientados perpendicularmente a las mismas y barriendo la totalidad del área transversal al flujo, en intervalos regulares y a velocidades relativamente constantes. El material molido por los pares de rodillos superior e inferior de los molinos A y B fue colectado, por razones de seguridad, a través de puertos de muestreo relativamente pequeños localizados por debajo de cada par. Las corrientes que se desplazan sobre cintas transportadoras (i.e., producto saliente de zarandas A y B) fueron muestreadas a lo largo de ellas en distintos puntos, abarcando todo el ancho de la cinta.

Todas las muestras colectadas se dispusieron en bolsas cerradas herméticamente e identificadas apropiadamente. Posteriormente, las correspondientes distribuciones de tamaño de partículas fueron determinadas por tamizado en seco a velocidad y duración de vibración constantes. Se utilizó un tren de tamices compuesto por la siguiente secuencia de apertura de mallas: 5.00, 4.50, 3.97, 3.55, 3.35, 3.15, 2.80, 2.50, 1.98, 1.57, 1.25 y 0.99 mm, expresando los resultados como material retenido sobre cada tamiz.

2. Muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas

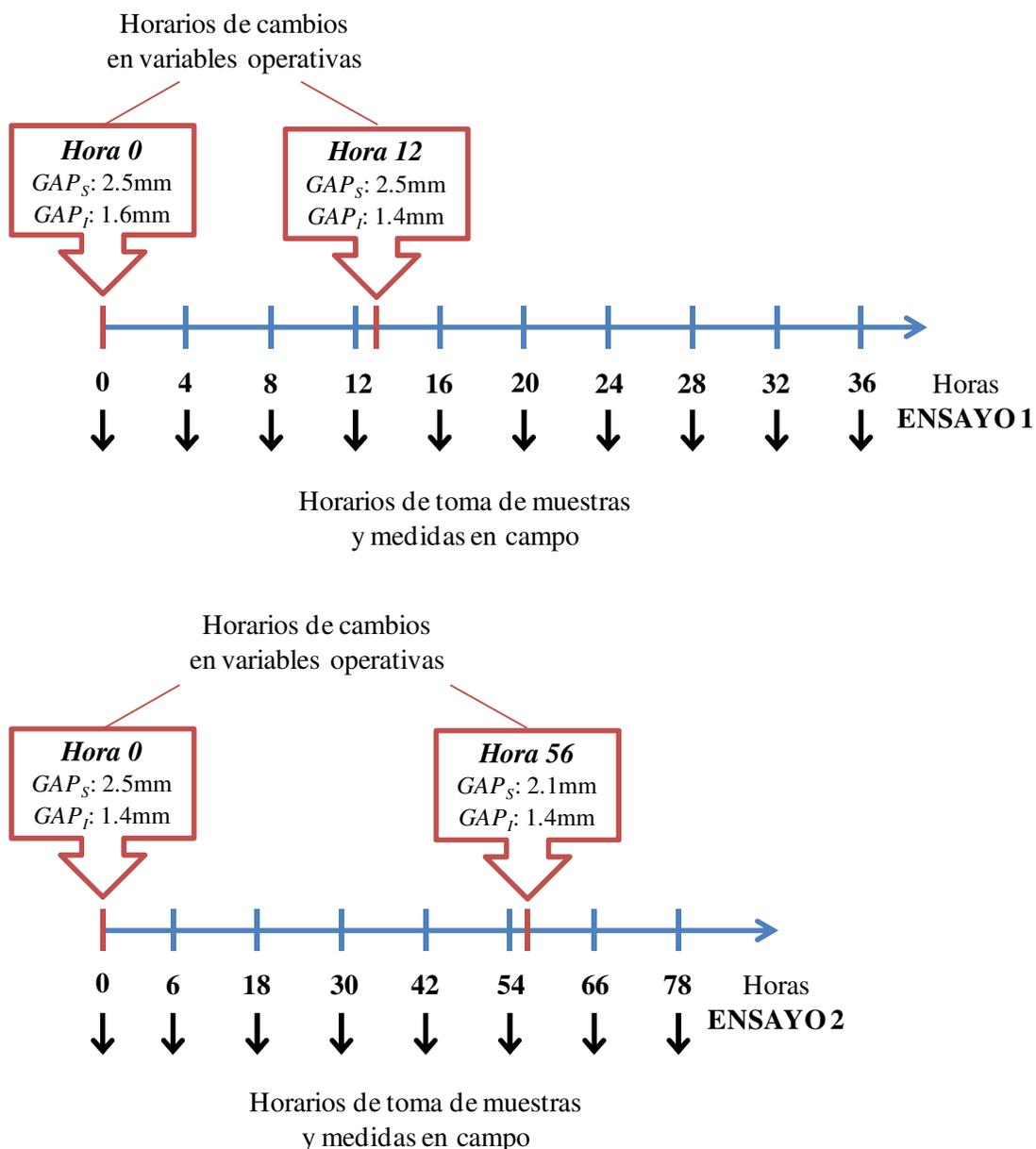


Figura 2.12. Descripción de los ensayos realizados. GAP_s : espaciado entre par superior de rodillos y GAP_i : espaciado entre par inferior de rodillos.

Si bien los datos industriales disponibles son insuficientes para validar la dinámica del circuito completo, resultan sumamente valiosos para verificar los modelos propuestos para el molino de rodillos y la zaranda. La dinámica de estos dos equipos es rápida con relación a la de los lechos fluidizados de granulación y enfriamiento, por lo cual resulta correcta la aplicación de modelos de pseudo-estado estacionario para representar las operaciones de molienda y clasificación por tamaño y el uso de la información experimental de la industria para estimar los parámetros de ajuste involucrados en los respectivos modelos (Adetayo, 1993).

2.7. Conclusiones

A lo largo de este capítulo, se presentaron conceptos básicos respecto al muestreo, estimación y representación de distribuciones de tamaño de partículas. Varias de las definiciones introducidas serán usadas en los capítulos que siguen. Por otra parte, se describieron detalladamente los diferentes ensayos realizados sobre una planta de alta capacidad para obtener información experimental a utilizar en la formulación de modelos matemáticos de diferentes unidades del circuito.

Capítulo 3

MODELADO DEL MOLINO DE RODILLOS

3.1. Introducción

La reducción de tamaño de partículas constituye una operación crítica dentro del proceso de granulación ya que define, junto con la clasificación realizada por las zarandas, la distribución de tamaño de las semillas entrantes al granulador y, por ende, incide sobre la calidad del producto final. Numerosos autores han estudiado los efectos de variar la calidad de las semillas efectuando cambios en la operación de la unidad de molienda. Comúnmente, han reportado que la molienda de gruesos tiene gran influencia sobre la estabilidad de los circuitos de granulación y la duración de la puesta en marcha de los mismos (Dosta et al., 2010; Drechsler et al., 2005; Heinrich et al., 2002; Heinrich et al., 2003; Radichkov et al., 2006).

La molienda constituye una etapa fundamental en los procesos industriales que manejan sólidos. En general, se utiliza para generar partículas de un dado tamaño o forma, para incrementar el área superficial disponible para una reacción química o para liberar minerales contenidos en otras partículas. Es una operación altamente ineficiente, aproximadamente sólo el 5 % de la energía consumida se invierte en la reducción de tamaño. Usualmente, el diseño y escalado de estos equipos se encuentra sujeto a la experiencia del fabricante (Rhodes, 2008). Reviste entonces gran interés cualquier investigación tendiente a predecir el comportamiento de estas unidades.

Existen distintos tipos de molinos según la aplicación industrial a que se destinen. Entre los más utilizados se encuentran (ver Figura 3.1):

- Molino de bolas: habitualmente se emplea para reducir la materia prima a polvo fino, mediante la rotación de un tambor que contiene bolas de acero u otro material. Se usa con frecuencia en la industria minera (Wills y Napier-Munn, 2006).
- Molino de martillo: consta de un rotor horizontal o vertical unido a martillos fijos o pivotantes. Este dispositivo rota dentro de una carcasa cilíndrica, donde las partículas son alimentadas por la parte superior. Las partículas abandonan el equipo cuando son lo suficientemente pequeñas para atravesar una grilla localizada en el fondo del cilindro (Barbosa-Cánovas et al., 2005; Rhodes, 2008). Este tipo de molino tiene aplicación en los circuitos de granulación de fosfato monoamónico y diamónico. (Adetayo, 1993; Balliu, 2005; entre otros).
- Molino de disco giratorio: se utiliza principalmente para la molienda de material fino. Dentro de los distintos diseños que existen, el de único disco posee un disco dentado que gira sobre una carcasa fija también dentada, dejando un espacio libre entre ambos por el cual pasa el material a moler. Este espaciado o *GAP* es variable de acuerdo a las características de la alimentación y las especificaciones deseadas en el producto (Barbosa-Cánovas et al., 2005).
- Molino de rodillos: está compuesto por dos pares de rodillos que giran en direcciones opuestas a velocidades diferentes, los cuales pueden ser lisos o dentados. En cada par, los rodillos se encuentran separados por un espaciado (*GAP*) fijo o móvil. Por sobre los demás equipos, presenta como ventaja la producción de distribuciones de tamaño de partículas relativamente uniformes, con baja generación de polvo y ruido (Campbell y Webb, 2001).

Debido a que el tiempo de residencia del material dentro del molino de rodillos es bajo, la producción de polvo es mínima. Esta característica es atractiva para el proceso de granulación en lechos fluidizados debido a que permite reducir la elutriación (por acción del aire de fluidización del granulador) del polvo contenido en las semillas y, además, minimizar el caudal de reciclo que se incrementa cuando material fino circula por el circuito (i.e., no puede clasificarse como producto en las zarandas por no cumplir con la calidad granulométrica de venta y, consecuentemente, se recicla al granulador). Por las razones antes expuestas, el molino de rodillos es comúnmente usado en los circuitos de granulación de urea.

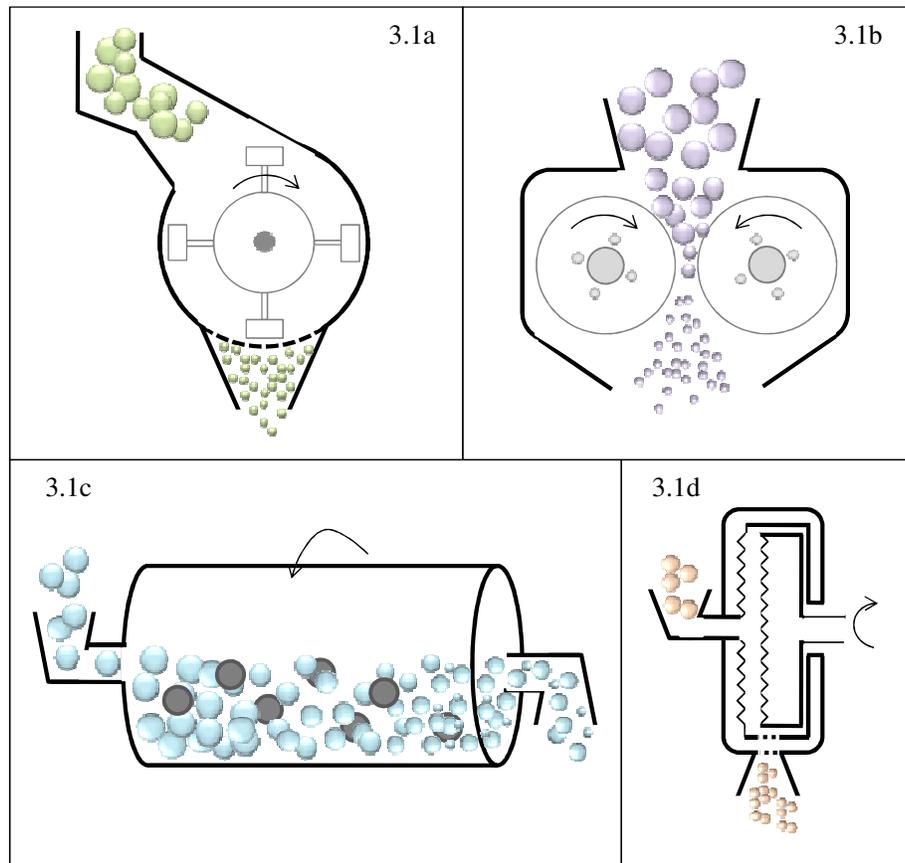


Figura 3.1. a) Molino de martillos. b) Molino de rodillos. c) Molino de bolas. d) Molino de disco giratorio.

Como se describió en el Capítulo 2, los datos de planta disponibles corresponden a un circuito de granulación de urea que posee por cada granulador dos unidades de molienda operando en paralelo. Cada molino cuenta con un par superior de rodillos dentados y un par inferior de rodillos lisos, ambos con espaciados variables. En este capítulo se presenta un modelo matemático para este tipo de unidad de molienda que permite, a partir de la distribución de tamaño de partículas de la corriente de alimentación al molino y del espaciado o *GAP* entre ambos pares de rodillos (superior e inferior), predecir la granulometría de la corriente de salida del molino. El modelo desarrollado resulta una herramienta valiosa para estudiar la influencia de las variables operativas del molino (i.e., distancia entre ambos pares de rodillos) sobre la distribución de tamaño de partículas a la salida del mismo. Asimismo, la disponibilidad de un modelo confiable del equipo facilita la construcción de un simulador completo de la planta, lo cual constituye el objetivo global de la presente Tesis.

Los resultados que se presentan en este capítulo fueron publicados parcialmente en *Modeling of an Industrial Double Roll Crusher of a Urea Granulation Circuit*, Cotabarren, I., Schulz, P.G., Bucalá, V., Piña, J., 2008. *Powder Technology*, 183 (2), 224-230 (Cotabarren et al., 2008).

3.2. Descripción del modelo

3.2.1. Generalidades

La mayor parte de los equipos empleados para la reducción de tamaño de partículas fueron extensamente estudiados por su aplicación en la industria de procesamiento de minerales. La operación de muchos de ellos, como el molino de tambor o el de martillo, fue representada mediante modelos matemáticos precisos (Adetayo et al., 1993; Austin, 1971/72; Austin y Bhatia, 1971/72; Austin y Cho, 2002; Benzer et al., 2001; Kis et al., 2006).

Sin embargo, el molino de rodillos presenta menos aplicación en la industria minera y, por lo tanto, su estudio ha sido relegado. Si bien varios autores modelaron la etapa de molienda en circuitos de granulación de fertilizantes fosfatados, la misma incluye molinos de martillo (Adetayo, 1993; Balliu, 2005; Brooker et al., 1999; Wildeboer, 1998).

El modelo de molino de rodillos que se presenta en esta Tesis para urea, se basa en el desarrollado por Austin y colaboradores para la reducción de tamaño de minerales (Austin et al., 1980). La operación de este tipo de equipos dista considerablemente de la del molino de tambor rotativo extensivamente estudiado; por lo tanto, el modelado de molinos de rodillos requiere un tratamiento matemático especial. En efecto, las partículas que ingresan a molinos de tambor permanecen dentro del reservorio un determinado tiempo (tiempo de residencia), experimentando fracturas sucesivas. Por su parte, el molino de rodillos se considera un equipo de un único paso. En otras palabras, la rotura ocurre instantáneamente a medida que las partículas pasan por el espacio entre los rodillos y, en consecuencia, no suele asociarse un tiempo de residencia al material que atraviesa la unidad (Austin, 1971/72).

El modelo matemático propuesto por Austin et al. (1980) y, luego, refinado por Austin et al. (1981), asume que:

- a) La rotura de cada partícula ocurre independientemente de los tamaños de otras partículas que se encuentren en la población que se alimenta a la unidad.

- b) Si el diámetro de los rodillos es suficientemente grande respecto al tamaño de las partículas alimentadas y el espaciado entre rodillos, la PSD de salida sólo depende de la relación entre el tamaño de las partículas de la alimentación y el *GAP*. Es decir, la rotura es independiente del diámetro de los rodillos.
- c) En la corriente de salida, la masa en cada clase de tamaño i corresponde a la de las partículas de dicha clase que fueron alimentadas al equipo y no se rompieron y a la de fragmentos que alcanzaron el tamaño de la clase i por una o varias roturas de clases j (siendo las partículas de clase j mayores en tamaño que las de clase i).

El modelo de Austin (Austin et al., 1980 y 1981) requiere que la grilla utilizada para describir las PSDs de las distintas corrientes asociadas al molino siga una progresión geométrica. Las clases de tamaño se enumeran desde 1 hasta Z , correspondiendo la primera a las partículas que pertenecen a la clase de tamaño mayor y la Z -ésima a la clase que contiene el material retenido en el tamiz ciego. La Figura 3.2 esquematiza la numeración asignada según el modelo de Austin a los distintos nodos y clases de una grilla geométrica, utilizando una PSD expresada como función en masa acumulada pasante normalizada.

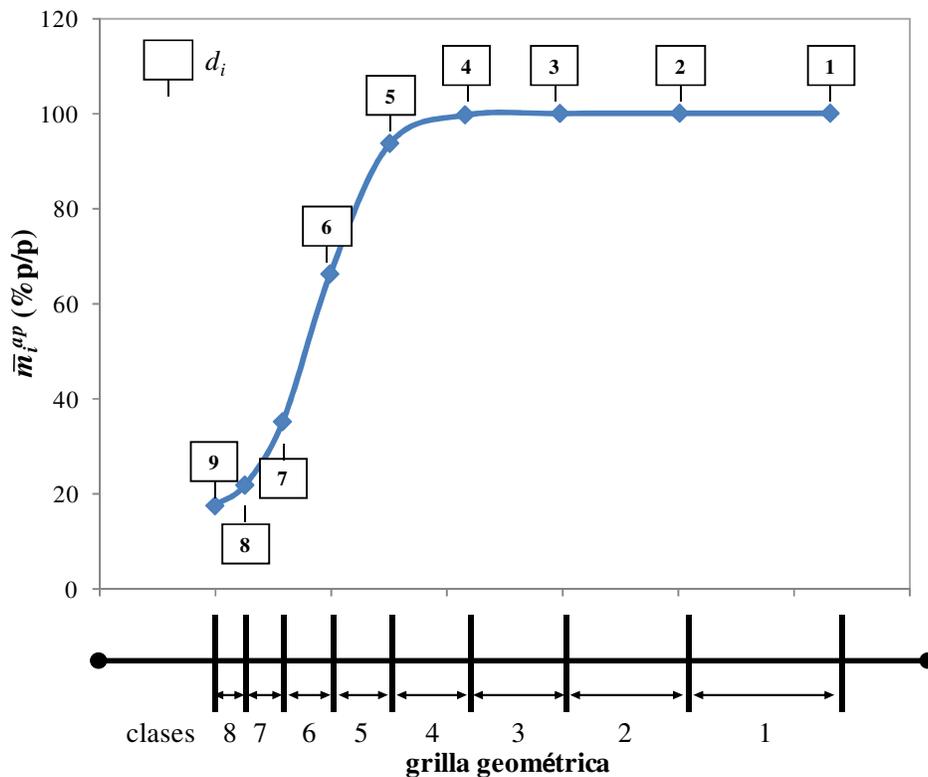


Figura 3.2. Representación de clases utilizadas en el modelo de Austin et al. (1981) para una función acumulada pasante en masa normalizada.

De acuerdo a las hipótesis del modelo, cuando material perteneciente a la clase i atraviesa el espaciado entre rodillos de dimensión d_g , una fracción en peso a_i es seleccionada para rotura primaria y una fracción $(1-a_i)$ conserva su tamaño original. Si el tamaño de partícula en la alimentación al molino es mucho mayor que el GAP entre rodillos, la probabilidad de rotura primaria es alta y a_i tiende a uno. En contraposición, cuando el tamaño de la partícula alimentada es mucho menor que el GAP entre rodillos, esta probabilidad es baja (i.e., a_i se aproxima a cero). En efecto, la mayoría de las partículas pequeñas atraviesa los rodillos sin romperse y sólo se pueden fracturar si quedan atrapadas entre partículas de mayor tamaño (Austin et al., 1980).

Cuando una partícula de clase j pasa entre un par de rodillos, genera un conjunto de partículas de tamaño menor o igual a sí misma. La distribución de tamaño de fragmentos resultante queda descrita por la denominada función de rotura acumulada normalizada en masa $B_{i,j}$, la cual representa la fracción en masa de partículas pertenecientes a clases de tamaño menor o igual que i generadas por la rotura de partículas de clase j . En consecuencia, la fracción de partículas que pertenece a la clase i se determina, tal como se describe en el Capítulo 2, por diferencia de las dos funciones acumuladas consecutivas correspondientes: $b_{i,j} = B_{i,j} - B_{i+1,j}$. La Figura 3.3 ilustra el cálculo de las distintas fracciones de rotura para un ejemplo donde partículas de tamaño j se muelen dando fragmentos de tamaños $i-1$, i e $i+1$.

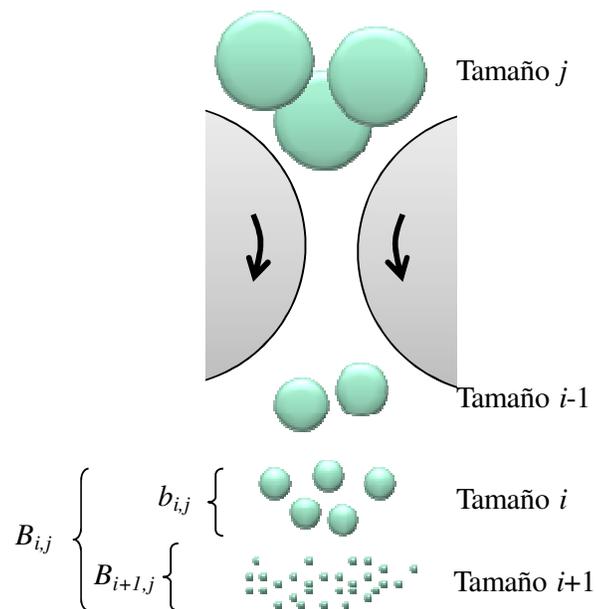


Figura 3.3. Representación de la función de rotura.

El conjunto de partículas generadas por rotura primaria continúa atravesando el espaciado entre rodillos, pudiendo experimentar nuevas y sucesivas roturas. Si las partículas pertenecientes

a la clase i generadas por rotura primaria tienen asociadas una probabilidad de re-rotura igual a a'_i , $(1-a'_i)$ representa la fracción de material que abandona el equipo sin romperse (Austin et al., 1980). En la Figura 3.4 se ejemplifica el origen de partículas de tamaño i a la salida del par de rodillos.

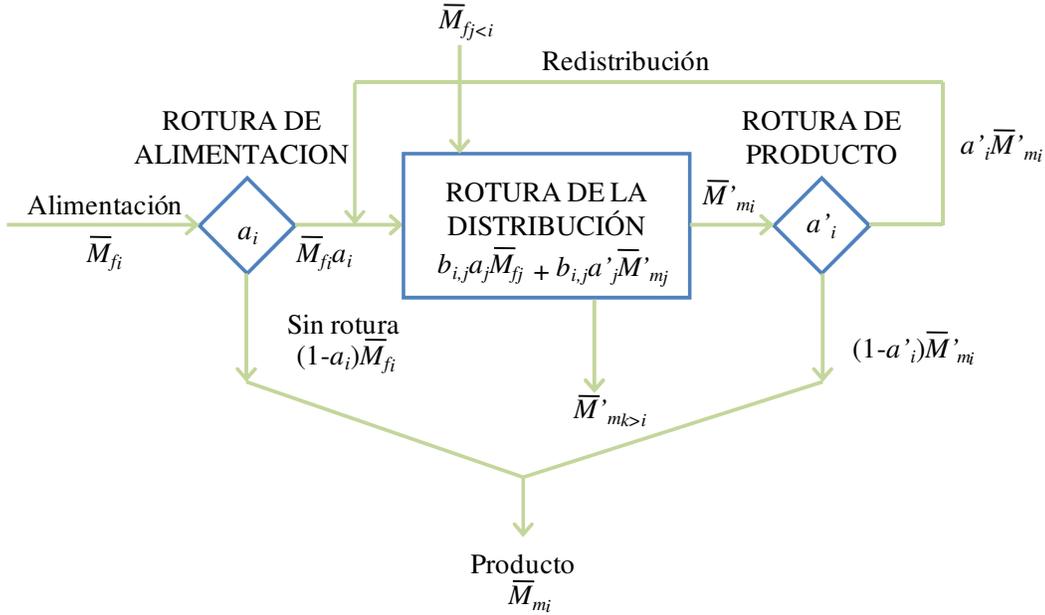


Figura 3.4. Representación del origen de partículas de tamaño i a la salida del par de rodillos.

En función de los procesos de rotura arriba descritos, el balance de masa para el producto que abandona el molino y pertenece a la clase i puede ser expresado de la siguiente manera:

$$\bar{M}_{m_i} = \bar{M}_{f_i}(1 - a_i) + \bar{M}'_{m_i}(1 - a'_i) \quad (3.1)$$

donde \bar{M}_{m_i} representa la fracción en peso de partículas de clase i presentes en la corriente que abandona el molino (cuyo caudal másico total es idéntico al que ingresa a la unidad). Dicha cantidad es la combinación de la fracción de partículas de clase i alimentadas (\bar{M}_{f_i}) que no experimentan rotura primaria (primer término de la Ecuación 3.1) y el aporte de partículas de clase i generadas por rotura (\bar{M}'_{m_i} , segundo término de la Ecuación 3.1). La fracción en masa de partículas que conforman \bar{M}'_{m_i} está dada por la siguiente ecuación:

$$\bar{M}'_{m_i} = \sum_{j=1}^{i-1} b_{i,j}(a'_j \bar{M}'_{m_j} + \bar{M}_{f_j} a_j) \quad (3.2)$$

la cual establece que el producto perteneciente a la clase i producido por fragmentaciones sucesivas está constituido por partículas provenientes de la rotura primaria (\bar{M}_{f_i}, a_i) o posterior (a'_j, \bar{M}'_{m_j}) del material de clase j (i.e., partículas más grandes que las correspondientes a la clase i) que produce partículas perteneciente a la clase i según la función de rotura $b_{i,j}$. Es importante destacar que \bar{M}'_{m_i} es igual a cero porque no es posible la generación por rotura de partículas más grandes que el mayor tamaño de la distribución (Austin et al., 1980).

Combinando las Ecuaciones (3.1) y (3.2) se obtiene la siguiente expresión final para determinar la fracción en masa de producto en la clase i (\bar{M}_{m_i}):

$$\bar{M}_{m_i} = \bar{M}_{f_i}(1 - a_i) + (1 - a'_i) \sum_{j=1}^{i-1} b_{i,j} \left[a'_j \left(\frac{\bar{M}_{m_j} - \bar{M}_{f_j}(1 - a_j)}{(1 - a'_j)} \right) + \bar{M}_{f_j} a_j \right] \quad (3.3)$$

La distribución de tamaño de partículas a la salida de cada par de rodillos se calcula entonces por aplicación secuencial de la Ecuación (3.3) y comenzando con $i=1$ debido a que por definición $b_{1,i}=0$, $\bar{M}_{f_0}=0$ y $\bar{M}_{m_0}=0$ (i.e., una partícula no puede fragmentarse para dar otra de tamaño idéntico al original, y no hay producto ni alimentación de mayor tamaño al establecido como clase 1; Austin et al., 1980). Para ello es necesario conocer no sólo la PSD de la alimentación sino también las expresiones de las variables a_i , a'_i y $b_{i,j}$. Austin y Luckie (1971/72) encontraron que la función $B_{i,j}$ (i.e., forma acumulada normalizada de $b_{i,j}$) puede ser correctamente descripta mediante la siguiente ecuación:

$$B_{i,j} = \begin{cases} 1 & 1 \leq i \leq j \\ \phi \left(\frac{d_{i-1}}{d_j} \right)^\gamma + (1 - \phi) \left(\frac{d_{i-1}}{d_j} \right)^\beta & Z \geq i > j \geq 1 \end{cases} \quad (3.4)$$

De acuerdo a la progresión tipo geométrica requerida por el modelo reportado por Austin et al. (1980) para representar las PSDs, el cociente entre intervalos sucesivos $r = d_{i+1}/d_i$ resulta constante y dependiente de la grilla geométrica seleccionada (i.e., $2^{1/2}$, $2^{1/3}$). Luego, la expresión (3.4) puede reescribirse como:

$$B_{i,j} = \begin{cases} 1 & 1 \leq i \leq j \\ \phi (r^\gamma)^{-j-1} + (1 - \phi) (r^\beta)^{-j-1} & Z \geq i > j \geq 1 \end{cases} \quad (3.5)$$

donde γ , β , y ϕ son parámetros de ajuste sujetos a las restricciones $\beta \geq \gamma \geq 0$ y $0 \leq \phi \leq 1$. Esta última restricción garantiza valores de $B_{i,j}$ entre 0 y 1, como corresponde a una función acumulada normalizada. La Ecuación (3.5), para $Z \geq i > j \geq 1$, está constituida por la suma de dos funciones exponenciales; siendo el primer término dominante para valores pequeños de r (Klimpel y Austin, 1977). Según la Ecuación (3.5) $B_{2,1} = B_{3,2}$, $B_{4,2} = B_{5,3}$, etc., lo cual indica que la función de rotura acumulada depende sólo de la diferencia $i - j$. Por lo tanto, la función de rotura acumulada puede ser representada por una matriz como la que se muestra en la Figura 3.5:

	$B_{i,1}$	$B_{i,2}$	$B_{i,3}$	$B_{i,4}$
$B_{1,j}$	1	1	1	1
$B_{2,j}$	$B_{21}=B_{32}=B_{43}$	1	1	1
$B_{3,j}$	$B_{31}=B_{42}$	$B_{32}=B_{21}=B_{43}$	1	1
$B_{4,j}$	B_{41}	$B_{42}=B_{31}$	$B_{43}=B_{21}=B_{32}$	1

Figura 3.5. Esquema de la matriz de rotura.

Austin et al. (1981) sugirieron la siguiente expresión para a_i :

$$a_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_i/d_g}{\mu} \right)^{-\lambda}} \quad (3.6)$$

donde λ y μ son parámetros de ajuste positivos.

Además, Austin et al. (1981) propusieron relacionar empíricamente los valores de a'_i con los de a_i de la siguiente manera:

$$a'_i = \begin{cases} a_{i-1} & i < i_g - 1 \\ \frac{a_{i_g-1} + a_{i_g-2}}{2} & i = i_g - 1 \\ a_i & i \geq i_g \end{cases} \quad (3.7)$$

donde i_g es el número del intervalo de tamaño donde se localiza el valor del espaciado d_g (*GAP*).

Para una dada distribución de tamaño en la alimentación al molino y un *GAP* determinado, la solución de la Ecuación (3.3) junto con las expresiones (3.5), (3.6), y (3.7) permite predecir la

distribución de tamaño de partículas que abandona el equipo, previa estimación de los parámetros del modelo λ , μ , γ , β , y ϕ .

3.2.2. Estimación de parámetros

Austin et al. (1980 y 1981) validaron su modelo con datos experimentales obtenidos según el siguiente procedimiento. Muestras monodispersas pertenecientes a distintas clases de tamaño i en una secuencia geométrica de razón $2^{1/2}$, fueron molidas en un molino de rodillos lisos a escala laboratorio. Para cada experiencia, la PSD del producto recolectado se determinó por tamizado. Una vez establecidos los \bar{M}_{m_i} correspondientes (fracción en masa de cada clase i presente en el producto), se calculó la fracción en masa de alimentación para cada clase que permaneció sin romperse. Los valores de a_i fueron entonces fácilmente estimados mediante la siguiente ecuación:

$$a_i = (1 - \bar{M}_{m_i}) \quad (3.8)$$

Conocidos los a_i , a partir de la expresión (3.6) se determinó para todas las clases un único par de parámetros λ y μ . Luego, los valores de a'_i se obtuvieron de la Ecuación (3.7) y los $b_{i,j}$ por reordenamiento de la expresión (3.3). Los valores $b_{i,j}$ se acumularon para computar los $B_{i,j}$ y estimar los parámetros γ , β y ϕ por medio de la Ecuación (3.5). Austin et al. (1981) utilizaron esta técnica para ajustar los cinco parámetros del modelo correspondientes a diferentes carbones y rocas, de aplicación en la industria minera.

Esta técnica fue aplicada también a molinos escala industrial por Rogers y Shoji (1983). Los parámetros se estimaron en el laboratorio mediante la molienda de muestras monodispersas de carbón acorde a una progresión geométrica con razón $2^{1/2}$, para predecir luego la operación de un molino escala industrial. Este estudio demostró que el modelo es válido bajo un amplio rango de condiciones operativas que incluyen variaciones en: la alimentación al molino (distribuciones de tamaño monodispersas y polidispersas), la velocidad de rotación de los rodillos, el espaciado entre los mismos y el tipo de superficie que presentan (lisos, dentados, corrugados).

Como se mencionó anteriormente, en este capítulo se investiga la aplicabilidad del modelo previamente presentado a la molienda de gránulos de urea, realizando la estimación de los parámetros directamente a partir de datos experimentales provenientes de una planta industrial (es decir, con alimentaciones polidispersas). Por este motivo, es posible que los valores aparentes

que se obtienen para los parámetros de ajuste no necesariamente presenten el significado físico dado por Austin et al. (1980) y Austin et al. (1981). Sin embargo, esta dificultad no condiciona el principal objetivo del presente estudio que consiste en desarrollar una herramienta que permita predecir las distribuciones de tamaño del producto molido.

La estimación de parámetros se implementó en el software Athena Visual Studio, versión 10.7 (Athena, 2011), considerando como información de entrada las PSDs discretas en masa de la alimentación a cada par de rodillos (\bar{M}_{f_i}) y sus respectivas salidas (\bar{M}_{m_i}), el correspondiente *GAP* y estimaciones iniciales para λ , μ , γ , β y ϕ . El proceso de ajuste de los parámetros se basó en la minimización de la diferencia entre las \bar{M}_{m_i} experimentales (i.e., la fracción en masa de producto molido colectada en la clase i) y aquellas calculadas por el modelo propuesto. La función objetivo de la optimización planteada es:

$$FO = \min \sum_{i=1}^Z (\bar{M}_{m_{exp,i}} - \bar{M}_{m_{calc,i}})^2 \quad (3.9)$$

donde $\bar{M}_{m_{exp,i}}$ y $\bar{M}_{m_{calc,i}}$ son las fracciones máscas para cada clase i de material molido experimentales y calculadas, respectivamente. Las $\bar{M}_{m_{calc,i}}$ se obtienen a partir de la expresión (3.3), computando previamente a_i , a'_i , $B_{i,j}$ (Ecuaciones 3.6, 3.7 y 3.5, respectivamente) y $b_{i,j}$ (por diferencia entre $B_{i,j}$ consecutivos), en ese orden.

3.2.3. Adecuación de los datos experimentales

Como se describió en el Capítulo 2 y tal como lo muestra la Figura 2.12, se definieron tres puntos de toma de muestra alrededor de cada molino de rodillos del circuito (molino A y molino B): a) alimentación o gruesos provenientes de las zarandas (tomas 4 y 5), b) material molido por el par de rodillos superior que se alimenta al par de rodillos inferior (tomas 10 y 11) y c) salida del par de rodillos inferior que constituye la corriente más fina de todo el circuito (tomas 12 y 13). Considerando que en cada punto se tomaron muestras por duplicado, se contó con un total de 12 muestras para cada tiempo de muestreo. Como se detalló en el Capítulo 2, durante los ensayos 1 y 2 se establecieron 10 y 8 tiempos de muestreo, respectivamente. En consecuencia, se contó con más de 200 muestras (i.e., del análisis de tamizado se obtuvieron más de 200 distribuciones de tamaños de partículas), más precisamente 36 muestras por punto de muestreo y por molino.

Es importante destacar que el tren de tamices industrial utilizado para determinar las distintas PSDs, no corresponde a una secuencia estrictamente geométrica. Sin embargo, ciertas mallas de dicho tren de tamices forman parte de progresiones geométricas, tanto con razón $2^{1/3}$ como $2^{1/6}$ (ver Figura 3.6). El tren de tamices industrial posee todos los tamices de serie geométrica de razón $2^{1/3}$ ilustrada en la Figura 3.6. Tal como se explicó, el modelo del molino de rodillos requiere que los datos estén expresados sobre una secuencia geométrica. En consecuencia, la información experimental se adaptó a la progresión de razón $2^{1/3}$ que se presenta en la Figura 3.6. Para ello, las fracciones en masa retenidas sobre las mallas de la grilla industrial que no se encuentran en esta secuencia geométrica se sumaron a las retenidas en la apertura menor contigua (por ejemplo, la fracción en masa retenida sobre el tamiz de 4.50 mm de la grilla industrial se sumó a la retenida por el tamiz de 3.97 mm para constituir la fracción en masa pasante a través de la malla de 5.00 mm de la progresión geométrica con razón $2^{1/3}$).

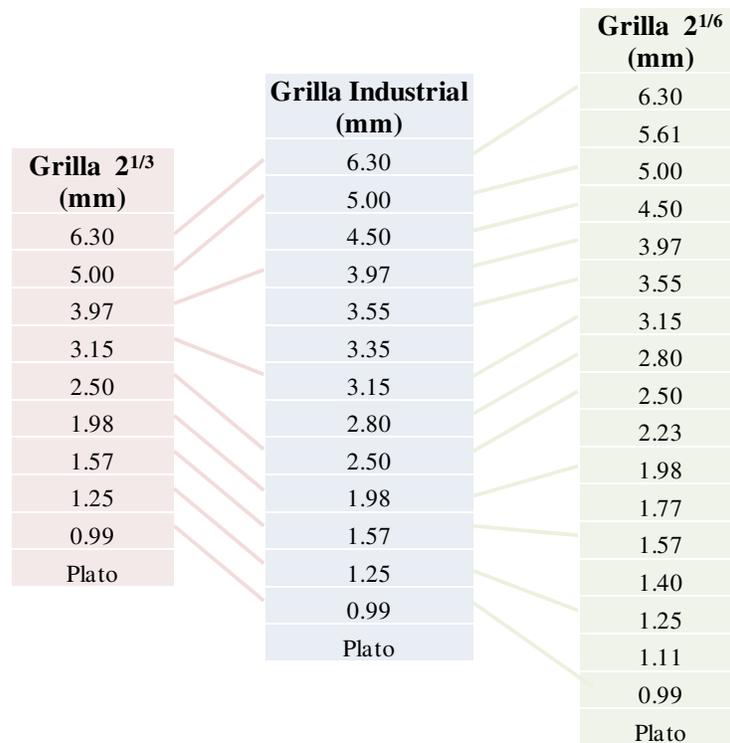


Figura 3.6. Descripción de grillas.

3.3. Resultados y discusión

En la Figura 3.7 se presenta un ejemplo de las distribuciones de tamaño de partículas experimentales (expresadas como funciones acumuladas en masa pasantes normalizadas) del

material que ingresa al molino y de los gránulos fragmentados que abandonan el par de rodillos superior e inferior. Los datos representados en la Figura 3.7 corresponden a una operación del molino donde el espaciado del par superior de rodillos se fijó en 2.50 mm, mientras que el del par inferior se mantuvo en 1.40 mm. Para el ejemplo presentado, los gruesos que abandonan la zaranda y que ingresan al molino tienen una mediana (d_{me} , según se definió en el Capítulo 2) de aproximadamente 4.6 mm. Por su parte las medianas del material molido por el primer y segundo par de rodillos son aproximadamente de 2.5 y 1.6 mm, respectivamente. Si bien las medianas se aproximan a los espaciados establecidos para la molienda, puede observarse que existen fragmentos que poseen tamaños superiores. Este fenómeno puede atribuirse a que las partículas dejan de ser esféricas en el proceso de molienda. Por lo tanto, partículas de forma alargada pueden atravesar los *GAPs* y, sin embargo, clasificar como material más grueso en las mallas de los tamices (esto ocurre cuando la partícula enfrenta las aperturas de mallas con su longitud máxima y, por ende, queda retenida).

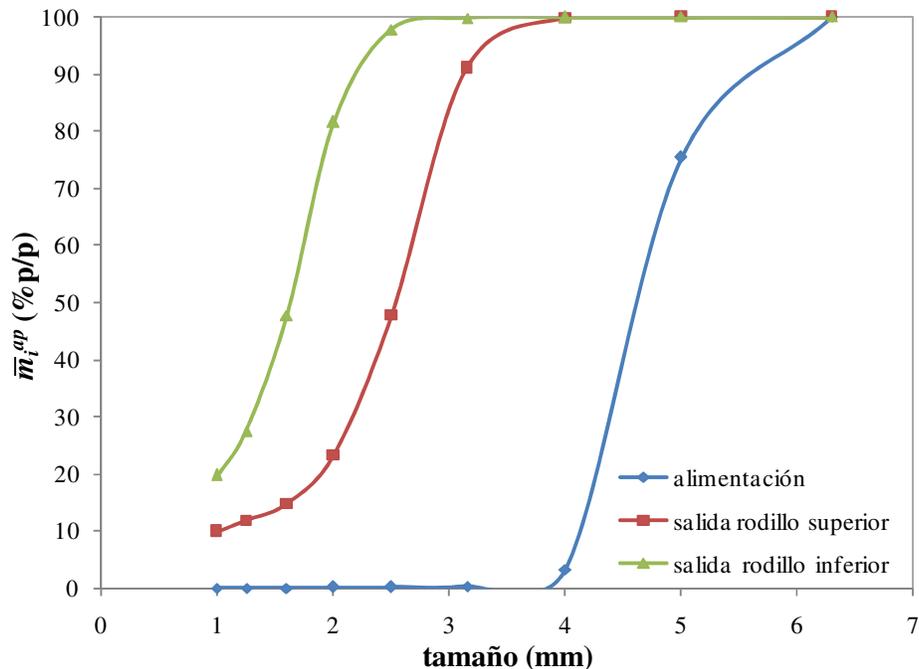


Figura 3.7. Performance típica del molino de rodillos estudiado.

3.3.1. Ajuste de parámetros

Debido a que los pares de rodillos superior e inferior poseen diferente tipo de acabado superficial (el primero es corrugado para moler partículas esféricas y el segundo es liso debido a que muele partículas irregulares), distinto *GAP* y además reciben alimentaciones con diferentes

PSDs y formas de partículas, se realizó un ajuste de parámetros de rotura por par de rodillos. Conocidos los parámetros, se cuenta con dos módulos de simulación (uno para cada par de rodillos) que en serie representan la operación global de la unidad.

En la Tabla 3.1 se reportan los resultados del ajuste efectuado, tanto los valores estimados para los cinco parámetros de cada par de rodillos como los coeficientes de regresión correspondientes (r^2). Cabe aclarar que los parámetros obtenidos verifican las restricciones detalladas en la Sección 3.2.1 ($\beta \geq \gamma \geq 0$, $0 \leq \phi \leq 1$, $\lambda > 0$ y $\mu > 0$).

Tabla 3.1. Estimación de parámetros y r^2 para los pares de rodillos superior e inferior.

Parámetro	Par de rodillos superior	Par de rodillos inferior
λ	50.05	16.01
μ	1.90	1.82
γ	0.99	1.92
β	4.21	24.99
ϕ	0.19	0.40
r^2	0.94	0.94

Para el ajuste se utilizó toda la información experimental disponible expresada en la grilla geométrica de $2^{1/3}$ (i.e., 72 muestras de 9 clases cada una), incluyendo los datos colectados para ambos molinos y considerando las réplicas disponibles.

La Figura 3.8 presenta la correspondencia entre las distribuciones de tamaño de partícula experimentales y estimadas a la salida del par de rodillos superior. Teniendo en cuenta la cantidad de datos experimentales a predecir y los errores comúnmente asociados a la toma de muestras de corrientes formadas por material particulado, el ajuste resulta muy bueno.

Para ejemplificar la bondad del ajuste realizado para el par de rodillos superior, en la Figura 3.9 se grafican cuatro distribuciones calculadas que exhibieron errores mínimos respecto a las experimentales cuando el espaciado se fijó en 2.50 mm. Por su parte la Figura 3.10, para el mismo par de rodillos y espaciado, muestra las cuatro distribuciones calculadas con el modelo ajustado que predicen las PSDs experimentales con los máximos errores observados. Para el par de rodillos superior con espaciado de 2.10 mm, en la Figura 3.11 se muestran 4 de los 6 ajustes disponibles.

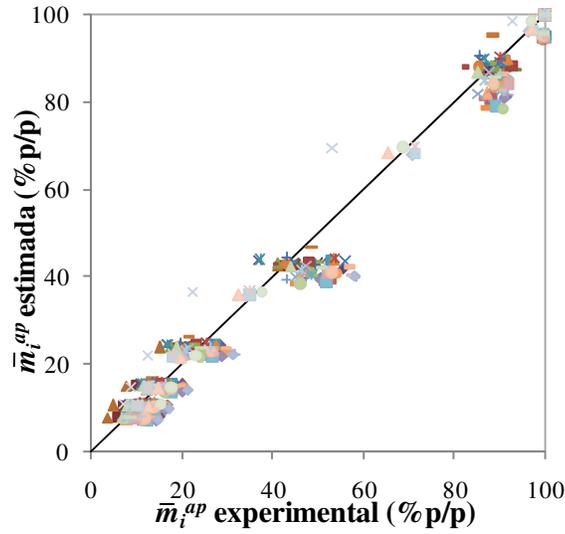


Figura 3.8. Correspondencia entre las PSDs estimadas y experimentales para el par de rodillos superior.

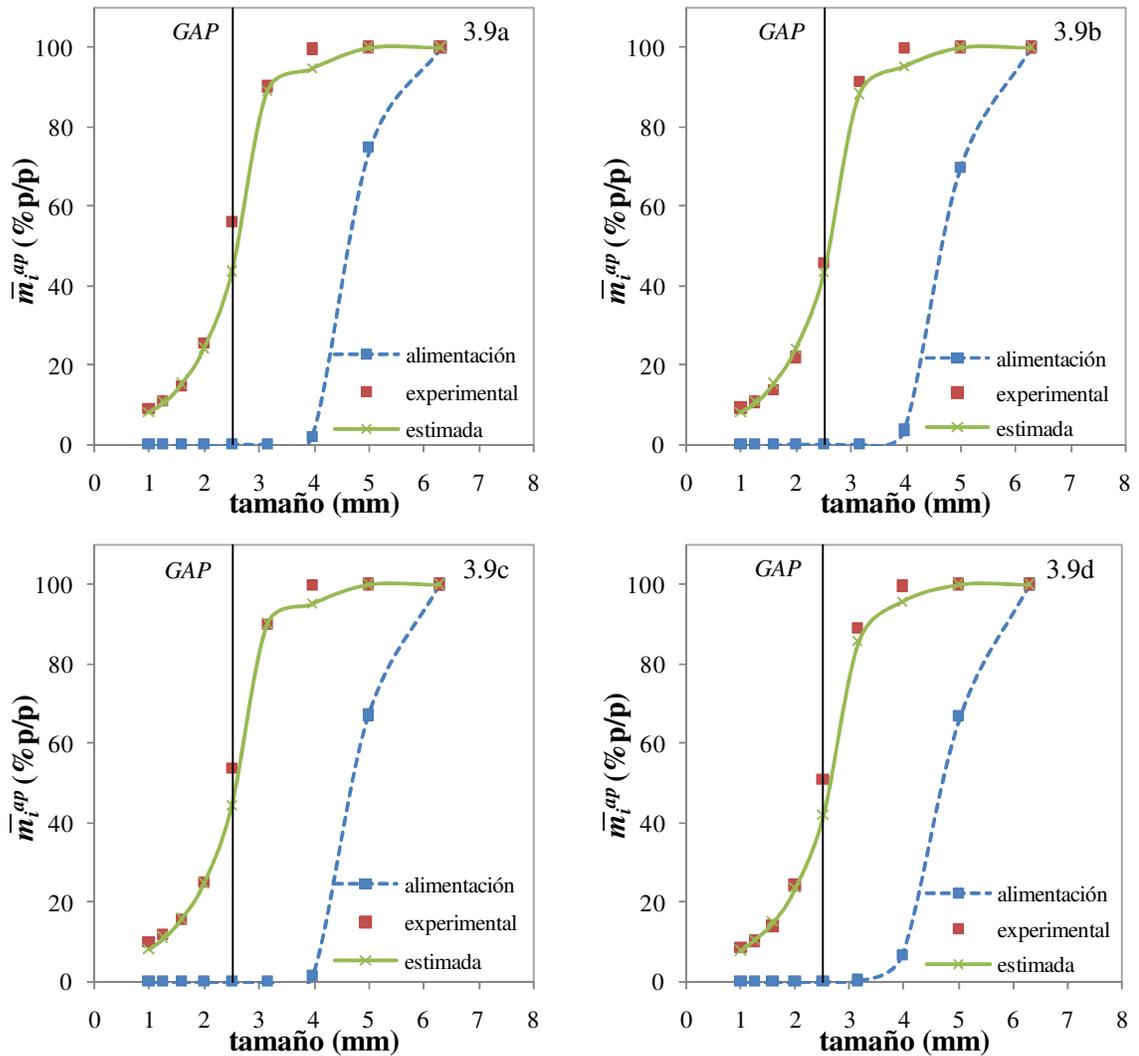


Figura 3.9. Comparación de las PSDs experimentales y estimadas por el modelo que presentaron errores mínimos respecto a los valores experimentales. Par de rodillos superior, $GAP= 2.50$ mm.

Los resultados indican que, aún para las predicciones que presentan los mayores errores, el ajuste es satisfactorio. En general, el modelo tiende a predecir distribuciones de tamaño de partículas con menos finos que las dadas por las determinaciones experimentales, a excepción de las muestras presentadas en la Figuras 3.10a y 3.11d.

Para el par de rodillos superior operando con un espaciado igual a 2.10 mm, la Figura 3.11 muestra que las predicciones del modelo pueden considerarse muy satisfactorias aún contando con pocas muestras experimentales para el ajuste.

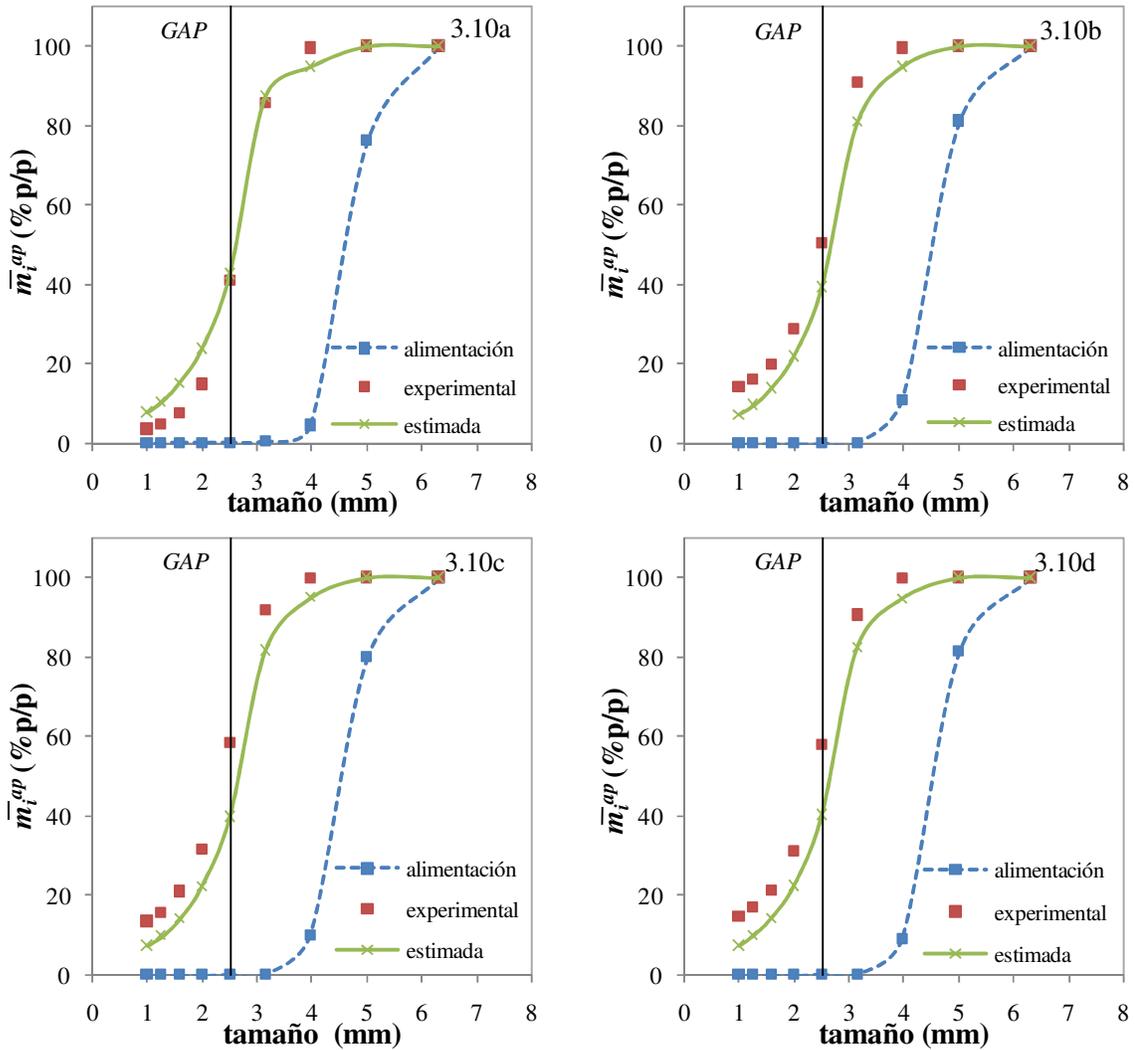


Figura 3.10. Comparación de las PSDs experimentales y estimadas por el modelo que presentaron los errores máximos respecto a los valores experimentales. Par de rodillos superior, $GAP = 2.50$ mm.

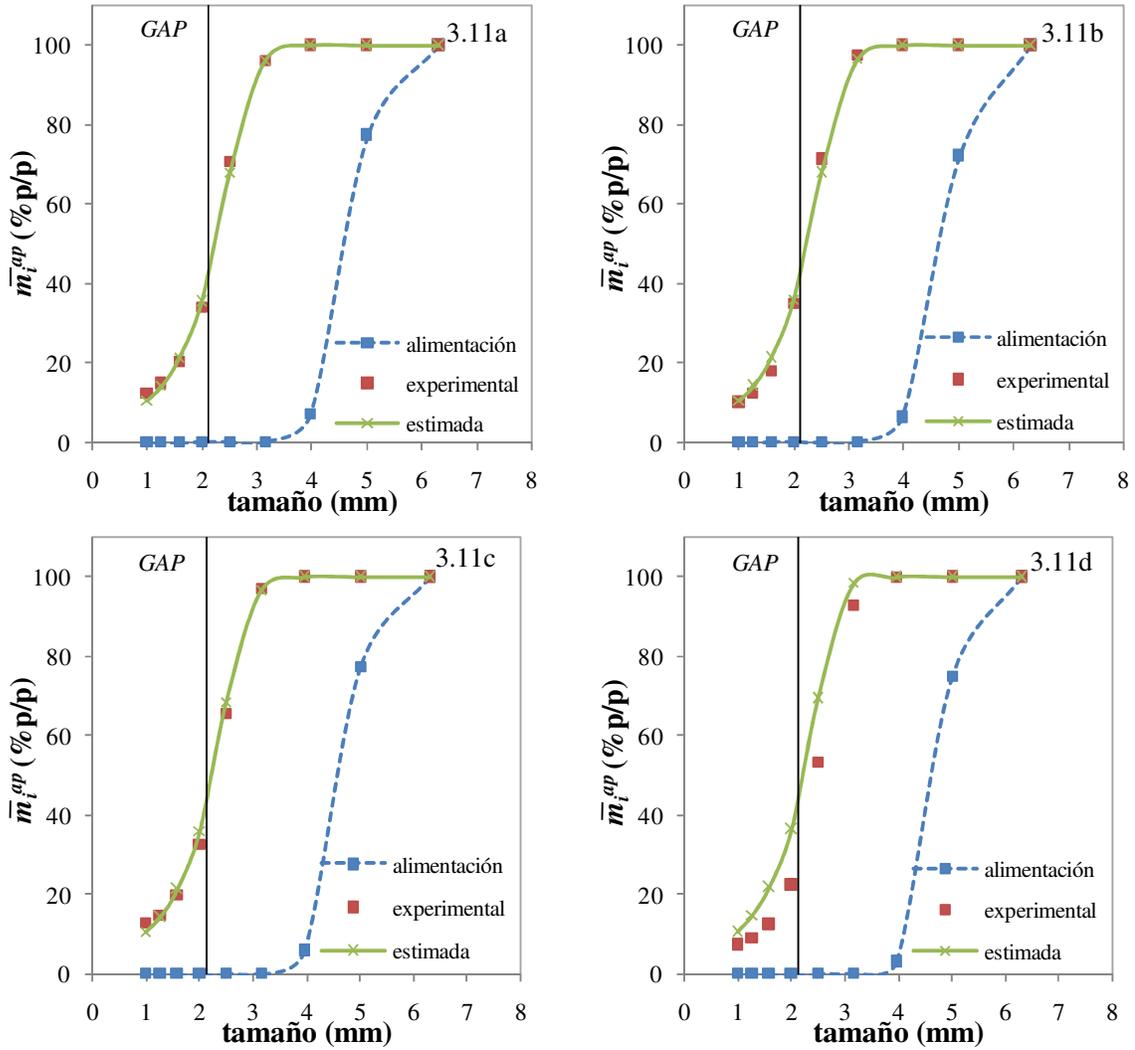


Figura 3.11. Comparación de las PSDs experimentales y estimadas por el modelo para el par de rodillos superior. $GAP= 2.1$ mm.

Para el par de rodillos inferior se condujo un análisis análogo. En la Figura 3.12 se presenta la correspondencia entre las distribuciones de tamaño de partícula experimentales y estimadas a la salida del par de rodillos inferior. Contando con 54 muestras para el GAP de 1.40 mm y 15 para el de 1.60 mm, el error porcentual promedio en las predicciones resultó ser igual a 5.5 %; mucho menor al obtenido para el par de rodillos superior que fue del orden del 10 %.

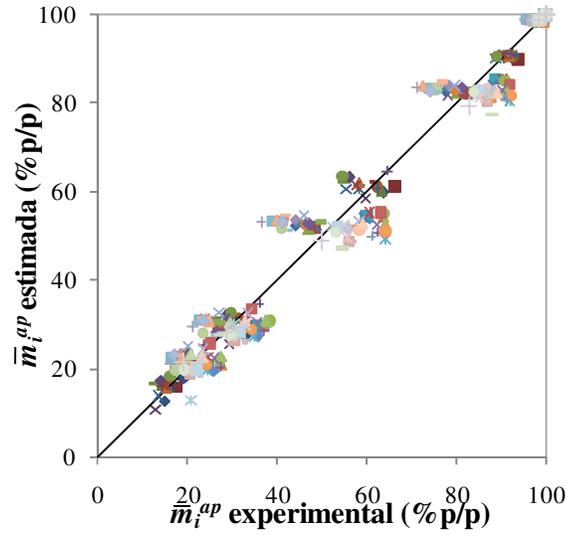


Figura 3.12. Correspondencia entre las PSDs estimadas y experimentales para el par de rodillos inferior.

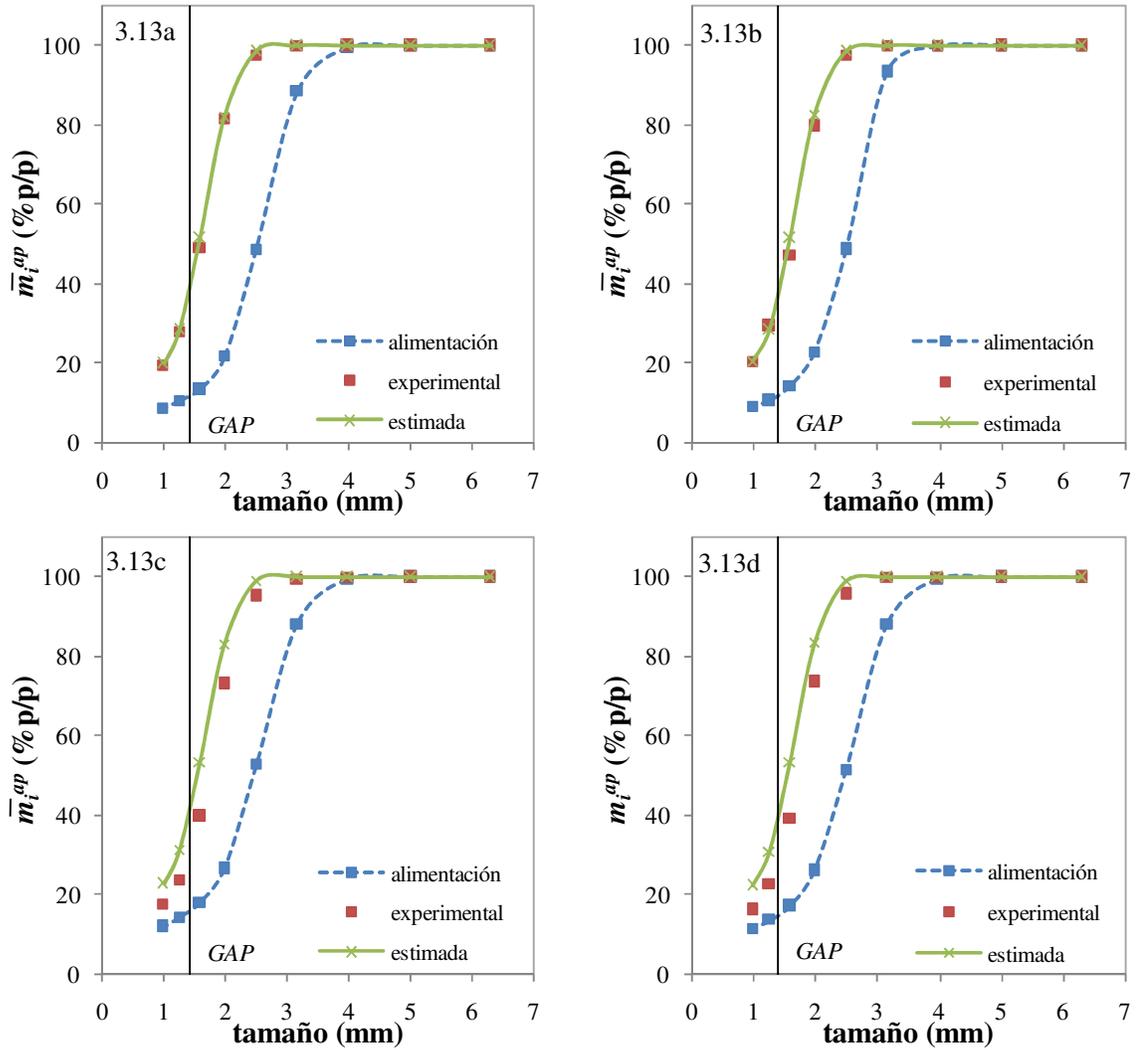


Figura 3.13. Comparación de las PSDs experimentales y estimadas por el modelo para el par de rodillos inferior. $GAP=1.40$ mm.

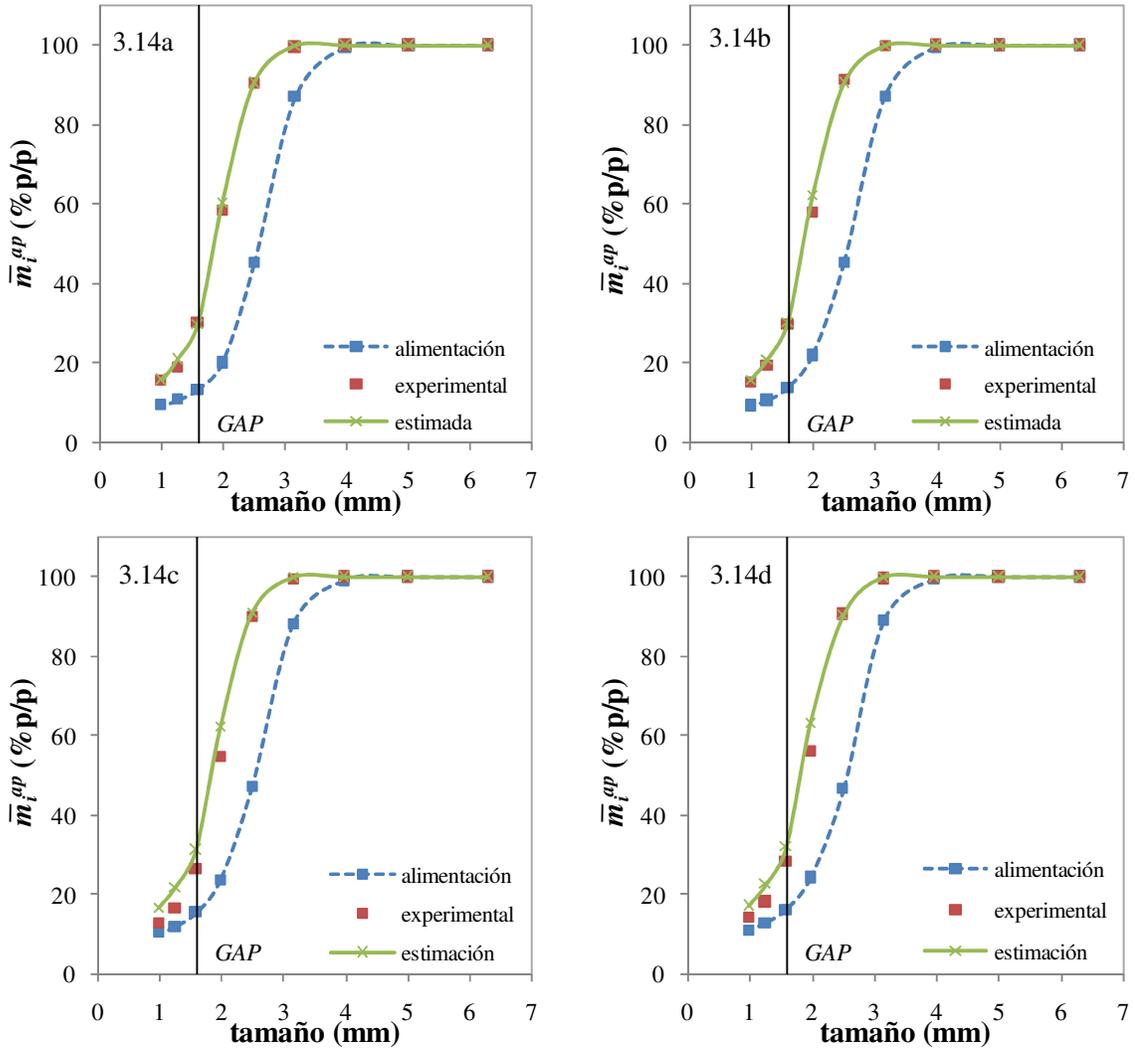


Figura 3.14. Comparación de las PSDs experimentales y estimadas por el modelo para el par de rodillos inferior. $GAP=1.60$ mm.

En la Figura 3.13, para el par de rodillos inferior operando con un espaciado de 1.40 mm, se presentan las dos muestras predichas con menores errores (3.13a y 3.13b) y las dos que exhibieron los mayores errores de predicción (3.13c y 3.13d). El ajuste fue excelente para los datos experimentales graficados en las Figuras 3.13a y 3.13b. Para las otras muestras, el modelo predice, en general, mayor cantidad de finos que la que reflejan las PSDs determinadas en planta. Para el par de rodillos inferior, el máximo error fue aproximadamente 15 % y estuvo asociado a la muestra de la Figura 3.13c. En cuanto a los resultados obtenidos para el espaciado entre rodillos de 1.60 mm, la Figura 3.14 presenta los dos mejores (3.14a y 3.14b) y los dos peores (3.14c y 3.14d) ajustes. Si bien el número de muestras disponibles para este GAP fue bastante menor al correspondiente para 1.40 mm, el ajuste también resultó satisfactorio. Nuevamente, el

modelo predice PSDs con contenidos de finos ligeramente superiores a los observados para los datos experimentales.

3.3.2. Análisis de sensibilidad

Es sabido que la experimentación en plantas industriales es poco factible, implicando operaciones costosas y difícilmente realizables. Por lo tanto, y dado que se cuenta con un modelo del molino de rodillos ajustado con datos reales, resulta interesante explorar las capacidades del mismo estudiando el efecto que ejercen distintas combinaciones de espaciados en ambos pares de rodillos sobre el material molido.

Por un lado, es común que la operación de los molinos genere una excesiva cantidad de polvo aportando demasiadas semillas para crecimiento en el granulador. Por otro, es frecuente encontrar dentro del material molido una fracción de partículas con tamaño mayor al deseado que muchas veces afecta la buena esfericidad en el producto final. Por estos motivos, para el análisis de sensibilidad que se presenta a continuación, se clasificó al producto molido en tres fracciones porcentuales:

- m_U : material molido fino, de tamaño menor a 1 mm;
- m_O : material molido grueso, mayor a 2 mm;
- m_S : material molido con partículas de tamaño entre 1 y 2 mm, el cual se define como rango de molienda deseado.

Para el análisis de sensibilidad, se fijaron los espaciados del par de rodillos superior (GAP_S) y del par de rodillos inferior (GAP_I) en valores definidos. Los cambios propuestos para los $GAPs$ tienen el propósito de identificar las combinaciones de espaciados que permiten maximizar la fracción entre 1 y 2 mm. En la Figura 3.15 se presentan las tres fracciones másicas arriba definidas para distintos valores de espaciados. El GAP_S no afecta la generación de finos a la salida del molino de manera significativa, el valor de m_U está prácticamente controlado por el espaciado entre rodillos del par inferior. Ambos espaciados afectan las fracciones m_S y m_O . La fracción definida como deseada aumenta a medida que el espaciado entre rodillos del par superior aumenta; sin embargo, para $GAPs$ mayores que 2.70 mm ese incremento deja de ser significativo. En consecuencia, para maximizar la fracción deseada, el GAP_S superior debería establecerse dentro del rango 2.70 - 2.90 mm. Para este intervalo del espaciado superior, y

debido a la incidencia del GAP_I sobre la fracción m_O , la fracción m_S alcanza su valor óptimo para un espaciado inferior alrededor de 1.40 mm.

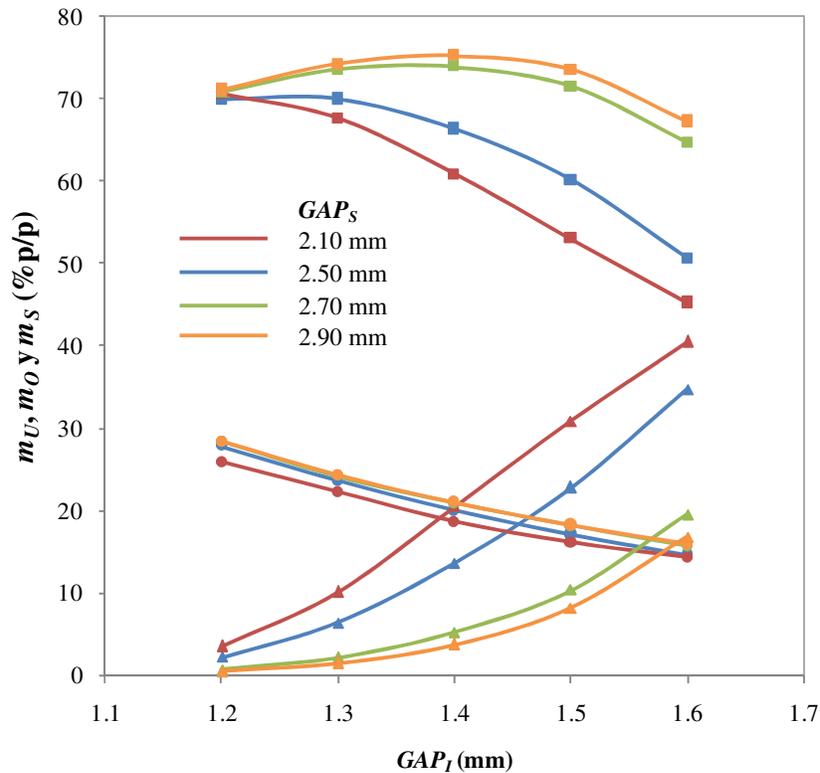


Figura 3.15. Influencia de distintas combinaciones de espaciados entre rodillos sobre la calidad del producto molido. (●): m_U , (■): m_S , (▲): m_O .

3.4. Conclusiones

El modelo matemático desarrollado por Austin et al. (1980) y Austin et al. (1981) para la industria de minerales, resulta satisfactorio para representar la molienda de urea producida en una planta de alta capacidad. Los errores promedio de las predicciones del material molido por el par de rodillos superior e inferior son menores al 10 % y 5 %, respectivamente. Por esta razón, se puede concluir que se cuenta con un modelo matemático que representa adecuadamente la operación del equipo industrial.

El análisis de sensibilidad realizado brindó información valiosa para comprender el proceso de reducción de tamaño de urea, predecir las distribuciones de tamaño de partículas que genera la unidad industrial e identificar combinaciones óptimas de espaciados entre rodillos en términos de calidad de producto molido.

3. Modelado del molino de rodillos

Este módulo de simulación resulta fundamental para su posterior inclusión en el simulador completo del circuito de granulación, ya que estima la distribución de tamaño de partículas con que el molino contribuye a la corriente de semillas que se recicla al granulador.

Capítulo 4

MODELADO DE LA ZARANDA VIBRATORIA DE DOBLE PAÑO

4.1. Introducción

Las zarandas y tamices son equipos que se utilizan para la separación y clasificación de corrientes de materiales granulados o polvos de acuerdo al tamaño de sus partículas. La alimentación a estas unidades, que se caracteriza por una determinada distribución de tamaño de partículas, se ve expuesta a una superficie con orificios de cierto tamaño normalmente denominados aperturas de malla. Idealmente las partículas pueden atravesar dicha superficie si su tamaño es menor que la apertura seleccionada, constituyendo la corriente de finos. De lo contrario, las partículas quedan retenidas sobre la malla conformando la corriente de gruesos (Hess, 1983; Gupta y Yan, 2006).

Las zarandas y tamices se basan en el mismo principio de operación. En particular los tamices se utilizan en procesos que requieren una separación por tamaños rigurosa de una pequeña cantidad de material. Por ende, poseen aplicación directa a escala laboratorio donde el proceso se lleva a cabo en general de forma discontinua. Por otro lado, las zarandas permiten procesar grandes cantidades de material de manera continua, siendo especialmente aptas para operaciones a escala industrial (Hess, 1983).

Debido a su simplicidad, la clasificación por tamaño mediante zarandas es el método continuo más antiguo y difundido en la práctica industrial. Si bien las zarandas han sido

tradicional y ampliamente adoptadas por la industria minera, actualmente su uso se ha extendido a industrias como la cerealera, metalúrgica, de pulpa de papel y a las que involucran procesos de granulación como la industria farmacéutica, alimentaria y de fertilizantes (Li et al., 2003).

Las operaciones de separación que pueden llevarse a cabo en zarandas suelen clasificarse en tres tipos principales (Wills y Napier-Munn, 2006):

- Separación de gruesos (o *scalping*): es la remoción de una pequeña cantidad de gruesos de la alimentación (la cual debe contener una fracción de gruesos inferior al 5% en peso).
- Separación de finos: se refiere a la remoción de una pequeña cantidad de finos (10 % en peso o menos) de una alimentación que está básicamente constituida por gruesos.
- Clasificación por tamaño: es la separación de una corriente sólida que posee fracciones másicas similares de materiales de distintos tamaños. Este tipo de operación posee eficiencias de separación inferiores a las de los dos casos anteriores.

Existen diversos tipos de zarandas industriales. En general, las más usadas son las zarandas vibratorias, de las cuales existen distintos subtipos según la operación de separación que debe llevarse a cabo. A continuación, se resumen algunos tipos de zarandas descritos por Wills y Napier-Munn (2006):

- Giratorias: se utilizan principalmente para la separación de finos (hasta 40 μm). Pueden estar constituidas por varias mallas o paños de diferente apertura, lo cual permite separar la alimentación en múltiples fracciones de distintos tamaños. La torre de mallas, que puede tener un diámetro máximo de 2.7 m, opera con movimientos giratorios y verticales combinados.
- Trommels: constituyen uno de los equipos de separación por tamaño más primitivos. Básicamente este equipo consiste en un tubo perforado giratorio que deja salir el material axialmente según el tamaño de las perforaciones del tubo. Dispone de una entrada de material, y de varias salidas según el tamaño del tambor. El tambor rota a una velocidad entre 35 y 45 % de la velocidad crítica (i.e., velocidad que genera en la superficie de la zaranda una aceleración centrípeta igual a la de la gravedad). Puede estar inclinado respecto a la horizontal o presentar barras en el interior para favorecer el transporte del material a lo largo del cilindro. Si bien su operación es económica y

más sencilla que la de las zarandas vibratorias, no permite manejar grandes cantidades de material.

- De rodillos: utilizan rodillos que giran sobre sí mismos y se ubican en paralelo para transportar material grueso a lo largo de la superficie de separación, permitiendo que los finos percolen por el espaciado existente entre ellos. Son aptos para procesar altas cargas de material con tamaño de partículas entre 3 y 300 mm.
- Vibratorias: son las más versátiles. Usualmente se utilizan para clasificar partículas en el rango 45 μm - 300 mm, son aplicables a cualquiera de los tres tipos de separación arriba mencionados y son aptas para manejar tanto corrientes húmedas como secas. Poseen una superficie de tamizado rectangular; la alimentación y descarga de producto se realizan en extremos opuestos. Pueden estar constituidas por más de un paño (múltiples *decks*); en este caso la alimentación se dirige al paño superior (o de mayor apertura de malla), los finos se colectan a la salida del paño inferior y los cortes intermedios se recuperan sobre cada una de las mallas interpuestas. La Figura 4.1 presenta un esquema de una zaranda vibratoria de doble paño de la empresa Rotex (Rotex, 2012), la cual es líder en la producción de zarandas vibratorias.

Las zarandas vibratorias están provistas de un motor que proporciona distintos tipos de movimientos a lo largo de la malla. En la primera sección (donde ingresa la alimentación) se provee un movimiento de tipo circular que esparce todo el material sobre el ancho de la zaranda maximizando la utilización de la superficie de tamizado, aún cuando la alimentación es puntual. Este movimiento promueve así mismo la estratificación del material, favoreciendo la llegada y pasaje de las partículas considerablemente más pequeñas que las aperturas de malla. Hacia la mitad de la zaranda, el movimiento impartido gradualmente se vuelve elíptico facilitando el pasaje de las partículas cuyos tamaños se aproximan a las aperturas de malla. Por último, el movimiento que experimentan las partículas toma una trayectoria lineal con la zaranda que permite remover las partículas remanentes de tamaño similar al de las aperturas y a su vez, promover el avance de las partículas más gruesas hacia la salida del equipo. De esta forma, se maximiza la oportunidad de llegada de los finos a la superficie de la zaranda para su remoción, a la vez que se favorece la separación de los gruesos.

Otra característica de las zarandas Rotex es la presencia de bolas por debajo de la superficie de la zaranda, tal como se muestra en la Figura 4.1. Las mismas se encuentran contenidas en una

especie de canastos y, mediante los movimientos impartidos a la zaranda, golpean por debajo la superficie de tamizado (o malla) para minimizar la obstrucción de las aperturas.

Esta combinación de acciones hace que el ángulo de inclinación de estas zarandas sea pequeño respecto a otros diseños, aumentando la superficie de pasaje efectiva y promoviendo a su vez, la circulación hacia la salida del equipo.

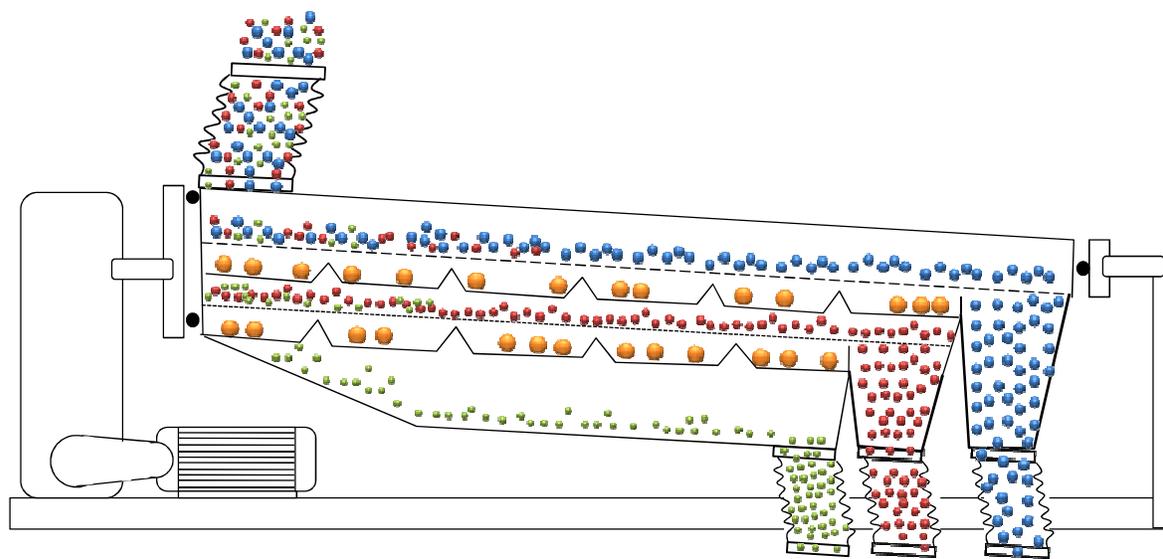


Figura 4.1. Zaranda vibratoria de doble paño.

La mayoría de los circuitos de granulación de fertilizantes estudiados en la literatura abierta emplean zarandas vibratorias de doble paño para la clasificación por tamaño de la corriente que abandona la unidad de crecimiento (Adetayo, 1993; Balliu, 2005; Heinrich et al., 2002; Wildeboer, 1998). Sin embargo, estas zarandas han sido ampliamente investigadas sólo en relación a aplicaciones de la industria minera (Ferrara et al., 1988; Karra, 1979; Soldinger, 1999; Subasinghe et al., 1989; Subasinghe et al., 1990; Whiten, 1972).

Los modelos matemáticos desarrollados para zarandas vibratorias buscan predecir la distribución de tamaño de partículas y los caudales de las corrientes que abandonan el equipo. En general, estos modelos se agrupan en *fenomenológicos*, *empíricos* o *numéricos*, según estén fundamentados en la teoría de clasificación en zarandas, datos empíricos o soluciones computacionales de la mecánica Newtoniana, respectivamente (Wills y Napier-Munn, 2006).

Los modelos *fenomenológicos* se basan en describir mediante ecuaciones la física del pasaje de partículas a través de la superficie de la zaranda. A su vez, se dividen de acuerdo a dos enfoques dominantes:

a) *Modelos probabilísticos*: se sustentan en la probabilidad que tiene una partícula de atravesar la apertura de malla. El modelo más popular es aquel propuesto por Whiten (1972), el cual establece que para una partícula esférica de diámetro d_p , la probabilidad y de pasaje en un sólo intento a través de una apertura cuadrada de tamaño h , limitada por un alambre de diámetro d_w , queda determinada por (ver Figura 4.2):

$$y = \left(\frac{h - d_p}{h + d_w} \right)^2 \quad (4.1)$$

En otras palabras, si la unidad básica de separación en una zaranda está determinada por el área de la apertura más el diámetro de alambre $(h+d_w)^2$, la partícula debe caer en un área $(h-d_p)^2$ para atravesar la malla sin riesgo de rebotar en los alambres.

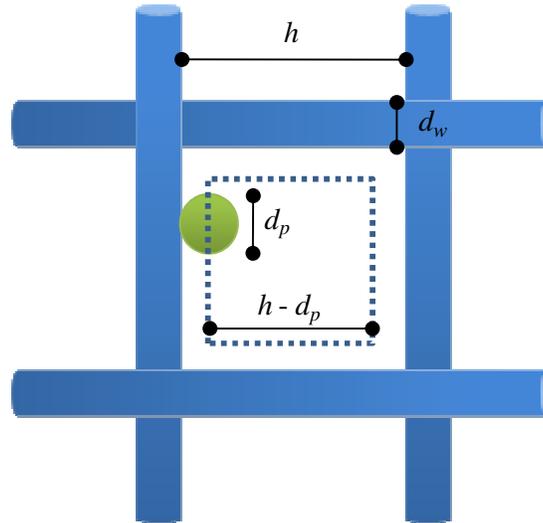


Figura 4.2. Esquema del área de pasaje de partículas.

Si siguiendo la teoría clásica de probabilidad, la probabilidad y' de que una partícula de diámetro d_p no atraviese la malla es:

$$y' = \left(1 - \frac{h - d_p}{h + d_w} \right)^q \quad (4.2)$$

donde q se considera proporcional a la longitud de la zaranda y a un factor de carga (Whiten, 1972).

Este modelo fue adaptado a la industria de fertilizantes por Adetayo (1993) y Wildeboer (1998) para representar la operación de las zarandas vibratorias presentes en circuitos de granulación de fosfato diamónico. Ambos consideraron el parámetro q como una constante de ajuste por ser insuficiente la información experimental disponible para cuantificar el efecto del caudal de la alimentación y la segregación de las partículas a lo largo de la zaranda. Bajo esta suposición (la cual implica que la carga a la zaranda no afecta la performance de la misma) y utilizando el modelo reportado por Whiten (1972), Adetayo (1993) propuso calcular el caudal másico de partículas pertenecientes a la clase i que quedan retenidas sobre la zaranda (O_i) como:

$$O_i = F_i y_i' \quad (4.3)$$

donde F_i es el caudal másico de partículas de tamaño i que se alimentan a la zaranda. y_i' es función de los tamaños inferior y superior de la clase i , la apertura de la malla, el diámetro del alambre y el parámetro de ajuste q y puede calcularse mediante las ecuaciones (4.4) a (4.6):

$$y_i' = \begin{cases} 1 & d_i \geq h \\ \frac{d_{i+1} - h}{d_{i+1} - d_i} + \left[0.89 \frac{h + d_w}{\sqrt{q}} - \frac{g(y_i)}{h - d_i} \right] \left(1 - \frac{d_{i+1} - h}{d_{i+1} - d_i} \right) & d_i < h < d_{i+1} \\ \frac{h + d_w}{\sqrt{q}(d_{i+1} - d_i)} (g(y_{i+1}) - g(y_i)) & d_{i+1} \leq h \end{cases} \quad (4.4)$$

$$g(y_i) = \frac{0.124734}{y_i^3 - 0.4378805 y_i^2 + 0.266982 y_i + 0.138375} \quad (4.5)$$

$$y_i = \frac{\sqrt{q}(h - d_i)}{(h - d_w)} \quad (4.6)$$

b) *Modelos cinéticos*: establecen la performance de la zaranda a partir de la velocidad de pasaje de las partículas, que varía a lo largo de la malla y depende tanto del caudal como de la PSD del material a clasificar (King, 2001). Uno de los primeros modelos cinéticos desarrollados corresponde a Ferrara et al. (1988), quienes consideraron la existencia de dos zonas bien definidas a lo largo de la zaranda: una primera concentrada (i.e., con gran cantidad de partículas) y una posterior diluida hacia el extremo final de la zaranda. En la región concentrada se forman multicapas y la velocidad de pasaje de las partículas es constante debido a la continua reposición de material por parte de las capas superiores, constituyendo un proceso de orden cero:

$$\frac{dW_i(l)}{dl} = -k_c(d_i) \quad (4.7)$$

donde $W_i(l)$ es el caudal másico axial de partículas de la clase i que queda retenido sobre la malla por unidad de ancho de la zaranda y k_c es la constante de velocidad asociada al pasaje de partículas en la región concentrada.

Luego de integrar la Ecuación (4.7) entre $l=0$ y $l=L_c$, que es la distancia donde deja de valer la región concentrada, se llega a la siguiente expresión para calcular W_i :

$$W_i(L_c) = W_i(0) - k_c(d_i)L_c \quad (4.8)$$

donde $W_i(0)$ es el caudal másico de la clase i alimentado por unidad de ancho de la zaranda. La constante de velocidad es también función del tamaño de las partículas y se expresa de la siguiente forma:

$$\frac{k_c(d_i)}{W_i(0)} = k_{c50} 2^\sigma \left(1 - \frac{d_i}{h}\right)^\sigma \quad (4.9)$$

donde k_{c50} es un parámetro de ajuste y σ depende de la geometría de la malla.

A medida que el material avanza y su cantidad sobre la zaranda decrece, se ingresa a la región diluida donde el pasaje de partículas es función de la cantidad de material presente de acuerdo a un proceso de primer orden:

$$\frac{dW_i(l)}{dl} = -k_s(d_i)W_i(l) \quad (4.10)$$

Nuevamente, integrando en este caso entre L_c (donde comienza la región diluida) y una longitud l se obtiene:

$$W_i(l) = W_i(L_c) \exp[-k_s(d_i)(l - L_c)] \quad (4.11)$$

donde la constante cinética k_s asociada a la región diluida tiene la siguiente expresión:

$$\frac{k_s(d_i)}{W_i(0)} = k_{s50} 2^\sigma \left(1 - \frac{d_i}{h}\right)^\sigma \quad (4.12)$$

siendo k_{s50} un parámetro de ajuste.

La combinación de las expresiones (4.8) y (4.11) permite estimar el material retenido sobre la malla por clase i a una cierta distancia l de la alimentación.

Por otro lado, Subasinghe et al. (1990) consideraron que la clasificación por tamaño en zarandas involucra dos procesos simultáneos de primer orden: segregación y pasaje a través de la malla. La segregación de los finos a través del material que se encuentra sobre la zaranda para llegar a la malla depende del tamaño relativo de los mismos respecto a las partículas del alrededor, la PSD del lecho de sólidos sobre la malla y las vibraciones de la zaranda. Por su parte, el proceso de pasaje depende de la probabilidad de la partícula para atravesar la apertura de malla. Ambos procesos se encuentran caracterizados por constantes de velocidad que son función de la relación entre el tamaño de las partículas y la apertura de las mallas, y se describen mediante correlaciones empíricas con parámetros de ajuste. Según Subasinghe et al. (1990), la fracción en masa de partículas pertenecientes a la clase i que queda retenida sobre la malla (\bar{M}_{O_i}) puede estimarse a partir de:

$$\bar{M}_{O_i} = \frac{k_e(d_i)\exp[-k_p(d_i)l] - k_p(d_i)\exp[-k_e(d_i)l]}{k_e(d_i) - k_p(d_i)} \quad (4.13)$$

donde $k_e(d_i)$ es la constante de estratificación de las partículas, la cual puede calcularse como:

$$\ln k_e(d_i) = \omega_1 + \omega_2 \left(\frac{d_i}{h}\right) + \omega_3 \left(\frac{d_i}{h}\right)^2 + \omega_4 \left(\frac{d_i}{h}\right)^3 \quad (4.14)$$

y $k_p(d_i)$ es la constante de pasaje de las partículas, dada por:

$$\ln k_p(d_i) = \omega_5 + \omega_6 \left(\frac{d_i}{h}\right) + \omega_7 \left(\frac{d_i}{h}\right)^2 + \omega_8 \left(\frac{d_i}{h}\right)^3 \quad (4.15)$$

siendo los ω parámetros de ajuste.

Soldinger (1999) utilizó los mismos principios que Subasinghe et al. (1990) pero formuló las constantes de segregación y pasaje en términos de la física de cada uno de los procesos, de forma tal que se combinan los fenómenos cinéticos (relacionados con la constante de segregación) y aquellos probabilísticos (asociados a la constante de pasaje).

Los modelos *cinéticos* presentan como principal desventaja la dependencia de los procesos con los cambios que sufre la PSD de las partículas sobre la zaranda a medida que las mismas avanzan axialmente sobre ella. Por lo tanto, la determinación de las constantes cinéticas o de probabilidad involucradas se puede realizar sólo si se cuenta con medidas a lo largo de toda la longitud de la zaranda, restringiendo la aplicación de los modelos a escala piloto o de laboratorio. En efecto, no se han encontrado extensiones de estos modelos a circuitos de granulación de fertilizantes escala industrial.

Los modelos *empíricos* se basan generalmente en predecir la cantidad de finos que puede atravesar la zaranda. Son altamente usados por los fabricantes de zarandas debido a su simplicidad y demostrada confiabilidad. La capacidad nominal de la zaranda es afectada por una serie de factores de corrección que tienen en cuenta, entre otros, la cantidad de gruesos, finos y material cercano al tamaño de la apertura de la malla presentes en la alimentación, la posición del paño en la zaranda si ella posee múltiples mallas, la densidad del material, el área libre de la malla, el tipo de apertura, etc. Estos factores son generalmente presentados por los fabricantes en forma de tablas o gráficos, sin embargo Karra (1979) correlacionó dichos datos reportando ecuaciones empíricas. Por su baja complejidad, estos modelos son comúnmente elegidos para la representación de datos experimentales. Efectivamente, son muchos los simuladores comerciales que han implementado modelos empíricos en sus rutinas de clasificación de sólidos (i.e., Aspen, 2005; Modsim Simulator, 2008; Moly-CopTools, 2008).

Por su parte, los modelos *numéricos* que utilizan simulaciones computacionales, han tenido mayor desarrollo en los últimos años. Se espera que técnicas del tipo “Discrete Element Method” (DEM) amplíen su aplicación al modelado de zarandas industriales, y asistan en el diseño y optimización de nuevas tecnologías de clasificación (Wills y Napier-Munn, 2006). Por el momento, las zarandas industriales que procesan un enorme número de partículas son aún difíciles de modelar bajo este enfoque.

De los distintos tipos de métodos introducidos previamente, aquel más ampliamente aceptado para el modelado de zarandas de circuitos de granulación es el probabilístico. Como se mencionó anteriormente, Adetayo (1993) y Wildeboer (1998) adaptaron el modelo probabilístico propuesto por Whiten (1972) para representar la operación de la zaranda vibratoria de doble paño presente en circuitos industriales de fosfato diamónico. Asimismo, Heinrich et al. (2003) adecuaron un modelo de tipo probabilístico, desarrollado por Molerus y Hofmann (1969) para ciclones, a la clasificación por tamaño en zarandas vibratorias pertenecientes a circuitos de granulación escala

laboratorio. Para la zaranda vibratoria de doble paño que constituye el circuito de granulación de urea que se presenta en esta Tesis, y de acuerdo a la información experimental disponible (i.e., sólo se cuenta con un caudal másico y distribuciones de tamaño de partículas de las corrientes que ingresan y egresan a/de las zarandas), se seleccionó el modelo tipo empírico propuesto por Karra (1979) y recomendado para zarandas vibratorias industriales por Standish et al. (1986). Las razones para su selección se discuten con mayor detalle en la Sección 4.2.

Los resultados incluidos en este capítulo se publicaron parcialmente en *Modeling of an Industrial Vibrating Double-Deck Screen of a Urea Granulation Circuit*, Cotabarren I.M.; Rossit, J.; Bucalá, V.; Piña, J. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2009, 48 (6), 3187-3196. (Cotabarren et al., 2009).

4.2. Descripción del modelo

4.2.1. Generalidades

Como se mencionó previamente, la separación en zarandas depende de la probabilidad de que partículas menores que la apertura de malla la alcancen y la atraviesen (King, 2001). Una zaranda con eficiencia ideal sería capaz de retener el 100 % de las partículas de tamaño mayor a la apertura de malla (h) y de dejar pasar el 100 % del material más fino que h . Sin embargo, los procesos reales distan de los ideales debido a que las probabilidades de alcanzar y atravesar la malla varían según el tamaño y la forma de las partículas, las condiciones de operación, etc.

La manera más adecuada que se ha encontrado para medir la performance de zarandas es mediante las denominadas curvas de partición (Wills y Napier-Munn, 2006). Las operaciones no ideales de separación por tamaño, como el proceso de clasificación de la urea granulada, pueden representarse mediante coeficientes de partición por clase (T_i). Cada coeficiente T_i se define como la cantidad de material de la clase i retenido sobre la malla (i.e., clasificado como grueso) dividido la cantidad de material de esa clase i alimentado a la zaranda según la siguiente ecuación:

$$T_i = \frac{\overline{OM}_{O_i}}{\overline{FM}_{F_i}} \quad (4.16)$$

donde F y O son los caudales másicos de alimentación y gruesos, respectivamente. \overline{M}_{O_i} y \overline{M}_{F_i} representan las fracciones en masa de partículas pertenecientes a la clase i en las corriente de

gruesos O y de alimentación F , respectivamente. La curva de partición se construye graficando los coeficientes de partición T_i en función del tamaño de las clases i , desde $i=1$ hasta Z , siendo Z el número total de clases.

Si se conocen los T_i , las distribuciones de tamaño de partículas de las corrientes de finos y gruesos pueden ser fácilmente calculadas mediante balances de masa por clase:

$$\overline{OM}_{o_i} = T_i \overline{FM}_{F_i} \quad (4.17)$$

$$U \overline{M}_{U_i} = (1 - T_i) \overline{FM}_{F_i} \quad (4.18)$$

donde U es el caudal másico de la corriente de finos y \overline{M}_{U_i} es la fracción másica de partículas pertenecientes a la clase i en la corriente U .

De acuerdo a las Ecuaciones (4.17) y (4.18), es posible predecir las PSDs y los caudales másicos de las corrientes que abandonan una zaranda a partir del caudal másico y la granulometría de la alimentación si se dispone de la curva de partición. Por lo tanto, para el modelado de las zarandas es esencial establecer una fórmula matemática que represente adecuadamente la curva de partición.

Tal como se indicó en el Capítulo 2, el material perteneciente a la clase i representa aquellas partículas más grandes que d_i y menores que d_{i+1} . A su vez, las partículas de la clase i pueden asociarse a un único valor de tamaño determinado por el promedio aritmético o geométrico de los extremos del intervalo. Las curvas de partición se suelen grafican en función del diámetro geométrico medio de cada clase (Wills y Napier-Munn, 2006; Karra, 1979), el cual se calcula como:

$$\overline{d}_i^g = \sqrt{d_i d_{i+1}} \quad (4.19)$$

En la Figura 4.3 se ilustran dos curvas de partición, una correspondiente a una separación real y otra a una clasificación por tamaños ideal. En general, los T_i se representan por funciones que dependen del tamaño de la apertura de malla o de un parámetro denominado d_{50} . Este parámetro se denomina tamaño de corte y se define cómo el tamaño de partícula para el cual la curva de partición alcanza el valor de 50 %. Por lo tanto, d_{50} representa el tamaño para el cual una partícula tiene igual probabilidad de atravesar la malla o quedar retenida sobre ella. El d_{50} es, en cierta forma, una medida de la eficiencia de una zaranda; valores de d_{50} cercanos a la apertura

de malla (h) indican altas eficiencias. En operaciones reales, el d_{50} corresponde a un tamaño más pequeño que la apertura de la malla (Wills y Napier-Munn, 2006).

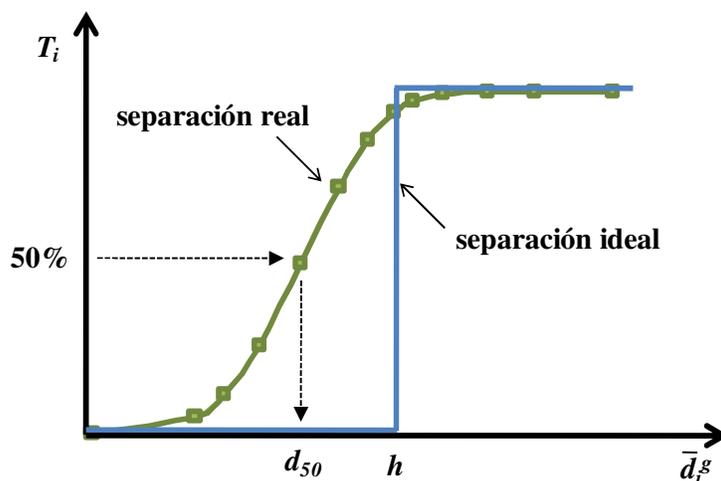


Figura 4.3. Curvas de partición ideal y real.

La mayoría de los modelos cinéticos y probabilísticos reportados en la literatura abierta y descritos en la introducción, tienen la particularidad de que la eficiencia de separación se valora en función de la relación entre el tamaño de partícula y la apertura de malla (d_i/h) (Ferrara et al., 1988, Subasinghe et al., 1990 y Soldinger, 1999 en cuanto a los modelos cinéticos; y Adetayo, 1993, Wildeboer, 1998 y Heinrich et al., 2003 respecto a los probabilísticos). En consecuencia, esos modelos consideran que el coeficiente de partición para todas las partículas que se encuentran en clases de tamaños mayores a la apertura de malla resulta igual a 1, señalando que la totalidad de ellas permanecerá retenida. Esta consideración es estrictamente válida para partículas esféricas. En general las operaciones reales manejan partículas que no son perfectamente esféricas, de modo que su pasaje a través de la malla está influenciado por la orientación que poseen las partículas al alcanzar la superficie. La Figura 4.4 ejemplifica la probabilidad de pasaje de partículas a través de una malla, cuando ellas poseen diferentes formas y tamaños (Gupta y Yan, 2006). Por ejemplo, la partícula A es demasiado grande para atravesar la malla cualquiera sea su orientación. La partícula B, por su tamaño, siempre atravesará la malla. Las partículas C y D atravesarán la malla según sea la dirección con que alcancen la superficie, siendo la orientación de la partícula D la adecuada para el pasaje.

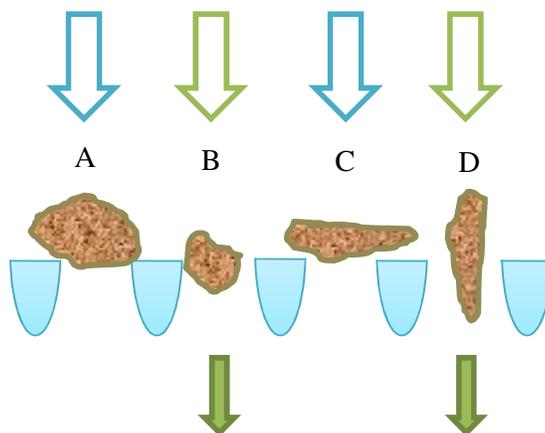


Figura 4.4. Influencia del tamaño y la orientación de las partículas sobre el pasaje a través de las mallas.

El tamaño de corte no resulta un valor constante, por el contrario depende de variables tales como la relación entre el tamaño de las partículas y la apertura de malla, el caudal de la alimentación, la posición relativa del paño en la zaranda (i.e., superior, inferior) y la densidad del lecho de partículas sobre la malla (Karra, 1979). La evaluación de los datos experimentales disponibles para la zaranda de clasificación de urea, indicó que el d_{50} es en efecto función de varias variables del proceso. Por lo tanto, la imposibilidad de contar con datos granulométricos axiales y la variabilidad observada en el d_{50} , fueron las razones por las cuales se descartó el uso de modelos de tipo fenomenológico. El modelo empírico propuesto por Karra (1979) surgió entonces como el más adecuado para representar los resultados de los ensayos llevados a cabo en la planta de urea de alta capacidad.

Si bien el modelo de Karra (1979) es de base empírica, describe las curvas de partición en función de un d_{50} variable con las condiciones operativas según la siguiente ecuación:

$$d_{50} = h \left(\frac{U^T/S}{K} \right)^a \quad (4.20)$$

donde U^T es el caudal másico teórico de finos presente en la alimentación (i.e., el caudal másico de todas las partículas que son más pequeñas que la apertura de malla). S es la superficie de la zaranda, K es una productoria de factores de corrección respecto a la capacidad nominal de la zaranda (con unidades de caudal por unidad de área) y a es un parámetro de ajuste.

La variable K se expresa como sigue:

$$K = ABCDEF_D G \quad (4.21)$$

donde A es la capacidad base definida como el caudal teórico de finos por unidad de área de la zaranda. B es el factor de corrección por la cantidad de gruesos presente en la alimentación (porcentaje de partículas de tamaños mayores a la apertura); cuanto mayor es el porcentaje de gruesos, mayor es la eficiencia de la zaranda porque dicho material es fácilmente retenido por la malla. C es el factor que efectúa la corrección según la cantidad de material con tamaño menor al 50 % de la apertura; las partículas en la alimentación considerablemente menores que la apertura de malla son procesadas con mayor facilidad. D corresponde a la posición del paño que se modela en una zaranda de múltiples mallas; los paños inferiores reciben alimentaciones más difíciles de procesar que los superiores y, consecuentemente, poseen menores eficiencias de separación. E corresponde al tamizado en medio húmedo; si la separación es en seco, este parámetro vale 1. F_D representa la corrección por la densidad de lecho del material procesado, los materiales densos son más fácilmente separados que los más livianos. G es el factor de corrección por la cantidad de material de tamaño cercano a la apertura de malla presente en la alimentación (porcentaje de material perteneciente a clases localizadas en el rango $0.75h - 1.25h$). Las alimentaciones que contienen una gran proporción de material con tamaño cercano a la apertura de malla son difíciles de procesar debido a la alta probabilidad de que las partículas no logren atravesar las aperturas (King, 2001).

Karra (1979) utilizó las expresiones provistas en Nordberg Process Machinery (1976) para los factores de corrección A , B , C , D , E y F_D y desarrolló una expresión propia para el factor G . Las ecuaciones que permiten calcular los factores de corrección se presentan en la Tabla 4.1.

Conocido el d_{50} , el cual puede estimarse mediante la Ecuación (4.20) y los factores de corrección de la Tabla 4.1, es posible calcular el coeficiente de partición T_i mediante diferentes fórmulas matemáticas. Para el caso bajo estudio, se adoptó la funcionalidad utilizada por Karra (1979):

$$T_i = 1 - \exp\left(-0.693\left(\frac{\bar{d}_i^g}{d_{50}}\right)^m\right) \quad (4.22)$$

Esta correlación, originalmente desarrollada por Plitt (1971), ha sido ampliamente aplicada e involucra un parámetro de ajuste m (conocido como parámetro de Plitt) que define la pendiente de la curva de partición.

Tabla 4.1. Factores de corrección de la Ecuación (4.21).

Factor	Ecuación	
A	$A=12.1286h^{0.3162}-10.2991$	$h<50.8$ mm
	$A=0.3388h+14.4122$	$h\geq 50.8$ mm
B	$B=-0.012Q+1.6$	$Q\leq 87$
	$B=0.0425Q+4.275$	$Q>87$
C	$C=0.012R_{hs}+0.7$	$R_{hs}\leq 30$
	$C=0.1528R_{hs}^{0.564}$	$30<R_{hs}<55$
	$C=0.0061R_{hs}^{1.37}$	$55\leq R_{hs}<80$
	$C=0.05R_{hs}-1.5$	$R_{hs}\geq 80$
D	$D=1.1-0.1L_D$	
E	$E=1.0$	$T<1$
	$E=T$	$1\leq T\leq 2$
	$E=1.5+0.25T$	$2<T<4$
	$E=2.5$	$4\leq T\leq 6$
	$E=3.25-0.125T$	$6<T\leq 10$
	$E=4.5-0.25T$	$10<T<12$
	$E=2.1-0.05T$	$12\leq T\leq 16$
	$E=1.5-0.125T$	$16<T<24$
	$E=1.35-0.00625T$	$24\leq T\leq 32$
	$E=1.15$	$T>32$
F_D	$F_D = \frac{\rho_B}{1602}$	
G	$G=0.975(1-X^{0.511})$	

L_D : parámetro de corrección correspondiente a la posición del paño ($L_D=1$ para el paño superior y $L_D=2$ para el paño inferior); R_{hs} : porcentaje de partículas de tamaño menor al 50 % de la apertura en la alimentación a zaranda; Q : porcentaje de partículas de tamaño mayor a la apertura en la alimentación a zaranda; $T = 1.26h$; X : porcentaje de partículas perteneciente a clases localizadas en el rango $0.75h - 1.25h$; ρ_B : densidad del lecho de partículas.

4.2.2. Datos experimentales

De acuerdo al procedimiento experimental descrito en el Capítulo 2 y tal como se observa en la Figura 4.5, se obtuvieron muestras granulométricas de todas las corrientes de entrada y salida vinculadas a las zarandas en ambos trenes de clasificación. Se contó con tomas por duplicado de: la corriente de alimentación común a ambas zarandas (F), cada corriente de

gruesos (O_A y O_B), cada corriente de finos (U_A y U_B) y cada corriente de producto (P_A y P_B). La corriente F que proviene del primer enfriador del circuito (ver Figura 1.6) se divide mediante el uso de un derivador en dos corrientes $F_A=(1-\xi)F$ y $F_B=\xi F$, las cuales ingresan a los trenes de clasificación y molienda A y B, respectivamente. Si bien el derivador es posicionado de manera de igualar los caudales máxicos a ambos trenes, la precariedad del sistema de división de flujo y la imposibilidad de medir los caudales al ingreso de cada tren hace que el valor de la fracción de derivación a cada tren sea incierto.

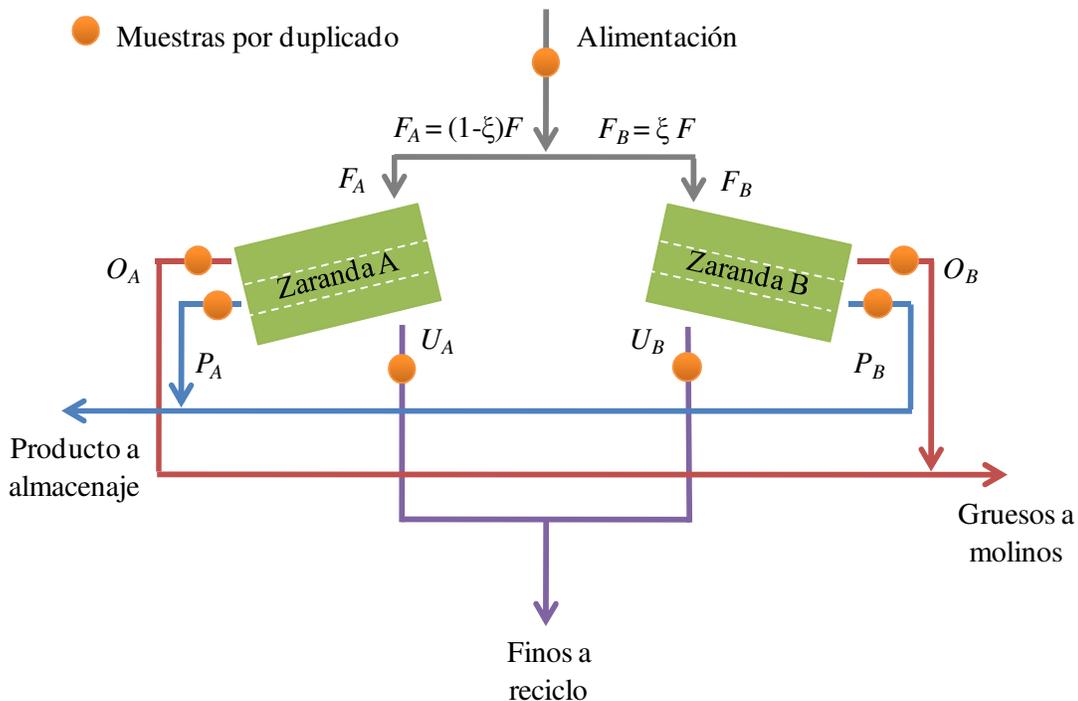


Figura 4.5. Puntos de toma de muestra alrededor de las zarandas.

Como se indicó en el Capítulo 2, se efectuaron dos ensayos durante los cuales sólo se perturbaron independientemente los espaciados entre rodillos de los pares superior e inferior del molino. Previsiblemente, estas acciones afectaron la performance de la zaranda. Para cada muestra colectada la PSD se determinó experimentalmente utilizando el tren de 13 tamices detallado en el Capítulo 2 (sin considerar el ciego). Debido a que el modelo de la zaranda no involucra restricciones en cuanto a la grilla a ser usada, el número de clases utilizadas para establecer la curva de partición por malla correspondió al número total de clases definido por la torre de tamices utilizada por la industria para establecer la granulometría de las corrientes sólidas (i.e., 13). Así, los datos de planta ascienden a 1638 puntos experimentales:

- Ensayo 1: 13 clases x 7 corrientes x 10 horarios de toma de muestra

- Ensayo 2: 13 clases x 7 corrientes x 8 horarios de toma de muestra

Previo a realizar el ajuste de los parámetros del modelo se requiere conocer, además de las PSDs, los caudales de todas las corrientes de entrada y salida de las zarandas. Es sabido que la medición de caudales de corrientes sólidas es muy difícil de implementar en la práctica y tiene asociada errores de gran magnitud. De hecho, el único valor experimental de caudal confiable disponible es el de la corriente de producto. Es por ello que para determinar los caudales de las corrientes restantes (alimentación, finos y gruesos), se recurrió a la técnica de reconciliación de datos experimentales. Esta técnica permite estimar para cada corriente los caudales correspondientes a cada fracción de tamaño de partículas, tal que se satisfagan los balances de masa globales y por clase mediante la modificación de aquellos datos experimentales menos confiables (Balliu, 2005; Reimers et al., 2008).

4.3. Reconciliación de datos experimentales

La reconciliación se formuló como una optimización con restricciones, la cual fue llevada a cabo mediante el software Athena Visual Studio (Athena, 2011). En el contexto de la reconciliación de datos, se busca minimizar las diferencias entre valores experimentales y estimados de las fracciones en masa por clase para cada corriente, utilizando como factores de peso la varianza de las respectivas mediciones (Reimers et al., 2008):

$$FO = \min \sum_{c=1}^Y \sum_{i=1}^Z \frac{(\bar{M}_{ci} - \bar{\bar{M}}_{ci})^2}{W_{ci}} \quad (4.23)$$

donde Z es el número de clases (i.e., 13) e Y el número de corrientes con distintas distribuciones de tamaño de partículas alrededor de cada zaranda (i.e., 7: O_A , O_B , U_A , U_B , P_A , P_B y F dado que se asume que F_A y F_B poseen la misma PSD). \bar{M}_{ci} corresponde al valor reconciliado de la fracción en masa para la clase i en la corriente c , $\bar{\bar{M}}_{ci}$ representa el valor experimental promedio (i.e., de cada muestra original y su réplica) y W_{ci} es la varianza asociada a cada $\bar{\bar{M}}_{ci}$.

Para completar la formulación del problema de optimización, se plantearon las siguientes restricciones:

$$F_A \bar{M}_{FAi} = O_A \bar{M}_{OAi} + P_A \bar{M}_{PAi} + U_A \bar{M}_{UAi} \quad i = 1..Z \quad (4.24)$$

$$F_B \overline{M}_{F_{Bi}} = O_B \overline{M}_{O_{Bi}} + P_B \overline{M}_{P_{Bi}} + U_B \overline{M}_{U_{Bi}} \quad i = 1..Z \quad (4.25)$$

$$\sum_{i=1}^{13} \overline{M}_{ci} = 1 \quad c = 1..7 \quad (4.26)$$

$$P_A + P_B = P \quad (4.27)$$

$$\frac{F_A}{1-\zeta} = \frac{F_B}{\zeta} \quad (4.28)$$

Las Ecuaciones (4.24) y (4.25) corresponden al balance de masa por clase alrededor de cada zaranda. La Ecuación (4.26) garantiza que la suma de las fracciones en masa para cada corriente sea igual a 1. La Ecuación (4.27) establece que la suma de los caudales de producto de cada zaranda debe ser igual a la medida experimental del caudal total de producto, de modo que P no es una variable a reconciliar. La Ecuación (4.28) representa, como se mencionó, la división de caudales que se realiza en el derivador previo a las zarandas, siendo ζ la fracción de alimentación total que ingresa a la zaranda B.

En la Figura 4.6 se presentan las fracciones en masa normalizadas para cada clase (\overline{M}_i) en cada corriente obtenidas mediante el procedimiento de reconciliación, en función de las fracciones experimentales. Además, en el mismo gráfico se incluyen rectas correspondientes a desviaciones de 0, +10, -10, +20 y -20 %. En general, las diferencias que se observan (i.e., lejanía respecto a la curva de 0 % de error) son las esperadas considerando la incertidumbre que existe al muestrear y analizar corrientes de material sólido. De la totalidad de puntos experimentales (i.e., 1638), el 92 % cae dentro de las líneas de 20 % de desviación y el 81 % dentro de aquellas de 10 %.

En cuanto al parámetro ζ , se registró una variación entre 0.43 y 0.56, con un valor promedio de 0.48. La reconciliación resultó fundamental para contar con datos consistentes para la etapa de ajuste de parámetros del modelo que se describe a continuación.

4.4. Ajuste de parámetros del modelo

El ajuste de los parámetros del modelo se realizó de manera independiente para cada uno de los paños de la zaranda (i.e., mallas superior e inferior) y considerando la totalidad de los datos disponibles (i.e., los de ambos trenes, de manera que los parámetros ajustados son idénticos para

las zarandas A y B). Tal como se detalló en la Sección 4.2.1, los factores de corrección desde A hasta G fueron determinados mediante las expresiones citadas en la Tabla 4.1. El factor E , correspondiente al tamizado en medio húmedo, se especificó en 1 considerando que la operación industrial que se modela se lleva a cabo en seco.

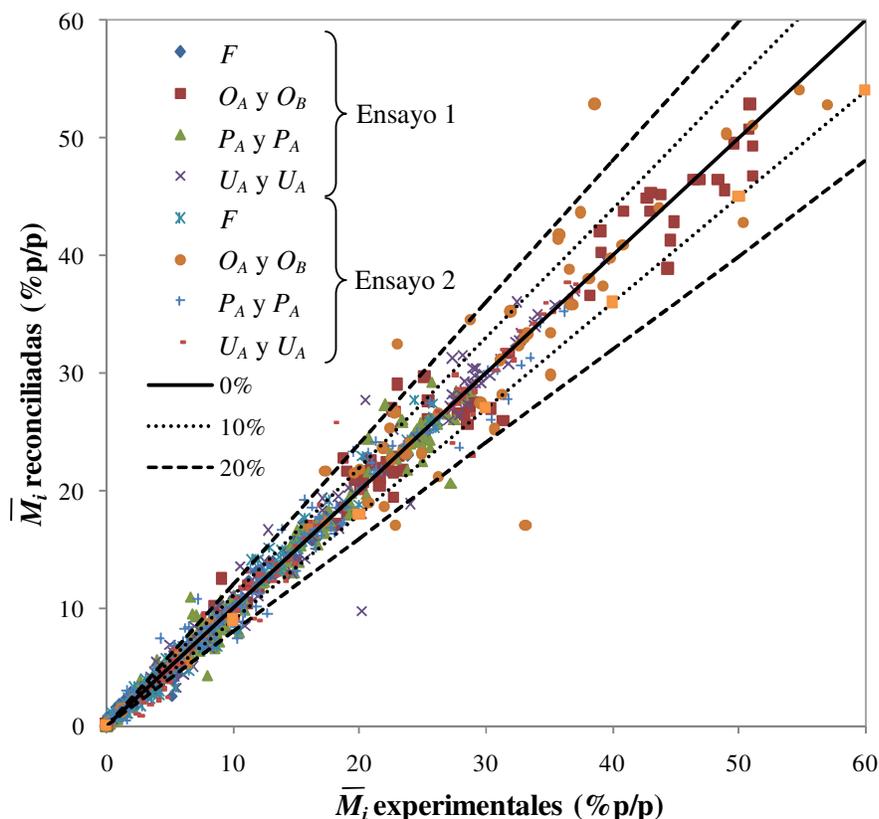


Figura 4.6. Valores reconciliados vs. experimentales para las fracciones en masa por clase de todas las corrientes asociadas a las zarandas. Las rectas indican distintos porcentajes de desviación.

Para el caso especial en estudio, la densidad del lecho de partículas sobre cada paño (ρ_B) es una variable que no puede ser determinada experimentalmente debido a que varía a lo largo de la zaranda. Por esta razón, el valor promedio axial de ρ_B se estableció como parámetro de ajuste adicional, junto con los exponentes m del coeficiente de partición y a del d_{50} .

Una vez reconciliados los datos experimentales, se contó con los caudales y granulometrías de todas las corrientes de entrada y salida a cada uno de los paños de la zaranda. En consecuencia, y teniendo como información adicional la apertura de las mallas, se estimaron todos los factores de corrección necesarios y la cantidad teórica de finos (U^T) para el cálculo del d_{50} de los paños superior e inferior. Para estimar este parámetro también se requirió el valor de la superficie de cada uno de los paños (que no se reporta por ser de carácter confidencial).

Para el cálculo del material retenido (o pasante) por clase, es necesario determinar previamente los coeficientes de partición por clase (Ecuaciones 4.17 y 4.18) que involucran el d_{50} y los tres parámetros de ajuste de este modelo. La estimación de parámetros se implementó en el software Athena Visual Studio, versión 10.7 (Athena, 2011), considerando entonces como información de entrada las PSDs discretas en masa y los caudales de alimentación a zarandas, gruesos y finos clasificados en cada malla, la correspondiente apertura, factores de corrección y valores iniciales para a , m y ρ_B . El proceso de ajuste de los parámetros se basó en minimizar la diferencia entre los \overline{OM}_{O_i} experimentales y aquellos calculados por el modelo propuesto, al igual que la diferencia entre los \overline{UM}_{U_i} experimentales y los calculados. La función objetivo de la optimización planteada es:

$$FO = \min \left[\sum_{i=1}^Z (\overline{OM}_{O_i, \text{exp}} - \overline{OM}_{O_i, \text{calc}})^2 + \sum_{i=1}^Z (\overline{UM}_{U_i, \text{exp}} - \overline{UM}_{U_i, \text{calc}})^2 \right] \quad (4.29)$$

Es importante aclarar que, como el ajuste se realizó de manera independiente para cada uno de los paños, la corriente de finos del paño superior se tomó como alimentación al paño inferior. Globalmente, el material retenido sobre el paño superior constituye los gruesos que se envían al molino, el material retenido sobre el paño inferior conforma la corriente de producto y el material pasante a través del paño inferior es la corriente de finos que se recicla al granulador junto con los gruesos molidos.

4.5. Resultados

4.5.1. Ajuste de parámetros

En la Figura 4.7 se presenta un ejemplo de las distribuciones de tamaño de partículas experimentales para las corrientes de alimentación, gruesos, producto y finos de una de las zarandas industriales. Las PSDs se expresan como funciones acumuladas en masa pasantes normalizadas y corresponden a un proceso de clasificación realizado con aperturas de las mallas superior e inferior de 4.2 y 3 mm, respectivamente. La alimentación a la zaranda tiene una mediana aproximada de 2.7 mm con una dispersión considerable. Las medianas de los finos y gruesos se ubican en 2 y 4.5 mm (como es de esperar a la izquierda y derecha de la mediana de la alimentación), respectivamente. En el caso del producto, la mediana es del orden de 2.9 mm y, por lo tanto, similar a la de la alimentación. Sin embargo, la dispersión de la PSD del producto es sustancialmente menor. Los resultados descritos indican que las zarandas logran, en

concordancia con el objeto que tiene su incorporación en el *flowsheet* de la planta, llevar a cabo un proceso de clasificación que permite obtener corrientes con distribuciones de tamaño de partículas mucho más angostas que la alimentación y asegurando un producto con calidad granulométrica apta para su venta.

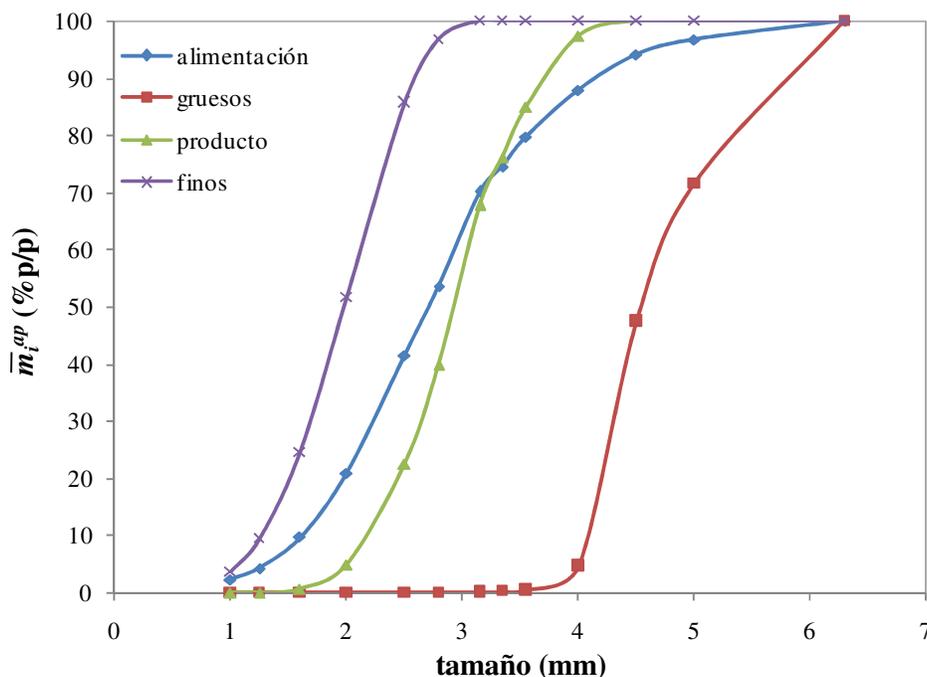


Figura 4.7. Ejemplo de las PSDs experimentales para las corrientes de alimentación, gruesos, producto y finos de una zaranda industrial de urea. Las PSDs se expresan como funciones acumuladas en masa pasantes normalizadas.

Los valores óptimos de los parámetros del modelo encontrados para el paño superior e inferior de las zarandas se resumen en la Tabla 4.2. Los mismos se corresponden con la física del proceso. Por un lado, y debido a la presencia de material más grueso, la densidad del lecho superior resulta menor que la del inferior lo cual podría atribuirse a una mayor porosidad. En efecto, a partir de las densidades de lecho reportadas en la Tabla 4.2 y la densidad de la urea sólida que es aproximadamente 1330 kg/m^3 , se calcularon porosidades de lecho de 58 y 47 % para los paños superior e inferior, respectivamente. Por otro lado, el parámetro de Plitt tiene una influencia directa sobre la eficiencia de clasificación (i.e., sobre las pendientes de las PSDs expresadas como funciones acumuladas). El paño superior recibe una alimentación con una mayor proporción de gruesos que el inferior, por lo cual dicha separación debería resultar más eficiente y su parámetro de Plitt mayor. Este comportamiento esperado concuerda con los valores óptimos encontrados para el parámetro m (ver Tabla 4.2).

Una forma de cuantificar la eficiencia de la separación real es midiendo la desviación de la curva de partición con respecto al d_{50} (ver Figura 4.8) mediante el cálculo de la probabilidad de Ecart (E_p), definida como:

$$E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2} \quad (4.30)$$

donde d_{75} y d_{25} son los tamaños de partícula para los cuales la curva de partición es igual a 0.75 (75 %) y 0.25 (25 %), respectivamente (Gupta y Yan, 2006).

Tabla 4.2. Valores de los parámetros de ajuste para los paños superior e inferior de las zarandas.

Parámetro	Paño superior	Paño inferior
Densidad del lecho, ρ_B (kg/m ³)	560	705
Exponente en la expresión de d_{50} , a	-0.0023	-0.2862
Parámetro de Plitt, m	25.097	3.758

A medida que la curva de partición real se acerca a la línea vertical en d_{50} la probabilidad de Ecart tiende a cero (Gupta y Yan, 2006). Los valores de E_p promedios calculados con todas las distribuciones de tamaño de partículas experimentales para el paño superior e inferior son de 0.21 y 0.46, respectivamente. Queda entonces verificado que el paño superior opera con mayor eficiencia, lo cual se refleja (como se ha mencionado) en un mayor valor del parámetro m .

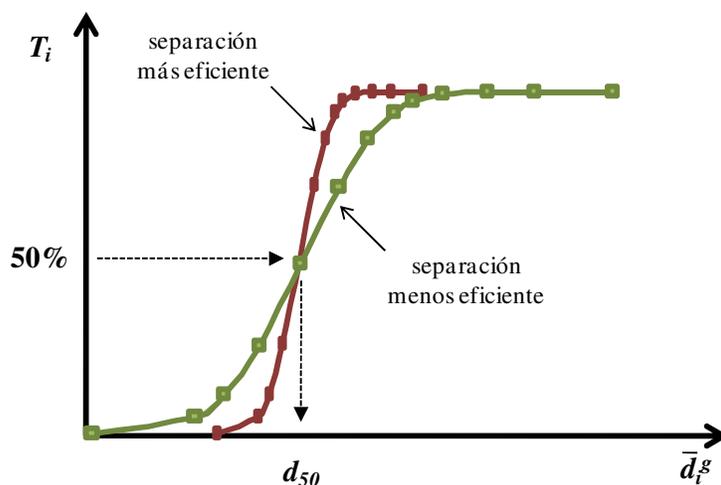


Figura 4.8. Curvas de partición reales para clasificaciones de diferente eficiencia.

Por su parte, el exponente a de la expresión de d_{50} puede considerarse como un indicador de la variación del diámetro de corte durante la operación de clasificación. De acuerdo a los

resultados del ajuste, el d_{50} del paño superior resulta cercano a la apertura de malla en coincidencia con una operación más eficiente. Por el contrario, el d_{50} del paño inferior es fuertemente dependiente de las condiciones operativas y difiere considerablemente del correspondiente valor de h . De hecho, la mayor diferencia en la relación d_{50}/h obtenida para el paño superior es de 0.998 contra 0.68 para el paño inferior (ver Figura 4.9). Tal como se reporta en la literatura, los datos industriales disponibles revelan que los tamaños de corte son menores que las correspondientes aperturas de malla (Wills y Napier-Munn, 2006).

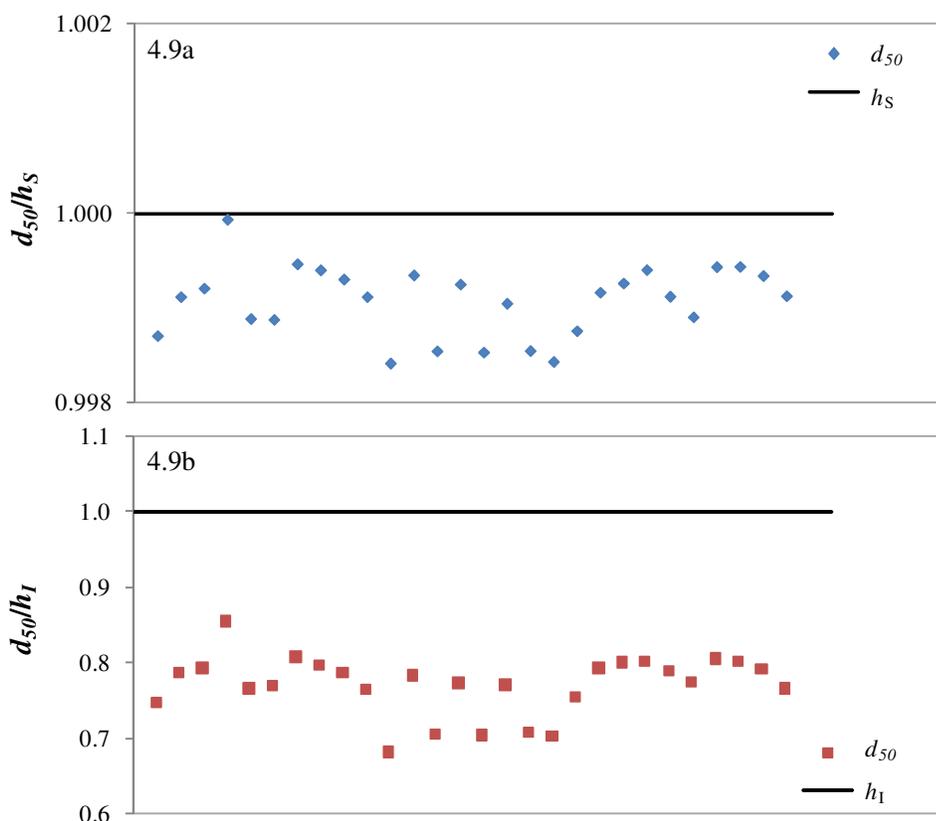


Figura 4.9. Comparación de los valores de d_{50} estimados por el modelo y la apertura de la malla para el paño superior e inferior de las zarandas.

En la Figura 4.10 se presentan las PSDs (expresadas como funciones en masa acumuladas pasantes y normalizadas) experimentales y estimadas para las corrientes de gruesos y finos del paño superior; la primera corresponde a los gruesos enviados al molino para reducción de su tamaño (O) y la segunda es la suma de las corrientes clasificadas como producto y finos por el paño inferior ($P+U$). Para ilustrar la bondad del ajuste se seleccionaron tres muestras de la zaranda A (Figura 4.10a, 4.10c y 4.10e) y tres de la zaranda B (Figura 4.10b, 4.10d y 4.10f), de las 36 disponibles. Es importante señalar que las muestras 4.10e y 4.11f tienen asociadas las mayores desviaciones de estimación respecto a los datos experimentales. En general, se observa

que el ajuste es muy bueno. De los 468 puntos experimentales disponibles (i.e., 18 muestras x 13 clases x 2 zarandas) para la corriente de gruesos, el 75 % de los puntos presenta menos de un 5 % de error, el 81 % menos de un 10 % de error y el 92 % menos de un 20 % de error. Para la corriente de finos, el resultado es aún mejor: de los 468 puntos disponibles, el 97.7 % presenta menos de un 5 % de error, el 98.8 % menos de un 10 % de error y el 99.6 % menos de un 20 % de error.

En cuanto al paño inferior, la Figura 4.11 compara las distribuciones que brinda el modelo, correspondientes a 6 de las 36 muestras disponibles, con respecto a los datos experimentales. Se incluyen las PSDs de las corrientes de gruesos del paño inferior (i.e., producto en especificación, P) y finos (contribución de las zarandas al reciclado, U) para ambas zarandas. Las muestras 4.11e y 4.11f son las que presentan el peor ajuste con relación a los datos experimentales. En general, el ajuste no es tan bueno como el del paño superior: el 84 % de los puntos se encuentra dentro del 30 % de error para la corriente de gruesos y el 81 % dentro del 30 % de error para la corriente de finos. A pesar de esto, y teniendo en cuenta los frecuentes e inevitables errores en la toma de muestra de corrientes sólidas, el modelo desarrollado puede considerarse satisfactorio.

4.5.2. Análisis de sensibilidad

En la práctica industrial, resulta muy importante determinar el efecto que tienen las aperturas de los paños superior (h_s) e inferior (h_l) sobre la calidad del producto y la relación de reciclado. Si bien las aperturas de mallas son parámetros constantes durante la operación del circuito, es de gran interés encontrar posibles combinaciones óptimas que mediante un cambio de mallas permitan mejorar la performance de las zarandas. Por otro lado, el ensuciamiento por obstrucciones o deposición de finas capas de polvo sobre los alambres constituye una problemática habitual que conduce a una calidad de producto inferior. En vista de esto, se exploraron distintas combinaciones de aperturas de malla, realizando diversas simulaciones mediante el modelo de zarandas previamente ajustado. Si bien es cierto que cambios en las zarandas repercuten en todo el circuito y consecuentemente se retroalimentan a este equipo, para este análisis en particular se aisló la zaranda tomando una alimentación de PSD constante y caudal variable de forma tal que el caudal de producto generado sea constante. Concretamente, se eligió la alimentación reportada en la Figura 4.7 y el caudal de producto correspondiente a las aperturas en su condición de diseño.

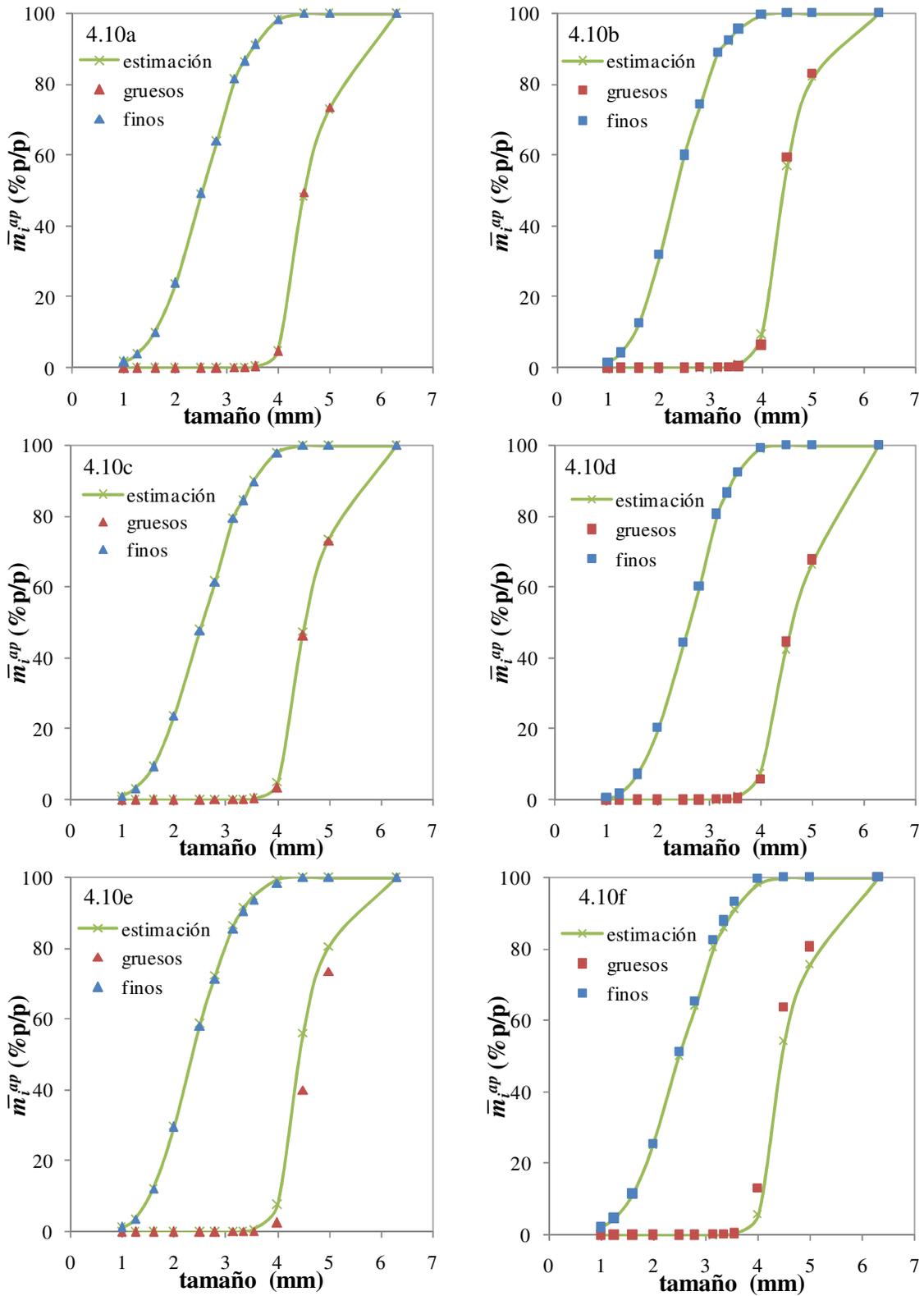


Figura 4.10. PSDs experimentales vs. estimadas (expresadas como funciones en masa acumuladas pasantes normalizadas). Paño superior. ▲: zaranda A, ■: zaranda B.

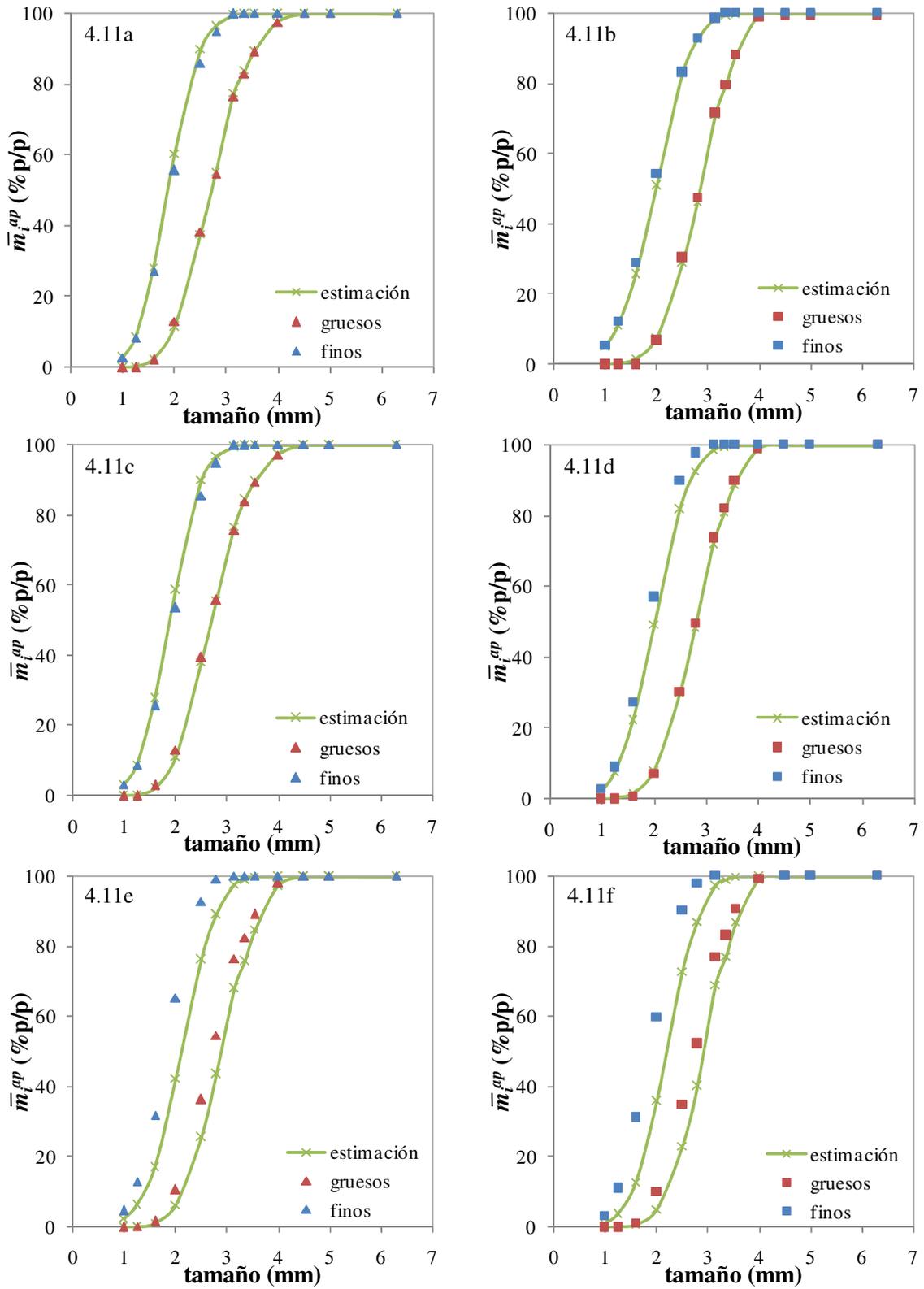


Figura 4.11. PSDs experimentales vs. estimadas (expresadas como funciones en masa acumuladas pasantes normalizadas). Paño inferior. ▲: zaranda A, ■: zaranda B.

Tal como se menciona en Capítulo 1, en la práctica industrial la calidad del producto se define a partir de dos parámetros: SGN y UI. Para urea, se requiere que el producto granular posea un UI mayor a 50 y un SGN entre 270 y 310 (CF Industries, 2011; Giovanelli y Schech, 2004; Karnaphuli Fertilizer Co, 2011). Con el objeto de analizar el efecto de h_S y h_I sobre estos parámetros de calidad de producto, se simuló la operación de las zarandas modificando la apertura del paño superior entre 2.5 y 6.2 mm y la del paño inferior entre 1.8 y 4.2 mm, considerando no realizables las combinaciones de h_I mayor o igual que h_S .

La Figura 4.12 muestra la tendencia seguida por el SGN del producto ante variaciones en las aperturas de ambas mallas. Exceptuando los casos h_S menores a 3.32 mm, la mayoría de las combinaciones estudiadas cae dentro de la región deseada de SGN (i.e., 270-310). Lógicamente, se observa que a mayores aperturas (tanto del paño superior como del inferior) el SGN del producto aumenta.

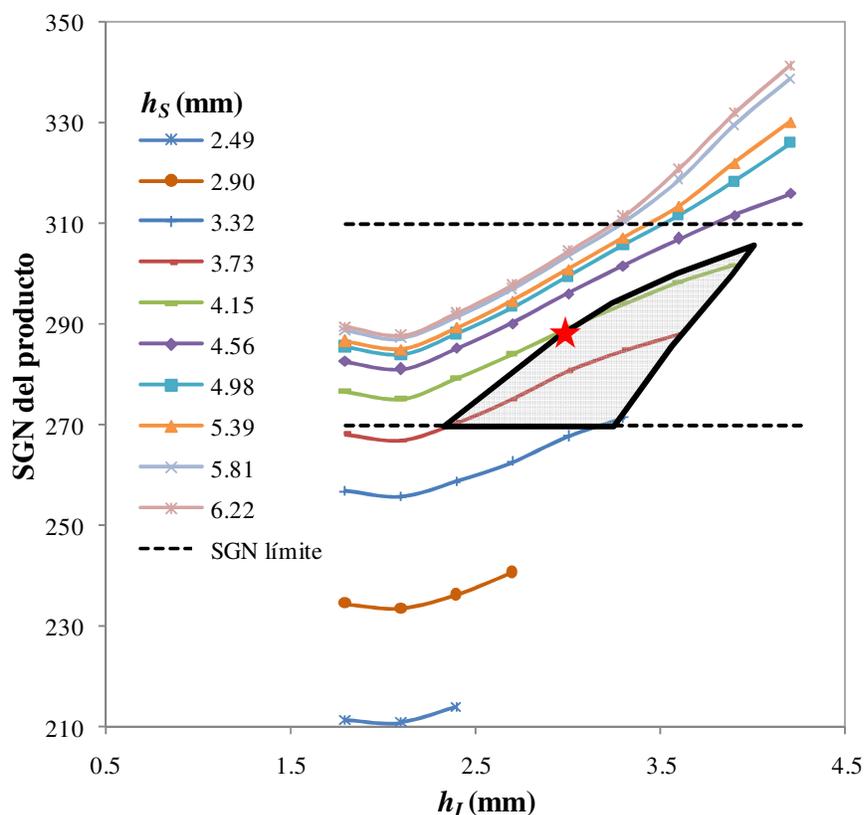


Figura 4.12. Influencia de cambios en las aperturas de ambas mallas sobre el SGN del producto.

La Figura 4.13 presenta la evolución correspondiente al UI del producto. Los resultados indican que la región deseada ($UI > 50$) se alcanza para combinaciones de bajos h_S y altos h_I . En esta región, el parámetro UI exhibe una importante dependencia con la apertura del paño

superior. Sin embargo, a medida que h_S es mayor esta relación es menos sensible hasta llegar a ser UI prácticamente independiente de h_S .

Si se combinan las regiones factibles de SGN y UI de producto, se obtienen las zonas sombreadas que se incluyen en las Figuras 4.12 y 4.13. La estrella roja simboliza la combinación correspondiente a los datos experimentales del circuito en estudio, la cual se encuentra sobre un límite de la zona factible. Para completar la evaluación del conjunto de aperturas más convenientes, se analizó la relación de reciclaje al granulador. El reciclaje (R) se define como el material fuera de especificación (i.e., gruesos y finos clasificados por las zarandas) que retorna al granulador como semillas respecto a la cantidad de producto en rango comercializable (i.e., producto):

$$R = \frac{O + U}{P} \quad (4.31)$$

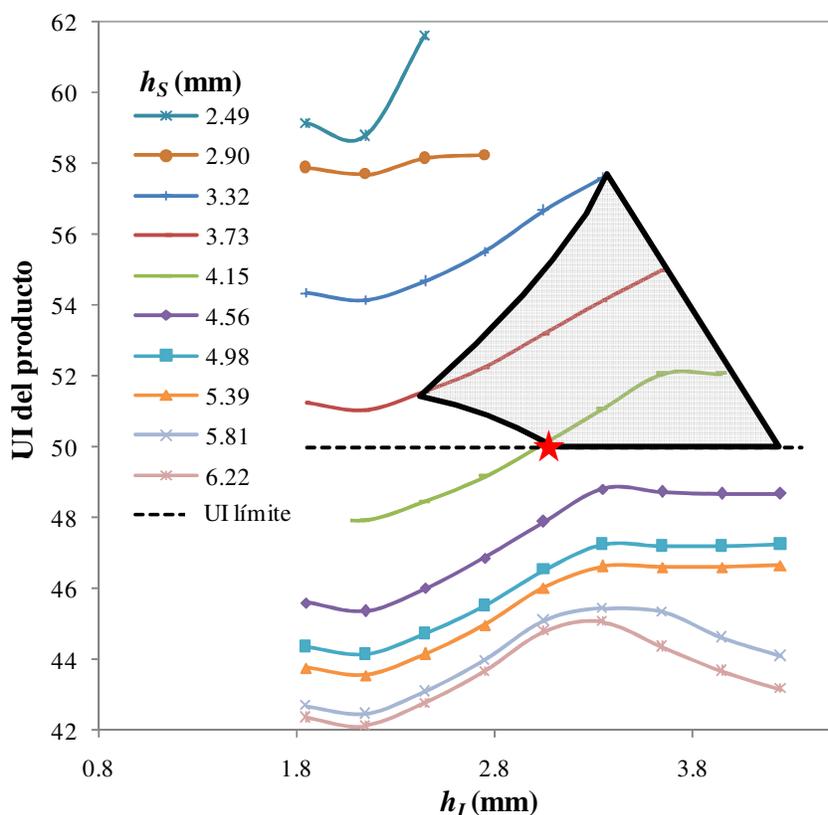


Figura 4.13. Influencia de cambios en las aperturas de ambas mallas sobre el UI del producto.

En la Figura 4.14 se muestra la relación de reciclaje (expresada en porcentaje) para distintos valores de aperturas de ambas mallas. A medida que la apertura del paño superior se hace menor

y la del paño inferior mayor, el caudal de alimentación necesario para generar una cantidad de producto constante (condición de éste ensayo) es obviamente más alto. Según la Ecuación (4.31) esto implica relaciones de reciclo más altas.

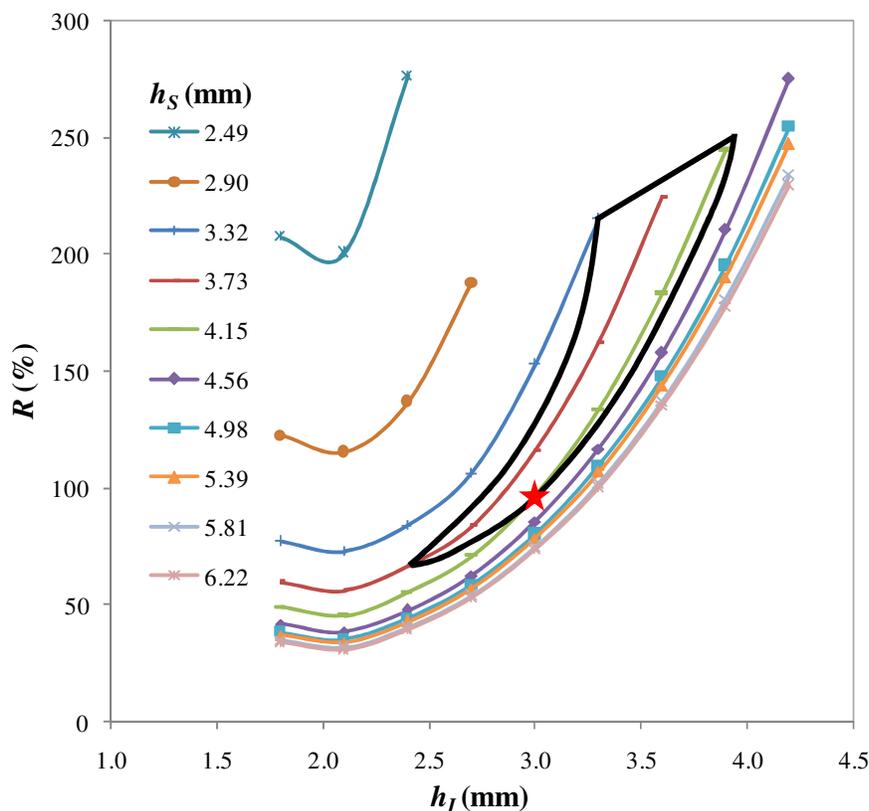


Figura 4.14. Influencia de cambios en las aperturas de ambas mallas sobre la relación de reciclo al granulador.

Los resultados presentados señalan que el efecto de las aperturas de mallas sobre UI y la relación de reciclo es opuesto. Si se desea obtener una PSD angosta, la relación de reciclo al granulador debe aumentar (i.e., se debe reprocesar más material fuera de especificación). Es por ello que una vez determinadas todas las combinaciones de aperturas que dan SGN y UI dentro de los rangos permitidos, el punto de operación queda establecido por la máxima relación de reciclo admisible.

Este estudio puede destinarse también a identificar la mínima relación de reciclo que permite mantener los requerimientos en calidad de producto. Como se observa en la Figura 4.14, existen combinaciones de aperturas que otorgan relaciones de reciclo menores a la correspondiente a los datos de operación (señalada con la estrella roja).

4.6. Conclusiones

En este capítulo se efectuó el ajuste de un modelo para zarandas vibratorias, previamente desarrollado en el marco de la industria de procesamiento de minerales, a partir de datos experimentales obtenidos en una planta de granulación de urea de alta capacidad. Este modelo, permite la correcta estimación de los caudales y distribuciones de tamaño de partículas de todas las corrientes sólidas que abandonan las zarandas (i.e., gruesos, producto y finos).

Previamente al ajuste, se efectuó una reconciliación de los datos experimentales que proporcionó no sólo información consistente respecto a los balances de masa por clase y globales, sino que también hizo posible la estimación de los caudales máxicos no medidos.

Una vez corroborada la bondad del modelo, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad con el propósito de explorar el efecto de las aperturas de ambas mallas sobre la calidad del producto y la relación de reciclo al granulador. La alta influencia de las aperturas sobre estas variables fue demostrada.

Cabe aclarar que las combinaciones de h_S y h_I obtenidas como factibles son orientativas debido a que el estudio se realizó con el modelo de las zarandas independiente del circuito (i.e., para una alimentación con una cierta PSD y a caudal de producto constante). Esta simplificación no representa la realidad en la industria, donde la alimentación varía para cualquiera de los cambios efectuados. Sin embargo, el análisis de sensibilidad efectuado resulta de sumo interés para explorar tanto las capacidades del modelo desarrollado como las tendencias a esperar cuando se utilice el simulador del circuito completo.

Capítulo 5

MODELADO DEL GRANULADOR Y EL ENFRIADOR DE LECHO FLUIDIZADO

5.1. Introducción

5.1.1. Generalidades

El granulador de lecho fluidizado constituye, indiscutiblemente, la unidad central del circuito de granulación. En este equipo se produce el crecimiento de las semillas, provenientes del reciclado de material fuera de especificación, hacia tamaños comercializables. La operación de esta unidad es muy compleja debido al estrecho rango operativo que presentan las variables de proceso. En efecto, pequeñas desviaciones respecto a los valores nominales pueden conducir a paradas indeseadas. Es común que en la práctica industrial el granulador se opere por prueba y error en base a la experiencia previa (Cameron et al., 2005; Fung et al., 2006). En este contexto, el modelado matemático del granulador de lecho fluidizado resulta indispensable para comprender los fenómenos que tienen lugar dentro del equipo y el efecto de las variables operativas sobre la calidad del producto granular y la estabilidad de la unidad.

El modelo del granulador que se presenta en este capítulo fue derivado por Diego Bertín, integrante del grupo de investigación, en el marco de su Tesis Doctoral: *Modelado y Simulación de un Granulador de Lecho Fluidizado para la Producción de Urea* (Bertín, 2011). Su trabajo se enfocó en el desarrollo de una herramienta matemática para predecir adecuadamente las

principales variables de estado del proceso de granulación (caudales, temperaturas, tamaños medios de las distribuciones de tamaño de partículas y presiones) y resolver problemas operativos frecuentes en unidades industriales. En primera instancia, estudió el comportamiento de estado estacionario del granulador, planteando y resolviendo los balances de masa y energía para las distintas cámaras de crecimiento y enfriamiento que lo constituyen, y representando a la distribución de tamaño de partículas mediante un diámetro medio. Posteriormente analizó la operación dinámica de la unidad de gran escala a través de un modelo de estado no estacionario que incluyó no sólo balances de masa, energía y cantidad de movimiento sino también balances de población para predecir la PSD de salida del granulador que se alimenta al enfriador de lecho fluidizado. Esta última versión es la que se utilizó en la presente Tesis para acoplar a los modelos matemáticos de los equipos restantes, que juntos conforman el circuito de granulación (ver Figura 1.6). El trabajo desarrollado dio lugar a la siguiente publicación: *Analysis of the product granulometry, temperature and mass flow of an industrial multichamber fluidized bed urea granulator*, Bertin, D.; Cotabarren, I.; Bucalá, V.; Piña, J. *Powder Technology*, 206, 122-131, 2011, (Bertin et al., 2011).

Es importante señalar que el modelo matemático en su versión de estado estacionario resultó satisfactorio para reproducir datos experimentales de una planta industrial (correspondientes a las temperaturas de las cámaras y el diámetro promedio de la distribución de tamaño de partículas que abandona el granulador), sin incluir ningún parámetro de ajuste.

Por su parte, el principio de operación del enfriador de lecho fluidizado es análogo al de las cámaras de enfriamiento del granulador. En consecuencia, su modelado se plantea luego del correspondiente al granulador, teniendo en cuenta sus características constructivas específicas.

5.1.2. Descripción del granulador de lecho fluidizado industrial

En el Capítulo 1 se introdujeron las características más relevantes del granulador de lecho fluidizado de tecnología UFT. En esta sección se completará la caracterización de la unidad, describiéndola de una manera más detallada. En la Figura 5.1 se presenta el granulador, donde se esquematizan los tabiques internos que actúan como separadores de las distintas cámaras. Los tabiques se encuentran colocados a una cierta distancia del piso del granulador para permitir el flujo de sólidos en forma horizontal por el fondo de la unidad hacia la salida (Bertin et al., 2007). Para el sistema modelado, se considera que el aire de fluidización es tomado en su totalidad del

ambiente y provisto por un único soplante; siendo posteriormente derivado a cada una de las cámaras del granulador mediante un conjunto de válvulas de apertura manual tipo persianas (*dampers*). El sistema posee además intercambiadores de calor en las líneas que se alimentan a las cámaras de crecimiento, los cuales permiten regular en cierta medida la temperatura de las mismas (ver Figura 5.1). Tal como se mencionó en el Capítulo 1, la velocidad superficial del aire en cada una de las cámaras está determinada por el caudal de aire de fluidización que ingresa a través de la placa de distribución y por el área transversal de la misma. Esta variable es clave; debe ser mayor que la velocidad de mínima fluidización para garantizar la existencia del lecho fluidizado, pero menor que la velocidad de elutriación para evitar la pérdida de partículas por arrastre en el tope (Litster et al., 2004). El régimen de crecimiento también se encuentra supeditado a la velocidad superficial del aire en cada cámara; a bajas velocidades de aire de fluidización se favorece la formación de aglomerados (Halstensen et al., 2006) mientras que a velocidades más altas domina el crecimiento por recubrimiento (Smith y Nienow, 1983). Estudios experimentales realizados en el grupo de investigación en un granulador de lecho fluidizado escala piloto, indicaron que el uso de velocidades superficiales de aproximadamente tres veces la velocidad de mínima fluidización de las semillas permite obtener gránulos de urea sin evidencia de aglomerados, con bajo contenido de humedad y adecuada resistencia a la rotura (Veliz et al., 2010).

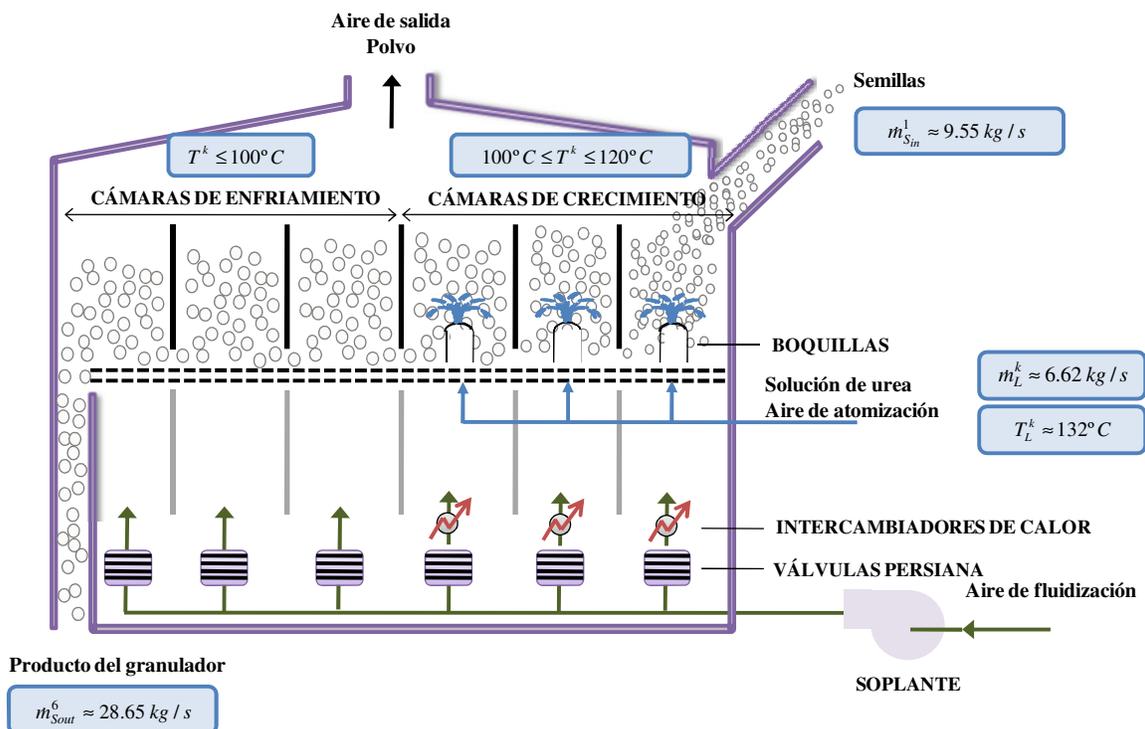


Figura 5.1. Esquema del granulador industrial y valores representativos de caudales y temperaturas.

La Figura 5.1 muestra además las boquillas de inyección de la solución de urea, las cuales se ubican por encima de la grilla de distribución de aire. La tecnología seleccionada adopta la atomización desde el fondo, en lugar de la inyección por el tope del lecho, para minimizar la elutriación de gotas que pueden solidificarse al salir de las boquillas (Kayaert y Antonus, 1997; Niks et al., 1980). Si bien el fenómeno de solidificación de las gotas también ocurre cuando se atomizan por el fondo, los núcleos generados tienen mayor probabilidad de ser reincorporados a los gránulos de urea dentro del lecho. Las boquillas son binarias, la solución de urea fluye por un canal interno mientras que el aire de atomización caliente lo hace por otro externo. Este tipo de boquillas permite generar gotas pequeñas, en el rango 20 - 120 μm , debido al corte del flujo de líquido que realiza el aire a presión (entre 1.2 - 4 atm absolutas) a la salida de las mismas (Kayaert y Antonus, 1997; Niks et al., 1980).

Respecto a la solución de urea, se recomienda una concentración del 96 %p/p para evitar la formación de excesivo polvo en el producto, fenómeno que se detecta si se usan soluciones más diluidas (Kayaert y Antonus, 1997; Niks et al., 1980). Por otro lado, debe operarse con concentraciones de urea menores a 96 %p/p porque esas soluciones requieren mayores temperaturas para su manipulación, lo cual favorece la formación de un producto indeseado y nocivo para los cultivos conocido como *biuret*.

Como se mencionó anteriormente, el pasaje de partículas de una cámara a otra se efectúa a través del área libre que queda entre los tabiques divisorios y la grilla de distribución de aire. La grilla posee un diseño especial para facilitar el transporte axial de las partículas de una cámara a otra. La Figura 5.2 presenta la vista lateral y superior de la grilla considerada en el presente estudio. Los orificios de entrada de aire son semielípticos con un reborde que direcciona el aire en el sentido en que deben desplazarse las partículas, colaborando en su movimiento (Jacob, 2007). La descarga de los gránulos fuera del granulador se produce una vez que las partículas alcanzan la última cámara. Como puede observarse en la Figura 5.3, la descarga ocurre a través de dos ductos ubicados en el fondo de la última cámara de enfriamiento. El caudal de salida se puede manipular regulando el área de descarga de los ductos, lo cual se logra mediante la apertura o cierre de clapetas ubicadas al final de los mismos.

Las temperaturas de las cámaras de crecimiento quedan determinadas por los distintos efectos térmicos involucrados en el proceso. Además de los calores sensibles asociados a las corrientes que entran y salen al/del equipo, los balances de energía involucran también calores latentes. Cuando la urea presente en la solución que se alimenta a las cámaras de crecimiento

solidifica, grandes cantidades de calor (de disolución) son liberadas. Por otro lado, la evaporación del agua de la solución extrae energía del sistema compensando en gran parte el calor de disolución liberado. El calor de evaporación por unidad de masa es aproximadamente nueve veces mayor que el calor de disolución. Sin embargo, como la cantidad de agua a evaporar en la solución de urea es muy baja (4 %p/p), el calor de disolución resulta dominante frente al calor latente de evaporación. En general las tres primeras cámaras operan entre 109 y 112 °C; temperaturas mayores a 100 °C garantizan la evaporación del contenido de agua de la solución de urea, mientras que temperaturas menores a 133 °C previenen la deformación de los gránulos y constitución de aglomerados por fusión de la urea sólida (Kayaert y Antonus, 1997; Niks et al., 1980). Las temperaturas de las cámaras de enfriamiento oscilan entre 70 y 90 °C, el nivel térmico es inferior al de las cámaras de crecimiento porque no se inyecta solución de urea y los lechos se fluidizan con aire que siempre ingresa a temperatura ambiente (Niks et al., 1980).

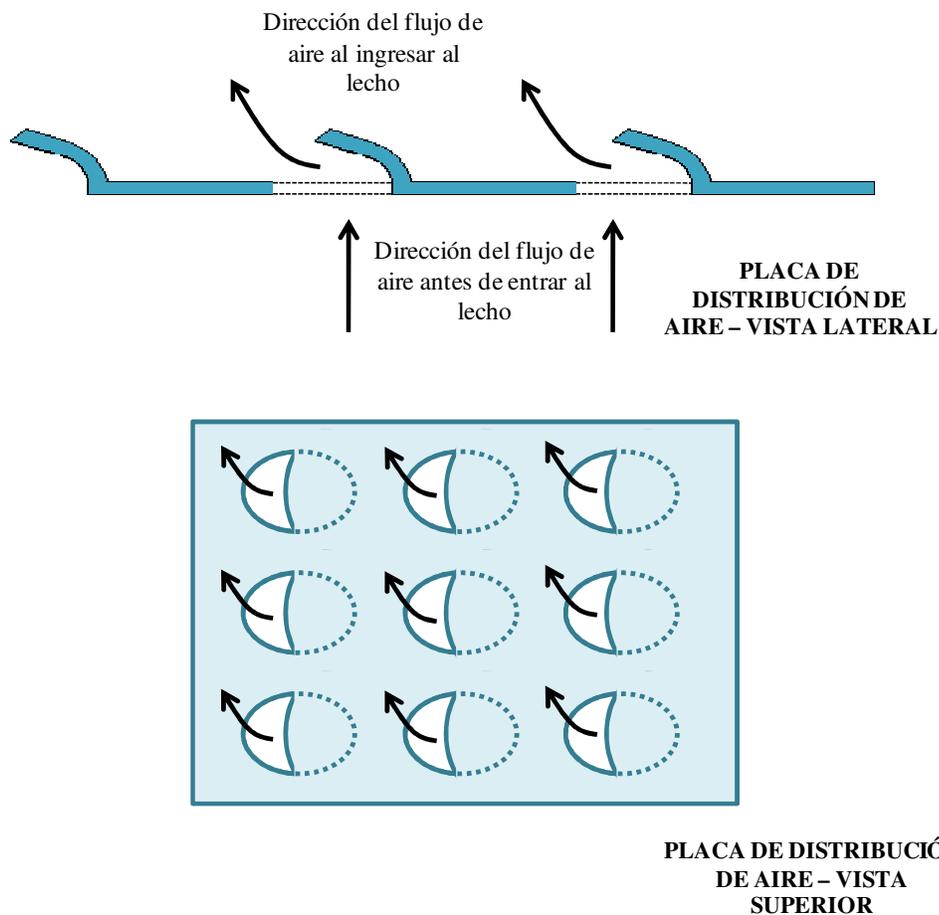


Figura 5.2. Grilla de distribución del aire de fluidización.

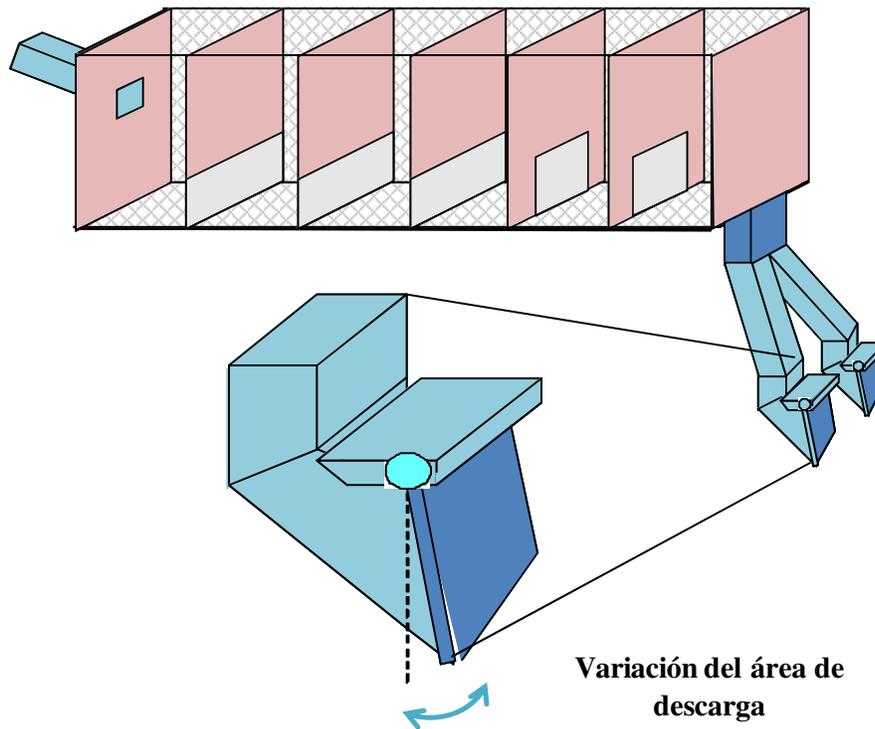


Figura 5.3. Esquema de la descarga del granulador de lecho fluidizado.

En la sección 4.5 se definió a la relación de reciclaje (R) como el cociente entre el caudal de material fuera de especificación (i.e., gruesos y finos clasificados por la zaranda) que retorna al granulador en calidad de semillas y el caudal de producto en rango comercializable. Para circuitos de granulación de urea, 0.5 es un valor típico de relación de reciclaje (Kayaert, 1980). De acuerdo al diagrama de flujo del circuito de granulación estudiado (ver Figura 1.6), si se desprecia la elutriación de finos en el granulador y en el enfriador, el único caudal másico que ingresa al circuito corresponde a la solución de urea mientras que la única corriente de salida es el producto en especificación. Para una planta de una producción típica de 1650 tpd, se requiere inyectar 6.62 kg/s de solución de urea al 96 %p/p por cámara. Considerando un reciclaje del 50 %, la alimentación de semillas sería del orden de la mitad de la producción (9.55 kg/s), y por su parte el caudal de salida del granulador quedaría definido por la suma de la corriente de semillas y la solución de urea atomizada (28.65 kg/s). A modo de resumen, en la Figura 5.1 se incluyen los valores típicos de caudales y temperaturas.

5.1.3. Antecedentes en el modelado de granuladores de lecho fluidizado

Como ya se discutió, la naturaleza discreta de los sistemas particulados hace que el modelado matemático de procesos que involucran cambio de tamaño de partículas revista una complejidad especial (Schwier et al., 2010). Para representar adecuadamente los sistemas particulados han surgido diferentes enfoques de modelado, siendo los más relevantes los modelos continuos y los de elementos discretos (DEM) (Bertín, 2011). Los modelos continuos describen ambas fases, fluido y partículas, como medios continuos interpenetrantes. Implican el planteo de las ecuaciones de conservación en forma independiente para cada una de las fases, pero las mismas quedan acopladas mediante términos de interacción. Si bien las ecuaciones de continuidad incluyen características específicas de las partículas sólidas, como forma y tamaño, estos modelos no reconocen el carácter discreto de la fase sólida (Chiesa et al., 2005). Por su parte los modelos de elementos discretos (DEM) han sido desarrollados más recientemente y consideran una escala a nivel partícula individual. Por lo tanto, permiten representar detalladamente las interacciones partícula-partícula y partícula-fluido y sus influencias sobre la dinámica del proceso (Fries et al., 2011).

La dificultad inherente a los modelos continuos radica en la representación matemática de mecanismos discretos (tales como colisiones partícula-partícula, coalescencia gota-partículas, crecimiento por aglomeración, etc.) desde una perspectiva de continuidad. Por otra parte, aunque los modelos de elementos discretos constituyen un gran avance en el entendimiento de los fenómenos que ocurren en la microescala de los procesos, poseen como principal desventaja un alto costo computacional. Esta limitación restringe su aplicación a equipos de escala industrial, donde el número de partículas a considerar asciende a millones (Bertín, 2011). Por esta razón, el modelo de granulador de lecho fluidizado desarrollado por Bertín (2011), y que se adopta en la presente Tesis, corresponde al enfoque de fases continuas.

Dentro de los modelos continuos, el Profesor Heinrich y sus colaboradores han publicado numerosas contribuciones acerca del modelado de granuladores de lecho fluidizado. En primera instancia, Heinrich y Mörl (1999a) desarrollaron un modelo para un granulador operando en forma discontinua o continua (en estado estacionario y dinámico) con atomización de ligante por el tope. Mediante el planteo de balances de masa y energía para las fases sólida, líquida y gaseosa analizaron los perfiles de humedad y temperatura en el lecho. No incluyeron el balance de población ni estudiaron el crecimiento de las partículas. Entre otras simplificaciones, los autores supusieron flujo pistón para la fase gaseosa y fluidización en régimen homogéneo. Los

resultados de sus simulaciones indicaron que la temperatura del aire y las partículas son muy similares debido a la alta transferencia de calor provista por la fluidización. Por el mismo motivo, observaron que la temperatura del aire se uniformiza rápidamente en todo el lecho por encima del distribuidor. Heinrich y Mörl (1999a) validaron el modelo propuesto con datos experimentales obtenidos para un sistema modelo caracterizado por la atomización de agua en un lecho fluidizado escala piloto conteniendo esferas de vidrio como partículas sólidas.

Posteriormente Heinrich et al. (2002) modelaron el balance de población dinámico para un granulador de lecho fluidizado continuo, suponiendo como mecanismos de cambio de tamaño de partículas al crecimiento por recubrimiento y la atrición. Dentro de otras hipótesis consideradas para postular el modelo cabe mencionar: masa constante en el granulador (i.e., caudal de descarga regulado mediante una válvula) y el uso de una solución acuosa muy diluida como ligante. El granulador con clasificación interna sólo descarga aquellas partículas que alcanzan un determinado tamaño, mientras que la clasificación externa involucra un circuito de granulación conteniendo una zaranda que divide la corriente de salida del granulador en finos, producto en especificación y gruesos. Estos gruesos son enviados a un molino para reducir su tamaño y ser reciclados al granulador como semillas junto con los finos. El modelo del PBE con clasificación interna fue validado experimentalmente.

Heinrich et al. (2005) acoplaron el balance de población desarrollado previamente para un granulador con descarga no clasificada (clasificación externa) a los balances de masa y energía que permiten determinar los perfiles de humedad y temperatura en el lecho. Nuevamente, supusieron flujo pistón para el aire, mezclado axial y radial para los sólidos y fluidización homogénea. Para un granulador con inyección de ligante desde el tope del lecho, los autores observaron un aumento casi lineal de la humedad del aire en dirección vertical como consecuencia de la evaporación. Además, demostraron que por encima de la placa de distribución existe una zona, que se desarrolla en una longitud pequeña, con: gradientes abruptos en la temperatura del aire (i. e., ésta alcanza su valor final en menos del 10 % de la altura total del lecho) y altas velocidades de transferencia de masa. Debido al mayor calor específico del sólido, la temperatura de las partículas exhibe una disminución más gradual con la altura del lecho que aquella del aire.

Más recientemente, Nagaiah et al. (2007) y (2008) desarrollaron modelos bi- y tri-dimensionales para granuladores de lecho fluidizado con crecimiento por recubrimiento. Estos autores resolvieron los balances de masa y energía desarrollados por Heinrich y Mörl (1999b)

mediante técnicas numéricas más sofisticadas que permiten simulaciones tridimensionales de los perfiles de temperatura y humedad en el lecho. Estos perfiles mostraron la influencia del tipo de boquilla utilizada y verificaron el comportamiento casi isotérmico del lecho de acuerdo a las buenas condiciones de mezclado que otorga el régimen de fluidización. Los resultados fueron validados con datos experimentales obtenidos en un sistema modelo de esferas de vidrio fluidizadas con aire, al cual se inyectaba agua.

Los modelos mencionados anteriormente no sólo fueron desarrollados para procesos de granulación mediante ligantes acuosos, sino que además refieren a equipos con una única cámara de crecimiento, típicos de la operación discontinua o continua en pequeña escala. La industria de fertilizantes suele utilizar granuladores con múltiples cámaras en serie que permiten aumentar el tiempo de residencia y obtener distribuciones de tamaño de partículas con menos dispersión, es decir más angostas (Saleh y Guigon, 2007; Teunou y Poncelet, 2001).

Por otro lado y en cuanto a la producción de urea específicamente, el proceso y los equipos han sido detallados en algunas patentes (Kayaert y Antonus, 1997; Niks et al., 1980). Las mismas contemplan circuitos de granulación completos, donde el granulador opera en modo continuo y está dividido en varias cámaras. El crecimiento se logra mediante la atomización de una solución de urea concentrada, según el proceso descrito en la sección anterior. Roy et al. (2010) también estudiaron sistemas de granulación de urea, específicamente realizaron experimentos para determinar el tiempo de finalización de la granulación y analizar el efecto de las variables de operación sobre el tamaño final de gránulos. Sin embargo, la solución de urea que se inyecta es ciertamente más diluida que la que se usa en la industria de fertilizantes.

El proceso de granulación de urea industrial se distingue de los estudios publicados porque utiliza como ligante un material prácticamente fundido y porque se lleva a cabo en un granulador multicámaras. Por estas razones, en el grupo de investigación se iniciaron tareas tendientes a desarrollar un modelo matemático capaz de representar las características particulares de la granulación de urea. Estas actividades se enmarcaron en la Tesis del Dr. Diego Bertín (Bertín, 2011). En la presente Tesis se incorpora, al simulador del circuito, una adaptación del modelo matemático en estado no estacionario del granulador desarrollado por el Dr. Bertín, el cual incluye balances de masa, energía, cantidad de movimiento y población (Bertín, 2011).

5.2. Modelado del granulador de lecho fluidizado

5.2.1. Naturaleza del lecho fluidizado

La fluidización ocurre cuando partículas sólidas son suspendidas por una corriente de un fluido que se dirige en sentido ascendente, venciendo el peso de las mismas. La velocidad del fluido debe ser lo suficientemente alta como para fluidizar las partículas, pero a la vez no tan elevada como para expulsarlas fuera del lecho. Las partículas sólidas fluidizadas circulan dentro del lecho rápidamente, creándose un excelente mezclado. En efecto, los lechos fluidizados se distinguen por las altas velocidades de transferencia de calor y masa que ofrecen (Kunii y Levenspiel, 1991).

La Figura 5.4 muestra un lecho vertical relleno de partículas sólidas, el cual experimenta distintos comportamientos a medida que se modifica la velocidad superficial del fluido que ingresa por el fondo del mismo:

- Si la velocidad superficial del fluido (u) es muy baja, el mismo no puede contrarrestar el peso de las partículas y, por lo tanto, el sistema se comporta como un lecho fijo (Figura 5.4a).
- Existe un valor de velocidad (velocidad mínima de fluidización, u_{mf}) a partir de la cual el lecho se fluidiza (Figura 5.4b). Velocidades mayores de fluidización conducen a una expansión del lecho, pudiéndose dar una fluidización homogénea (Figura 5.4c). Cuando se fluidiza con gas, este comportamiento puede observarse sólo en condiciones muy especiales (partículas livianas y gas denso a alta presión).
- Los lechos gas-sólido, a diferencia de los líquido-sólido, generalmente presentan burbujas de gas cuando la velocidad se aumenta sobre la de mínima fluidización (Figura 5.4d). Cuando las burbujas aparecen, la agitación del lecho es vigorosa y el mismo no se expande mucho más allá de la altura de mínima fluidización. A este tipo de operación se la denomina comúnmente fluidización burbujeante. En muy raras ocasiones un sistema líquido-sólido se comporta como lecho burbujeante.
- También para sistemas gas-sólido, cuando el lecho se fluidiza a velocidades que superan la velocidad terminal (u_t) de las partículas, la superficie superior del lecho se desdibuja. El gas se lleva material particulado, y en lugar de burbujas se observa un movimiento turbulento de paquetes de sólidos y espacios llenos de gas de varias

formas y tamaños (Figura 5.4e). En estas condiciones el lecho se denomina lecho fluidizado turbulento.

- Si la velocidad del fluido aumenta más aún, los sólidos son arrastrados fuera del lecho como si se tratase de un transporte neumático (Figura 5.4f). Este último fenómeno se observa en sistemas tanto gas-sólido como líquido-sólido.

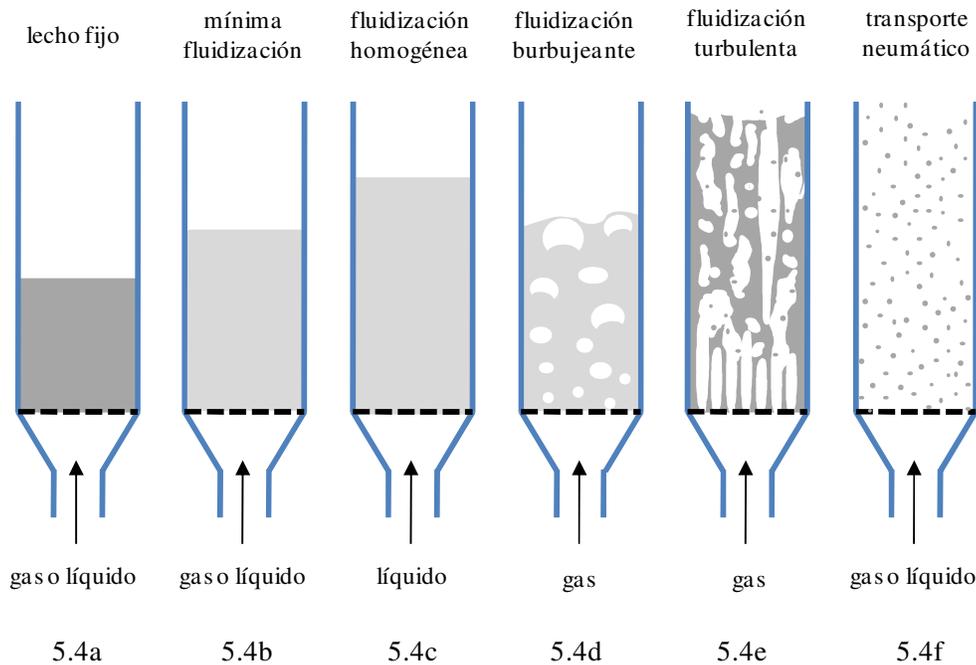


Figura 5.4. Tipos de fluidización.

Con el objeto de describir el comportamiento de los lechos fluidizados, Geldart (1973) estudió la fluidización con aire en condiciones ambientales de una gran cantidad de sólidos de diferentes tipos y tamaños. En la Figura 5.5 se presenta la clasificación de Geldart de partículas, de acuerdo a un diámetro medio de las mismas (aquel que mantiene la superficie y el volumen de la PSD) y la diferencia entre la densidad del sólido y el gas utilizado como agente de fluidización. Los sólidos se agrupan en cuatro grupos, que ordenados de menor a mayor tamaño de partículas son:

- **Grupo C:** Son polvos o partículas cohesivas. Es muy complicado lograr fluidización porque las fuerzas entre partículas son difíciles de vencer. Como ejemplo se puede citar a las harinas, el almidón, etc. Para conseguir fluidización, las partículas deben ser mezcladas con otras de mayor tamaño.

- **Grupo A:** Las partículas pueden ser fluidizadas fácilmente. Se logra fluidización suave a bajas velocidades y lechos burbujeantes controlados (i.e., con pequeñas burbujas) a altas velocidades. A este grupo pertenecen las partículas que poseen baja densidad y/o tamaños relativamente pequeños. Para este grupo de partículas la velocidad de mínimo burbujeo (velocidad a la cual aparecen las primeras burbujas) es mayor que la de mínima fluidización.
- **Grupo B:** Estos sólidos se fluidizan bien. Tan pronto se alcanza la velocidad mínima de fluidización, se forman burbujas vigorosas que crecen hasta tamaños importantes.
- **Grupo D:** Los sistemas correspondientes a este grupo operan en régimen burbujeante y se caracterizan por presentar burbujas grandes y lentas. La velocidad superficial del gas (u) en la fase densa (fracción del lecho que no presenta burbujas) suele ser mayor que la velocidad superficial de las burbujas. A esta clase corresponde el sistema de partículas de urea fluidizadas mediante aire.

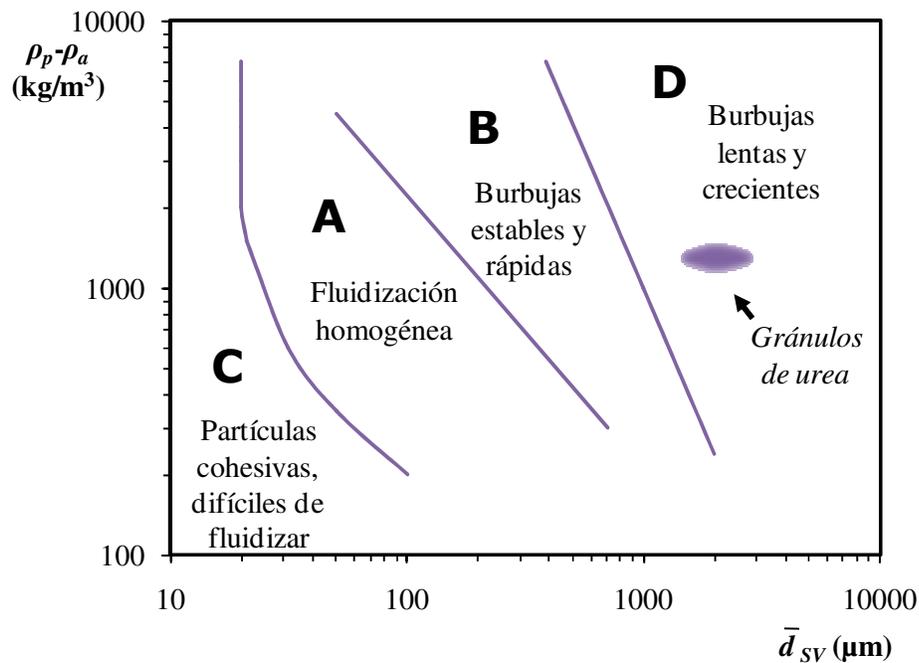


Figura 5.5. Diagrama de clasificación de Geldart para lechos fluidizados (Bertín, 2011).

Los lechos fluidizados burbujeantes fueron inicialmente conceptualizados por Toomey y Johnstone (1952) mediante lo que se conoce como la teoría de la fluidización de las dos fases. Bajo este enfoque y como su nombre lo indica, los lechos se consideran formados por dos fases: 1) la fase burbuja donde la concentración de sólidos es muy baja o nula, y 2) la fase emulsión

que contiene casi la totalidad de los sólidos, razón por la cual también suele llamarse fase densa. La fase emulsión, además de los sólidos comprende una fracción del gas total del sistema. Estudios realizados indican que el gas que pasa por la emulsión es la cantidad mínima que se necesita para fluidizar los sólidos. Por lo tanto, la fase densa puede suponerse en condiciones de mínima fluidización. El gas excedente atraviesa el lecho como burbujas. Entre ambas fases se pueden intercambiar masa y energía de manera muy eficiente. Para la granulación de urea en particular, como se muestra en la Figura 5.6, se supone que la fase emulsión está constituida por partículas sólidas, gotas de solución de urea y aire en condiciones de fluidización mínima, mientras que el resto del gas circula a través del lecho en forma de burbujas. Debido a que la cantidad de partículas en contacto con las burbujas suele ser muy pequeña, la transferencia de masa y calor entre las partículas y el gas se produce principalmente en la fase emulsión (Garnavi et al., 2006; Grace, 1986).

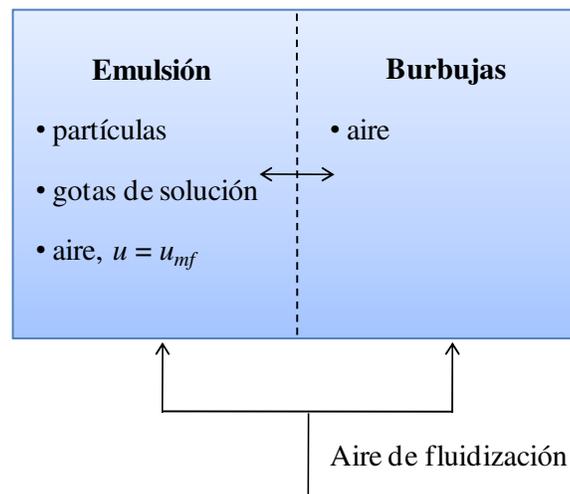


Figura 5.6. Teoría de las dos fases en lechos burbujeantes.

5.2.2. Hipótesis del modelo

Bertín (2011) formuló el modelo del granulador contemplando tres fases: la fase sólida correspondiente a las partículas de urea, la fase líquida constituida por la solución de urea, y la fase gaseosa que abarca el aire húmedo (tanto de fluidización como de atomización). Por ser el granulador una sucesión de cámaras de crecimiento y enfriamiento, se planteó el mismo modelo para cada una de ellas. La Figura 5.7 es un esquema genérico de una cámara k donde se presentan los caudales másicos de las corrientes involucradas (\dot{m}_L^k , solución de urea; $\dot{m}_{S_{in}}^k$ y $\dot{m}_{S_{out}}^k$, entrada y salida de urea sólida; $\dot{m}_{a_{in}}^k$ y $\dot{m}_{a_{out}}^k$, entrada y salida de aire de atomización y de

fluidización), sus contenidos de agua (x_L^k en la solución de urea; X_{in}^k y X_{out}^k , en las partículas de urea sólida de entrada y salida; $Y_{a_{in}}^k$ e $Y_{a_{out}}^k$ en el aire de atomización y de fluidización de entrada y salida) y temperaturas (T_L^k , solución de urea; $T_{S_{in}}^k$ y $T_{S_{out}}^k$, entrada y salida de urea sólida; $T_{a_{in}}^k$ y $T_{a_{out}}^k$, aire de fluidización y de atomización de entrada y salida).

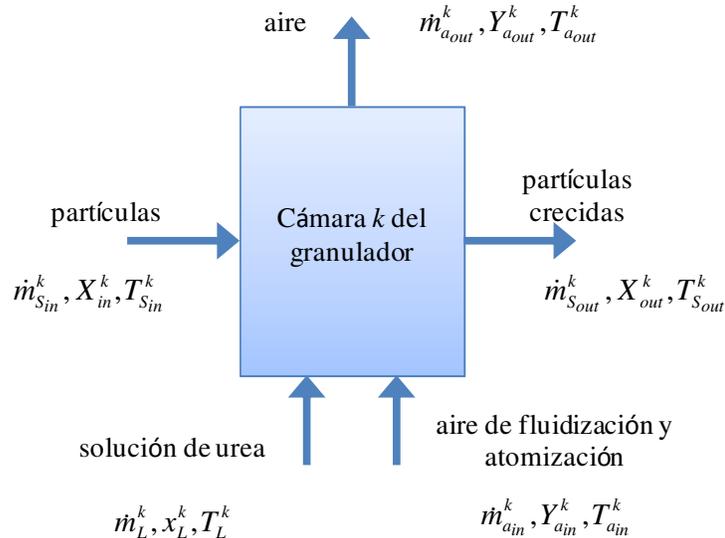


Figura 5.7. Corrientes principales en una cámara k del granulador (Bertín, 2011).

En función de los antecedentes bibliográficos previamente descritos en este capítulo y los desarrollos realizados por Bertín (2011), el modelo del granulador se basa en las siguientes hipótesis:

- i. Todas las fases son continuas e interpenetrantes. El número de partículas en cada cámara supera 10^9 , por lo cual resulta demasiado compleja la aplicación de modelos de elementos discretos.
- ii. Las fases sólida y líquida están perfectamente mezcladas, en acuerdo con los resultados obtenidos por Heinrich y Mörl (1999a).
- iii. Las fases líquida y gaseosa operan en estado pseudo-estacionario. Es decir, se desprecia la acumulación de masa y energía en el aire y en el líquido dentro de cada cámara (Garnavi et al., 2006; Groenewold y Tsotsas, 2007; Lai y Chen, 1986).
- iv. Los fenómenos de elutriación de finos, atrición, rotura y aglomeración de partículas se consideran despreciables. Se supone que todas las gotas de ligante se adhieren de

modo exitoso sobre la superficie de las semillas y, por ende, no se tiene en cuenta la generación de nuevos núcleos sólidos por solidificación de gotas.

- v. Las semillas se encuentran virtualmente secas.
- vi. Los gránulos de urea tienen densidad constante y son esféricos. Las partículas se encuentran libres de aditivos tales como el formaldehído.
- vii. El contenido de agua de las gotas de solución de urea se evapora instantánea y completamente. Con esta suposición se simplifica el modelo porque no es necesario resolver el balance de masa para la fase gaseosa (i.e., el balance de masa para el aire se encuentra desacoplado del balance de masa para urea). Es importante señalar que esta hipótesis surge como válida para la granulación de urea debido a que estudios desarrollados por Bertín (2011), incluyendo el análisis de los perfiles de evaporación del agua dentro del lecho, indicaron que el agua se evapora por completo. En efecto, la solución del ligante contiene una muy baja fracción de agua y además se utiliza un importante caudal de aire con el objeto de fluidizar partículas relativamente grandes.
- viii. Producto del intenso mezclado, las temperaturas del sólido y el gas en el interior de cada cámara son idénticas (esta hipótesis es la conclusión de estudios realizados por Bertín (2011) utilizando un modelo heterogéneo del granulador). Por esta razón, el sistema se considera térmicamente homogéneo (Bertín et al., 2007; Burgschweiger y Tsotsas, 2002; Heinrich y Mörl, 1999b).
- ix. Las cámaras operan adiabáticamente. Nuevamente esta simplificación surge de estudios realizados por Bertín (2011), los cuales demuestran que el calor intercambiado por cada cámara con los alrededores y las cámaras vecinas resulta despreciable.
- x. La descarga del granulador es no clasificada.

5.2.3. Balance de masa para urea

Las cámaras del granulador reciben contribuciones de urea mediante la entrada de la corriente de sólidos proveniente de la cámara anterior (o bien de la corriente de semillas en caso de ser la primera celda de crecimiento) y el caudal másico de urea contenido en la solución de

ligante inyectada. Por otro lado, la única salida de urea (la cual se encuentra en estado sólido) corresponde a la corriente de gránulos que pasa por debajo de los tabiques divisorios hacia la siguiente cámara (o a la descarga, en caso de ser la última celda de enfriamiento). El balance de masa en estado no estacionario para el componente urea en la cámara k queda determinado por:

$$\frac{dm_S^k}{dt} = \dot{m}_{S_{in}}^k + \dot{m}_L^k(1 - x_L^k) - \dot{m}_{S_{out}}^k \quad m_S^k(0) = m_{S_0}^k \quad (5.1)$$

donde t representa el tiempo, m_S^k , $\dot{m}_{S_{in}}^k$ y $\dot{m}_{S_{out}}^k$ son la masa de sólidos en el lecho k y el caudal másico de entrada y de salida de partículas, respectivamente. \dot{m}_L^k y x_L^k son el caudal másico de solución de urea atomizado en la cámara k y su contenido de agua en fracción másica, respectivamente. Cabe aclarar que \dot{m}_L^k es igual a cero en las cámaras de enfriamiento (i.e., para $k = 4$ a 6) donde no existe atomización de solución de urea. Debido a la disposición de las cámaras en serie, para $k = 2$ a 6 se satisface que $\dot{m}_{S_{in}}^k = \dot{m}_{S_{out}}^{k-1}$.

5.2.3.1. Caudal másico de salida de sólidos de cada cámara

Tal cómo se mencionó en la descripción general del equipo, el pasaje de partículas se lleva a cabo a través de las aberturas que poseen los tabiques divisorios en su parte inferior y por encima de la placa de distribución de aire, la cual se localiza en el fondo del granulador. El movimiento de las partículas fluidizadas de una cámara a otra se asemeja al de un líquido. En efecto, el pasaje de sólidos entre cámaras se produce debido a la diferencia de presión entre las mismas.

La Figura 5.8 presenta un esquema de dos cámaras consecutivas donde se referencian variables de utilidad para plantear el balance de energía mecánica. Planteando tal balance entre los puntos A y B, suponiendo despreciable la velocidad en el punto A (el área de flujo es considerablemente mayor que el área del orificio), desestimando las pérdidas de energía por fricción y suponiendo que $P_{tope}^k = P_{tope}^{k+1}$, se obtiene:

$$\frac{1}{2} \rho_{bed}^k u_0^k{}^2 = P_{fondo}^k - P_{fondo}^{k+1} \quad (5.2)$$

donde ρ_{bed}^k es la densidad del lecho y P_{fondo}^k es la presión que ejerce el lecho sobre la placa de distribución de aire en la cámara k . u_0^k representa la velocidad del flujo de sólidos a través del

orificio (punto B). Expresando las presiones en función de las alturas y densidades de los lechos, la Ecuación (5.2) resulta:

$$\frac{1}{2} \rho_{bed}^k u_0^k{}^2 = g(\rho_{bed}^k L^k - \rho_{bed}^{k+1} L^{k+1}) \quad (5.3)$$

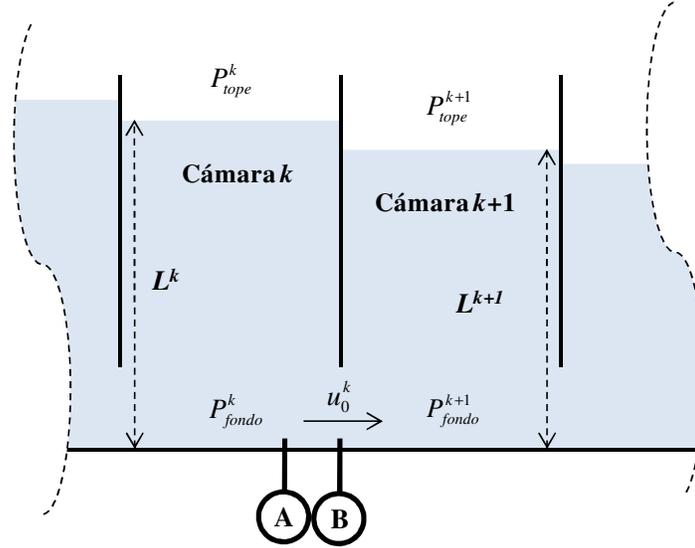


Figura 5.8. Esquema de dos lechos fluidizados comunicados entre sí por un orificio en la parte inferior (Bertín, 2011).

Despejando la velocidad de pasaje entre cámaras de la expresión (5.3), se obtiene:

$$u_0^k = \sqrt{\frac{2g(\rho_{bed}^k L^k - \rho_{bed}^{k+1} L^{k+1})}{\rho_{bed}^k}} \quad (5.4)$$

El caudal másico de los sólidos que abandonan la cámara k puede calcularse como sigue:

$$\dot{m}_{Sout}^k = \rho_{bed}^k A_0^k u_0^k = A_0^k \sqrt{2g\rho_{bed}^k (\rho_{bed}^k L^k - \rho_{bed}^{k+1} L^{k+1})} \quad k = 1..5 \quad (5.5)$$

donde A_0^k es el área de pasaje entre las cámaras k y $k+1$. Teniendo en cuenta las pérdidas por fricción, la expresión (5.5) se puede reformular considerando el coeficiente de descarga C_D :

$$\dot{m}_{Sout}^k = C_D A_0^k \sqrt{2g\rho_{bed}^k (\rho_{bed}^k L^k - \rho_{bed}^{k+1} L^{k+1})} \quad k = 1..5 \quad (5.6)$$

Considerando que $L^7=0$, el caudal de descarga por la última cámara del granulador es:

$$\dot{m}_{s_{out}}^6 = C_D \rho_{bed}^6 A_0^6 \sqrt{2gL^6} \quad k = 6 \quad (5.7)$$

Massimilla (1971) propone como coeficiente de descarga un valor de 0.5 para casos donde las partículas son mucho más pequeñas que el área de pasaje, situación análoga a lo que ocurre en el granulador de urea industrial.

5.2.3.2. Densidad y porosidad del lecho

Las expresiones derivadas para el caudal másico de sólidos entre cámaras y de descarga (Ecuaciones 5.6 y 5.7, respectivamente) involucran el cálculo de la densidad del lecho. La misma depende de la densidad del sólido (ρ_p) y de la del aire (ρ_a^k), al igual que de la porosidad total del lecho k (ε^k):

$$\rho_{bed}^k = \rho_p (1 - \varepsilon^k) + \rho_a^k \varepsilon^k \quad (5.8)$$

Según Mörl et al. (2007), la porosidad para cada cámara k se puede calcular como:

$$\varepsilon^k = \varepsilon_{mf}^k \left(\frac{u^k}{u_{mf}^k} \right)^{K_s^k} \quad (5.9)$$

donde ε_{mf}^k es la porosidad de mínima fluidización del lecho, la cual puede asumirse constante e igual a 0.41 según el valor estimado a partir de la correlación de Wen y Yu (1966). u^k es la velocidad superficial del aire, u_{mf}^k la velocidad de mínima fluidización y K_s^k tiene la siguiente expresión:

$$K_s^k = \frac{\ln \frac{1}{\varepsilon_{mf}^k}}{\ln \frac{u_t^k}{u_{mf}^k}} \quad (5.10)$$

siendo u_t^k la velocidad terminal de las partículas. En la Tabla 5.1 se resumen las ecuaciones necesarias para los cálculos fluidodinámicos. Los parámetros asociados con la condición de mínima fluidización se establecen siguiendo los lineamientos de Wen y Yu (1966) mientras que el número de Reynolds y la velocidad terminal de acuerdo a Mörl et al. (2007).

Tabla 5.1. Ecuaciones de parámetros fluidodinámicos.

Variable	Símbolo	Ecuación
Velocidad de mínima fluidización	u_{mf}^k	$\frac{Re_{mf}^k \mu}{\rho_a^k \bar{d}_{SV}^k}$
Reynolds en condición de mínima fluidización	Re_{mf}^k	$\sqrt{33.7^2 + 0.0408Ar^k} - 33.7$
Número de Arquímedes	Ar^k	$\frac{g\rho_a^k(\rho_p - \rho_a^k)\bar{d}_{SV}^k{}^3}{\mu^2}$
Porosidad en condición de mínima fluidización	ε_{mf}^k	0.41
Velocidad superficial de operación	u^k	$\frac{m_a^k}{\rho_a^k A_T^k}$
Número de Reynolds	Re^k	$\frac{u^k \rho_a^k \bar{d}_{SV}^k}{\mu}$
Reynolds en condición de elutriación	Re_{elu}^k	$\frac{Ar^k}{18 + 0.61\sqrt{Ar^k}}$
Velocidad terminal	u_t^k	$\frac{Re_{elu}^k \mu}{\rho_a^k \bar{d}_{SV}^k}$

5.2.3.3. Altura de los lechos fluidizados

Para completar el conjunto de ecuaciones que determinan la dinámica de la masa en el granulador, es necesario calcular las alturas de los lechos involucradas en la Ecuación (5.6). La altura en cada cámara está relacionada con su masa mediante la siguiente expresión:

$$L^k = \frac{m_s^k}{\rho_p A_T^k (1 - \varepsilon^k)} \quad (5.11)$$

donde A_T^k es el área transversal de la cámara. De esta forma, la resolución en simultáneo de las Ecuaciones (5.6) a (5.11), junto con los parámetros fluidodinámicos reportados en la Tabla 5.1, permite computar la variación de masa en cada cámara establecida por la ecuación diferencial 5.1.

5.2.4. Balance de cantidad de movimiento para el aire de fluidización

Considerando el recorrido total del aire de fluidización, desde la succión por parte del soplante hasta la salida por el tope del granulador (puntos 1 y 2 en la Figura 5.9), el balance de cantidad de movimiento para el aire establece que la caída de presión total (ΔP_T) en cada cámara queda determinada por los cambios en su energía cinética (ΔEk) y potencial (ΔEh^k), la caída de presión por fricción (ΔP_f^k) y el aporte de energía por parte del soplante (ΔP_{blower}):

$$\Delta Ek + \Delta Eh^k + \Delta P_T - \Delta P_{blower} + \Delta P_f^k = 0 \quad k = 1 \text{ to } 6 \quad (5.12)$$

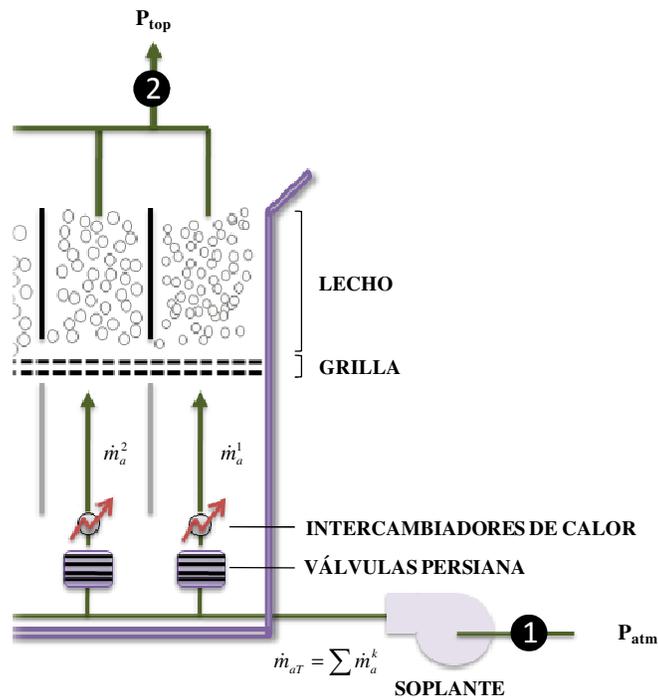


Figura 5.9. Esquema del sistema de distribución de aire.

Se plantea el mismo balance para cada cámara, debido a que resultan sistemas idénticos en paralelo. El primer término del balance de la Ecuación (5.12) representa el cambio de energía cinética entre el punto 1 (dentro del ducto de succión del soplante en condiciones atmosféricas) y el punto 2 (tope del granulador), el cual está dado por:

$$\Delta Ek = \frac{1}{2} (\rho_{a_{out}} u_{out}^2 - \rho_{a_{in}} u_{in}^2) \quad (5.13)$$

donde $\rho_{a_{in}}$ y u_{in} representan la densidad y velocidad del aire de fluidización en la succión del soplante y $\rho_{a_{out}}$ y u_{out} la densidad y velocidad del aire de fluidización en el tope del granulador.

Debido a que el área transversal del granulador en el tope es mucho mayor que la sección del ducto de succión ($A_{T_{blower}}$), la contribución del primer término de la Ecuación (5.13) puede suponerse despreciable. Expresando además u_{in} en términos del caudal másico total de aire de fluidización (\dot{m}_{aT}), la Ecuación (5.13) puede reescribirse como:

$$\Delta Ek = -\frac{1}{2} \rho_{a in} u_{in}^2 = -\frac{0.5}{\rho_{a in}} \left(\frac{\dot{m}_{aT}}{A_{T_{blower}}} \right)^2 \quad (5.14)$$

Para cada cámara, el término de energía potencial de la Ecuación (5.12) se formula teniendo en cuenta solamente la contribución de la altura del correspondiente lecho fluidizado:

$$\Delta Eh^k = \rho_a^k g L^k \quad k = 1..6 \quad (5.15)$$

Por su parte, la caída de presión total es la diferencia entre la presión atmosférica en la succión del soplante y la presión que existe en el tope del granulador. En general, se recomienda una presión de tope de leve vacío para garantizar que no se emita polvo al ambiente de trabajo (Kayaert, 1980). Luego,

$$\Delta P_T = P_{top} - P_{atm} \quad (5.16)$$

La energía provista por el soplante (ΔP_{blower}) queda determinada a partir de la curva de performance (caída de presión versus caudal másico de aire) provista por el fabricante. A modo de ejemplo, en la Figura 5.10 se ilustra cualitativamente una curva típica de performance, donde se observa que el caudal de aire disminuye a medida que aumenta la pérdida de carga del sistema.

El último término involucrado en el balance es el correspondiente a la fricción por el pasaje del aire a través de las válvulas persiana o *dampers* (ΔP_{damper}^k), por la grilla de distribución de aire (ΔP_{grilla}^k) y por el mismo lecho fluidizado ($\Delta P_{arrastre}^k$):

$$\Delta P_f^k = \Delta P_{damper}^k + \Delta P_{grilla}^k + \Delta P_{arrastre}^k \quad k = 1..6 \quad (5.17)$$

Este término se describe en detalle en las siguientes secciones.

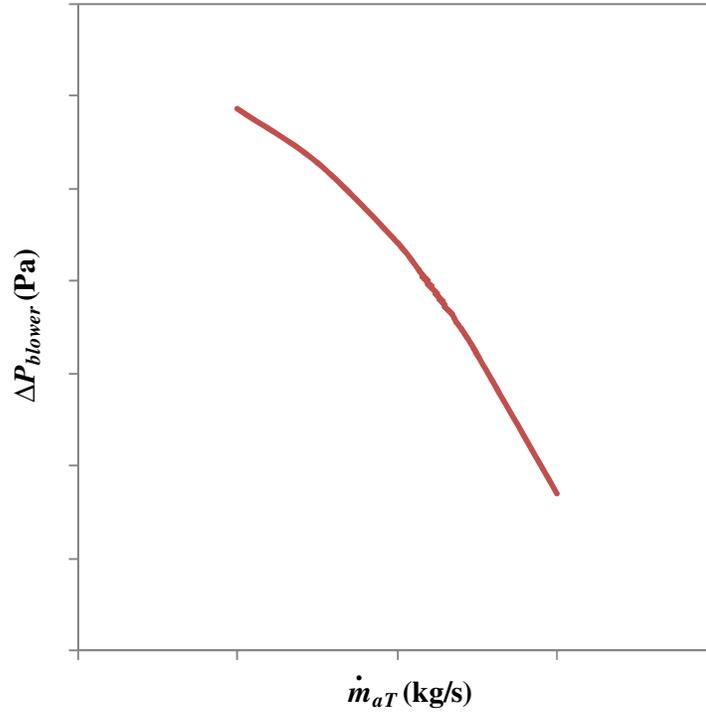


Figura 5.10. Curva de performance típica de un soplante para aire de fluidización.

5.2.4.1. Caída de presión en el lecho fluidizado

Cuando un fluido atraviesa un lecho de partículas en forma ascendente, la caída de presión generada por la fricción se incrementa a medida que se aumenta el caudal. Existe un punto donde la fuerza de arrastre ascendente ejercida por el fluido sobre las partículas balancea el peso aparente de las mismas en el lecho. En este estado, las partículas son suspendidas, la distancia entre ellas aumenta y se produce la fluidización. El balance de fuerzas alrededor de una partícula en el lecho fluidizado establece que el peso de la misma se compensa con la fuerza de arrastre ejercida por el fluido y el empuje causado por la diferencia de densidades entre el sólido y el fluido (Rhodes 2008), en otros términos:

$$\Delta P_{arrastra}^k = \frac{\text{peso de partículas} - \text{empuje sobre partículas}}{\text{área transversal del lecho}} = \frac{\rho_p g A_T^k (1 - \varepsilon^k) L^k - \rho_a^k g A_T^k (1 - \varepsilon^k) L^k}{A_T^k} \quad (5.18)$$

Agrupando términos y reescribiendo, se tiene:

$$\Delta P_{arrastra}^k = g (1 - \varepsilon^k) L^k (\rho_p - \rho_a^k) \quad (5.19)$$

La Figura 5.11 esquematiza el perfil de caída de presión típico en un lecho de partículas de igual tamaño en función de la velocidad superficial del fluido. La primera región (*AB*) corresponde a la caída de presión en un lecho empacado. Como se observa, el incremento es lineal con el aumento en velocidad hasta llegar a una caída de presión máxima (en el momento que se fluidiza el lecho) ligeramente superior a la dada por la Ecuación (5.19). Este máximo se debe básicamente a que la porosidad del lecho fijo cuando la fluidización es incipiente es algo menor que la porosidad del lecho fluidizado en condiciones de mínima fluidización (ϵ_{mf} , el lecho se ha desempacado). Si una vez fluidizado el lecho, se redujera la velocidad superficial del agente de fluidización, dicho máximo no sería encontrado en este proceso inverso simplemente porque el sistema retorna al estado de lecho fijo pero con una porosidad superior a la del punto de partida (línea llena de la Figura 5.11). La región *CD* corresponde al régimen de fluidización, donde la caída de presión se estabiliza en el valor correspondiente al peso aparente del lecho dividido el área transversal del mismo (Ecuación 5.19). Esta situación se sostiene hasta valores de velocidad de fluido inferiores a la terminal de las partículas (Kunii y Levenspiel, 1991).

La velocidad de mínima fluidización (u_{mf}) se estima en el punto *C'* igualando la Ecuación (5.19) a la ecuación de Ergun que representa la caída de presión en un lecho fijo (Kunii y Levenspiel, 1991). Las ecuaciones y parámetros requeridos para el cálculo de u_{mf} se listan en la Tabla 5.1.

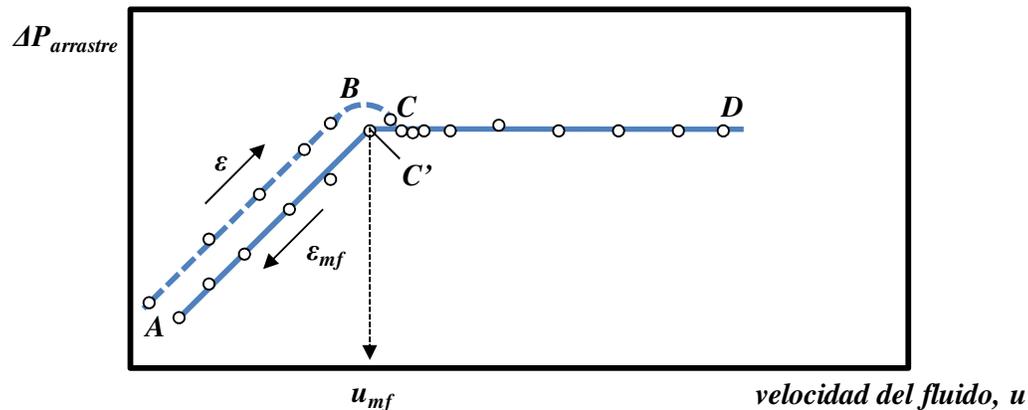


Figura 5.11. Caída de presión versus velocidad superficial del fluido para lechos de partículas de igual tamaño.

5.2.4.2. Caída de presión en la grilla de distribución de aire

La grilla que se encuentra sobre el fondo de las cámaras del granulador genera una pérdida de carga proporcional al cuadrado de la velocidad del aire que la atraviesa:

$$\Delta P_{grilla}^k = K_{grilla} \rho_{a_{grilla}}^k u_{grilla}^k{}^2 = \frac{K_{grilla}}{\rho_{a_{grilla}}^k} \left(\frac{\dot{m}_a^k}{A_T^k} \right)^2 \quad k = 1..6 \quad (5.20)$$

La constante de proporcionalidad (K_{grilla}) depende del diseño y geometría del plato distribuidor (Mörl et al., 2007) y su valor ha sido determinado en aproximadamente 200 para los datos industriales disponibles (Bertín 2011). $\rho_{a_{grilla}}^k$ y u_{grilla}^k son la densidad y velocidad superficial del aire de fluidización en las condiciones de presión y temperatura a la entrada de la grilla.

5.2.4.3. Caída de presión en las válvulas persiana

Estos dispositivos se utilizan para distribuir el caudal de aire de fluidización provisto por el soplante entre las distintas cámaras. En general, se encuentran siempre en la misma posición. No obstante, para el caso de la planta estudiada, la posición de las persianas puede ser regulada manualmente. Al igual que en la grilla, la caída de presión en cada válvula es proporcional al cuadrado de la velocidad superficial del aire que las atraviesa:

$$\Delta P_{damper}^k = \frac{K_{damper}^k}{\rho_{a_{damper}}^k} \dot{m}_a^k{}^2 \quad k = 1..6 \quad (5.21)$$

donde $\rho_{a_{damper}}^k$ es la densidad del aire de fluidización en las condiciones de presión y temperatura a la entrada de las válvulas persiana. A partir de datos experimentales, se determinaron los siguientes valores para las constantes de proporcionalidad K_{damper}^k :

Tabla 5.2. Valores para la constante de pérdida de carga correspondiente a cada válvula persiana.

Constante	Valor
K_{damper}^1	26.16
K_{damper}^2	15.39
K_{damper}^3	15.53
K_{damper}^4	14.28
K_{damper}^5	16.89
K_{damper}^6	24.21

Reemplazando las Ecuaciones (5.14) a (5.16) y (5.19) a (5.21) en la (5.12), el balance de cantidad de movimiento para todo el sistema resulta:

$$\begin{aligned}
 & -\frac{0.5}{\rho_{a\text{in}}}\left(\frac{\dot{m}_{aT}}{A_{T\text{blower}}}\right)^2 + \rho_a^k gL^k + P_{top} - P_{atm} - \Delta P_{blower} + g(1-\varepsilon^k)L^k(\rho_p - \rho_a^k) \\
 & + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a\text{grilla}}^k}\left(\frac{\dot{m}_a^k}{A_T^k}\right)^2 + \frac{K_{damper}^k}{\rho_{a\text{damper}}^k}\dot{m}_a^{k2} = 0 \quad k = 1..6
 \end{aligned} \tag{5.22}$$

Distribuyendo el término correspondiente al $\Delta P_{arrastre}^k$ se obtiene:

$$\begin{aligned}
 & -\frac{0.5}{\rho_{a\text{in}}}\left(\frac{\dot{m}_{aT}}{A_{T\text{blower}}}\right)^2 + \rho_a^k gL^k + P_{top} - P_{atm} - \Delta P_{blower} + gL^k(1-\varepsilon^k)\rho_p - \rho_a^k gL^k \\
 & + \rho_a^k \varepsilon^k gL^k + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a\text{grilla}}^k}\left(\frac{\dot{m}_a^k}{A_T^k}\right)^2 + \frac{K_{damper}^k}{\rho_{a\text{damper}}^k}\dot{m}_a^{k2} = 0 \quad k = 1..6
 \end{aligned} \tag{5.23}$$

Cancelando términos y agrupando:

$$\begin{aligned}
 & -\frac{0.5}{\rho_{a\text{in}}}\left(\frac{\dot{m}_{aT}}{A_{T\text{blower}}}\right)^2 + P_{top} - P_{atm} - \Delta P_{blower} + gL^k[(1-\varepsilon^k)\rho_p + \rho_a^k \varepsilon^k] \\
 & + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a\text{grilla}}^k}\left(\frac{\dot{m}_a^k}{A_T^k}\right)^2 + \frac{K_{damper}^k}{\rho_{a\text{damper}}^k}\dot{m}_a^{k2} = 0 \quad k = 1..6
 \end{aligned} \tag{5.24}$$

Considerando que la expresión entre corchetes del quinto término es la densidad del lecho (Ecuación 5.8) y la caída de presión en un lecho fluidizado se define como $\Delta P_{bed}^k = gL^k \rho_{bed}^k$, el balance de cantidad de movimiento final es:

$$\begin{aligned}
 & -\frac{0.5}{\rho_{a\text{in}}}\left(\frac{\dot{m}_{aT}}{A_{T\text{blower}}}\right)^2 + P_{top} - P_{atm} - \Delta P_{blower} + \Delta P_{bed}^k \\
 & + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a\text{grilla}}^k}\left(\frac{\dot{m}_a^k}{A_T^k}\right)^2 + \frac{K_{damper}^k}{\rho_{a\text{damper}}^k}\dot{m}_a^{k2} = 0 \quad k = 1..6
 \end{aligned} \tag{5.25}$$

Es interesante aclarar que $\Delta P_{bed}^k A_T^k$ representa el peso de las partículas y el fluido en una cámara k del granulador. Si el fluido es aire, su peso puede despreciarse frente al del sólido y, por lo tanto, $\Delta P_{bed}^k A_T^k$ indicaría prácticamente el peso de las partículas.

Teniendo en cuenta que el caudal de aire de fluidización total (\dot{m}_{aT}) es la suma del caudal de aire que ingresa a cada cámara ($\sum_{k=1}^6 \dot{m}_a^k$), la Ecuación (5.25), en conjunto con la curva de performance del soplante, permite calcular los distintos \dot{m}_a^k . El modelo desarrollado por Bertín (2011) supone caudales de aire de fluidización constantes a cada cámara, determinados por la condición nominal de operación de la planta. Tal como se demuestra en esta sección, si el balance de cantidad de movimiento incluye al soplante, el caudal total de aire de fluidización queda establecido por el desempeño de este equipo y las pérdidas de carga que ofrezca el sistema. Más aún, el caudal de aire que ingresa a cada cámara se regula automáticamente según sea la resistencia al flujo (caída de presión) que cada una de ellas proporcione.

5.2.5. Balance de energía

De las hipótesis mencionadas en la Sección 5.2.2, las más relevantes para el modelado del balance de energía son:

- Las temperaturas del sólido y el gas en cada cámara son idénticas e iguales a la de salida (hipótesis *viii*), debido al intenso mezclado que otorga el lecho fluidizado.
- Las cámaras operan adiabáticamente (hipótesis *ix*).
- La acumulación de masa y energía en el gas es despreciable (i.e., el aire se comporta en estado pseudo-estacionario, hipótesis *iii*) y la urea líquida ingresa como gotas que solidifican instantáneamente (hipótesis *vii*), por lo cual sólo existe acumulación de masa y energía en la fase sólida.
- Debido a que se supone evaporación completa del contenido de agua de la solución de urea y a que las semillas que ingresan al sistema están libres de humedad (hipótesis *v* y *vii*), el caudal de agua que se evapora resulta igual al que ingresa con la solución:

$$\dot{m}_{EV}^k = \dot{m}_L^k x_L^k \quad (5.26)$$

Teniendo en cuenta las hipótesis mencionadas, el balance de energía térmica se puede expresar cómo (Bertín, 2011):

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} m_s^k H_u(T^k) = & \dot{m}_{S_{in}}^k H_u(T_{S_{in}}^k) + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) H_u(T_L^k) + \dot{m}_L^k x_L^k H_w(T_L^k) + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k) \\ & + \dot{m}_a^k H_a(T_{a_{in}}^k) + \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k H_v(T_{a_{in}}^k) - \dot{m}_{S_{out}}^k H_u(T^k) - \dot{m}_a^k H_a(T^k) - \dot{m}_a^k Y_{a_{out}}^k H_v(T^k) \end{aligned} \quad (5.27)$$

siendo, H_u la entalpía de la urea, H_w la entalpía del agua líquida, ΔH_{DIS} el calor de disolución entregado por la solución de urea que ingresa a cada cámara, H_a la entalpía del aire, H_v la entalpía del vapor de agua y $Y_{a_{in}}^k$ e $Y_{a_{out}}^k$ la fracción másica de agua en base seca para la fase gas a la entrada y salida de cada cámara, respectivamente. En la Tabla 5.3 se describen cada uno de los términos que constituyen el balance.

Tabla 5.3. Términos del balance de energía para cada cámara (Ecuación 5.27).

Término	Descripción
$\frac{d}{dt} m_s^k H_u(T^k)$	Acumulación de energía en la fase sólida
$\dot{m}_{S_{in}}^k H_u(T_{S_{in}}^k)$	Entalpía de la corriente de entrada de partículas de urea
$\dot{m}_L^k (1 - x_L^k) H_u(T_L^k)$	Entalpía de la urea líquida que ingresa con la solución
$\dot{m}_L^k x_L^k H_w(T_L^k)$	Entalpía del contenido de agua que ingresa con la solución
$\dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k)$	Entalpía aportada al sistema por la solidificación de la urea líquida que ingresa con la solución
$\dot{m}_a^k H_a(T_{a_{in}}^k)$	Entalpía que ingresa con el aire de fluidización y atomización seco
$\dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k H_v(T_{a_{in}}^k)$	Entalpía del vapor que ingresa con el aire de fluidización y atomización
$-\dot{m}_{S_{out}}^k H_u(T^k)$	Entalpía de la corriente de salida de partículas de urea
$-\dot{m}_a^k H_a(T^k)$	Entalpía de la corriente de salida de aire seco
$-\dot{m}_a^k Y_{a_{out}}^k H_v(T^k)$	Entalpía del contenido de vapor en la corriente de salida de aire

La totalidad del agua evaporada de la solución de urea se transfiere a la fase gas, siendo entonces el balance de masa para el agua:

$$\dot{m}_a^k Y_{a_{out}}^k = \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k + \dot{m}_L^k x_L^k \quad (5.28)$$

Reemplazando la expresión anterior en el último término de la Ecuación (5.27), distribuyendo la derivada del primer término, sustituyendo por el balance de masa de urea (Ecuación 5.1) y agrupando términos:

$$\begin{aligned} m_S^k \frac{d}{dt} H_u(T^k) + H_u(T^k) \left[\dot{m}_{S_{in}}^k + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) - \dot{m}_{S_{out}}^k \right] &= \dot{m}_{S_{in}}^k H_u(T_{S_{in}}^k) + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) H_u(T_L^k) \\ + \dot{m}_L^k x_L^k \left[H_w(T_L^k) - H_v(T^k) \right] + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k) + \dot{m}_a^k \left[H_a(T_{a_{in}}^k) - H_a(T^k) \right] & \quad (5.29) \\ + \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k \left[H_v(T_{a_{in}}^k) - H_v(T^k) \right] - \dot{m}_{S_{out}}^k H_u(T^k) \end{aligned}$$

Distribuyendo, agrupando y cancelando términos, la Ecuación (5.29) puede reformularse como:

$$\begin{aligned} m_S^k \frac{d}{dt} H_u(T^k) &= \dot{m}_{S_{in}}^k \left[H_u(T_{S_{in}}^k) - H_u(T^k) \right] + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \left[H_u(T_L^k) - H_u(T^k) \right] \\ + \dot{m}_L^k x_L^k \left[H_w(T_L^k) - H_v(T^k) \right] + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k) + \dot{m}_a^k \left[H_a(T_{a_{in}}^k) - H_a(T^k) \right] & \quad (5.30) \\ + \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k \left[H_v(T_{a_{in}}^k) - H_v(T^k) \right] \end{aligned}$$

Además, la entalpía a una temperatura cualquiera (T_x) se puede expresar en función de una temperatura de referencia de la siguiente manera:

$$H(T_x) = H(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^{T_x} C_p dT \quad (5.31)$$

Derivando respecto al tiempo la ecuación anterior (para obtener una expresión equivalente al término de la izquierda de la Ecuación 5.30):

$$\frac{d}{dt} H(T_x) = \frac{d}{dt} \int_{T_{ref}}^{T_x} C_p dT \quad (5.32)$$

Aplicando la regla de Leibniz para derivación bajo el signo de la integral de la Ecuación (5.32), resulta:

$$\frac{d}{dt} \int_{T_{ref}}^{T_x} C_p dT = \int_{T_{ref}}^{T_x} \frac{\partial C_p}{\partial t} dT + C_p(T_x) \frac{dT_x}{dt} - C_p(T_{ref}) \frac{dT_{ref}}{dt} = C_p(T_x) \frac{dT_x}{dt} \quad (5.33)$$

Reemplazando esta expresión en el término de la izquierda del balance de energía (5.30):

$$\begin{aligned}
m_s^k C_p(T_x) \frac{dT_x}{dt} &= \dot{m}_{S_{in}}^k [H_u(T_{S_{in}}^k) - H_u(T^k)] + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) [H_u(T_L^k) - H_u(T^k)] \\
&+ \dot{m}_L^k x_L^k [H_w(T_L^k) - H_v(T^k)] + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k) + \dot{m}_a^k [H_a(T_{a_{in}}^k) - H_a(T^k)] \\
&+ \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k [H_v(T_{a_{in}}^k) - H_v(T^k)]
\end{aligned} \tag{5.34}$$

Considerando que $H_w(T_L^k) - H_v(T^k)$ es $-\Delta H_{EV}(T^k)$ y que las diferencias de entalpía entre dos temperaturas se pueden escribir en función de las temperaturas según la Ecuación (5.31), el balance se reescribe como:

$$\begin{aligned}
m_s^k C_{p_u}(T^k) \frac{dT^k}{dt} &= \dot{m}_{S_{in}}^k \int_{T^k}^{T_{S_{in}}^k} C_{p_u} dT + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \int_{T^k}^{T_L^k} C_{p_u} dT + \dot{m}_L^k x_L^k \int_{T^k}^{T_L^k} C_{p_w} dT \\
&- \dot{m}_L^k x_L^k \Delta H_{EV}(T^k) + \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k) + \dot{m}_a^k \int_{T^k}^{T_{a_{in}}^k} C_{p_a} dT \\
&+ \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k \int_{T^k}^{T_{a_{in}}^k} C_{p_v} dT \quad T^k(0) = T_0^k
\end{aligned} \tag{5.35}$$

donde T_L^k , $T_{a_{in}}^k$ y $T_{S_{in}}^k$ son las temperaturas de la solución de urea, el aire de fluidización y atomización (obtenida a partir de las contribuciones de ambas corrientes) y las partículas que entran a cada cámara k , respectivamente. ΔH_{DIS} y ΔH_{EV} son los calores latentes asociados a la solidificación de urea y la evaporación de agua. C_{p_u} , C_{p_w} , C_{p_a} y C_{p_v} son las capacidades caloríficas de la urea sólida, agua líquida, aire y vapor de agua, respectivamente. La Tabla 5.4 muestra las expresiones o valores utilizados para calcular las variables mencionadas.

5.2.6. Balance de población

El balance de población (*Population Balance Equation*, PBE) es una herramienta fundamental en los procesos que involucran sistemas dispersos. Las aplicaciones del PBE abarcan las más diversas áreas, desde la astrofísica, geofísica y meteorología hasta la biofísica (e.g., modelado de poblaciones de células) y ciencia de los alimentos, pasando obviamente por la ingeniería donde su aplicación es esencial en todos los procesos que involucran partículas. Con relación a los procesos de granulación, la resolución del PBE permite determinar las

distribuciones de tamaño de partículas teniendo en cuenta los fenómenos que éstas experimentan durante una dada operación (Ramkrishna, 2000; Scarlett, 2002).

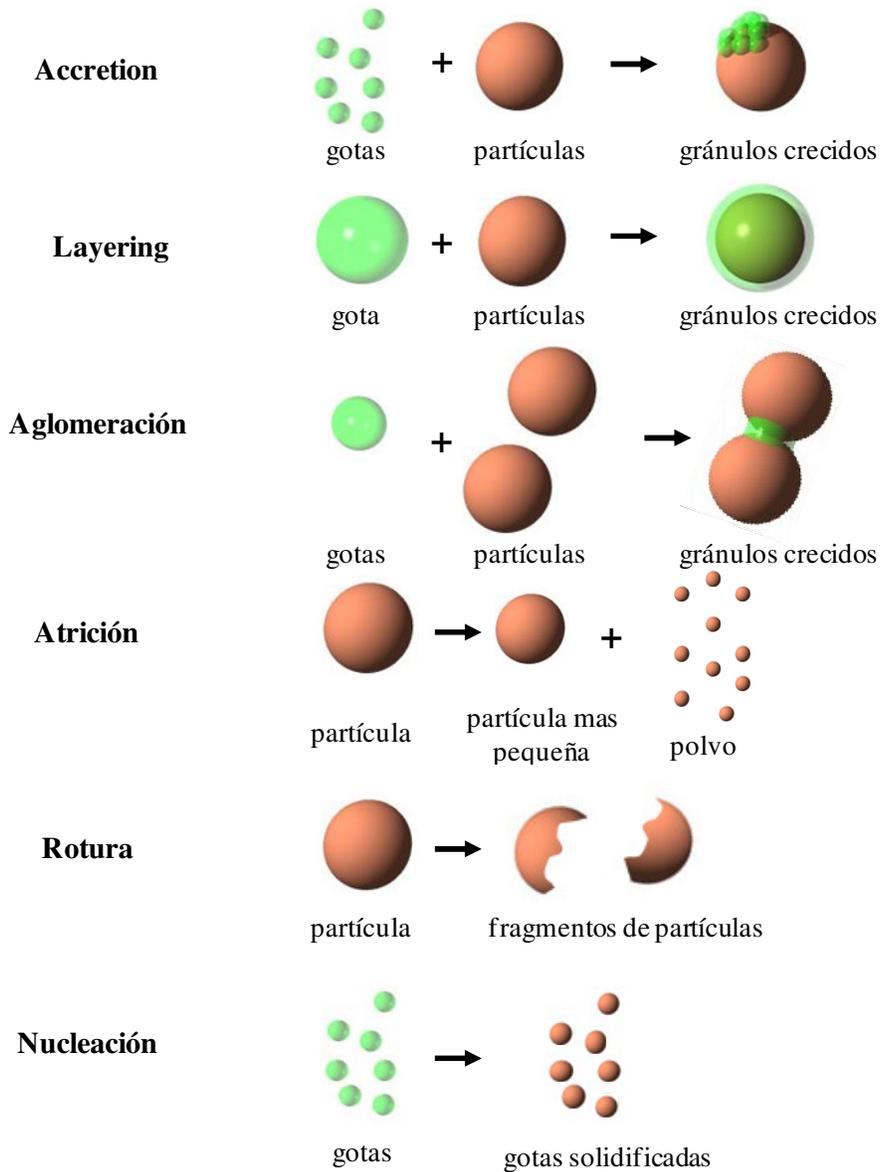
Tabla 5.4. Capacidades caloríficas y entalpías de cambio de fase involucradas en el balance de energía.

Propiedad	Valor o ecuación	Referencia
Calor específico de la urea sólida (J/kg K)	$287500 + 3.863T(K) + 1.317 \times 10^{-3} T(K)^2$ $80K < T < 400K$	Daubert y Danner (1996)
Calor de disolución de urea (J/kg)	243000 $T = 406K$	Kirk-Othmer (1991)
Calor de evaporación de agua (J/kg)	$2.89 \times 10^6 \left(1 - \frac{T(K)}{647.3}\right)^{0.3199 - 0.212 \left(\frac{T(K)}{647.3}\right) + 0.25795 \left(\frac{T(K)}{647.3}\right)^2}$ $273K < T < 647K$	Daubert y Danner (1996)
Calor específico del agua en solución (J/kg K)	$15354 - 116T(K) + 0.451T(K)^2 - 7.84 \times 10^{-4} T(K)^3 + 5.21 \times 10^{-4} T(K)^4$ $273K < T < 533K$	Daubert y Danner (1996)
Calor específico del aire (J/kg K)	$998.55 + 323.79 \left[\frac{3012/T}{\sinh(3012/T)} \right]^2 + 261.38 \left[\frac{1484/T}{\cosh(1484/T)} \right]^2$ $500K < T < 1500K$	Daubert y Danner (1996)
Calor específico del vapor de agua (J/kg K)	$1853.5 + 1488 \left[\frac{2610.5/T}{\sinh(2610.5/T)} \right]^2 + 494.2 \left[\frac{1169/T}{\cosh(1169/T)} \right]^2$ $273K < T < 647K$	Daubert y Danner (1996)

5.2.6.1. Procesos de cambio de tamaño

Los distintos procesos de cambio de tamaño y número que pueden darse en sistemas particulados y que son modelados a través del PBE se encuentran ejemplificados en la Figura 5.12. Los tres primeros mecanismos de crecimiento (recubrimiento -por *accretion* o *layering*- y aglomeración) fueron descritos en el Capítulo 1 cuando se introdujo el fenómeno de granulación. El aumento de tamaño por recubrimiento corresponde al crecimiento de partículas por deposición de un ligante sobre la superficie de las mismas en forma de capas (*layering*) o

finas gotas (*accretion*). Como se mencionó, el ligante puede ser una solución, dispersión, fundido o polvo; por lo tanto, el crecimiento de la partícula se puede dar por procesos independientes o combinados de evaporación, solidificación, fusión, etc. El recubrimiento es un mecanismo de crecimiento diferencial que (en un granulador discontinuo) causa el aumento del volumen total de partículas dentro de la unidad; sin embargo no modifica el número total de gránulos existentes al inicio de la operación (Litster et al., 2004).



5.12. Mecanismos de cambio de número y tamaño de un sistema particulado.

La aglomeración, por su parte, es un proceso de aumento de tamaño que combina dos o más partículas para formar una partícula de mayor tamaño. Este mecanismo se considera de carácter

discreto ya que dos o más partículas de tamaño definido se aglomeran para dar un gránulo cuyo volumen es la suma de los volúmenes de las partículas que coalescen, siendo éste claramente muy diferente al tamaño de las partículas originales. Si se asume que la coalescencia no requiere ligante en cantidades significativas, en un granulador discontinuo el número total de partículas disminuye, mientras que el volumen total de sólidos se conserva (Litster et al., 2004).

Por su parte, en la atrición se genera polvo por desgaste superficial de las partículas, proceso que ocasiona la disminución del tamaño de las mismas. Para este fenómeno también se asume que en una unidad discontinua el número total de partículas no cambia, debido a que el polvo generado posee un tamaño tan pequeño que no es identificable como partícula. Al igual que el crecimiento por recubrimiento, la atrición genera cambios diferenciales en el tamaño (Litster et al., 2004).

En el proceso de rotura, las partículas se rompen en dos o más fragmentos, incrementando el número total de partículas pero manteniendo constante el volumen total (Ramkrishna, 2000; Tan et al., 2004). Este fenómeno, al igual que el de aglomeración, representa cambios discretos en el tamaño de las partículas.

Por último, la nucleación es la formación de nuevas partículas por solidificación de gotas o bien por aglomeración de polvo de tamaño demasiado pequeño como para ser considerado partícula. La nucleación aumenta considerablemente el número total de partículas pero no tiene efecto significativo sobre el volumen total, siendo de carácter discreto (Litster et al., 2004).

En un granulador de tecnología UFT, la evidencia experimental indica que aglomeración y rotura de las partículas son mecanismos de cambios de tamaño poco probables. Considerando que el polvo generado por atrición y/o nucleación puede ser recapturado por las partículas mojadas, se asume que el mecanismo de cambio de tamaño principal es el recubrimiento. Debido a que el tamaño de las gotas de solución de urea atomizada es muy pequeño en comparación al de las semillas, se considera como único fenómeno de cambio de tamaño factible el recubrimiento por deposición de finas gotas (*accretion*).

Por las razones antes expuestas, el balance de población se presentará para un granulador perfectamente mezclado donde el crecimiento de las partículas es por recubrimiento.

5.2.6.2. PBE para sistemas perfectamente mezclados con recubrimiento puro

Para el molino descrito en esta Tesis, la Ecuación (3.3) constituye el PBE que describe el correspondiente fenómeno de reducción de tamaño. Esta expresión, particularmente sencilla, se encuentra formulada en masa y cuantifica las variaciones de esta cantidad en función del tamaño de partículas a medida que la corriente atraviesa el equipo.

Sin embargo, Ramkrishna (2000) señala que la derivación del balance de población en masa como función del tamaño u otra variable escalar resulta compleja, a excepción de ciertos casos específicos como el del molino. Es por ello que, en general, el balance de población se deduce y expresa en función de la variable continua “función densidad en número de partículas”, la cual se introdujo en la Sección 2.3.3.

Diversos autores han derivado el PBE utilizando la función densidad en número y teniendo en cuenta diferentes mecanismos de cambio de tamaño y patrones de flujo (Bertín, 2011; Bucalá y Piña, 2007; Ramkrishna, 2000). Simplificando las expresiones generales reportadas para un sistema continuo perfectamente mezclado, operando en estado no estacionario y donde ocurre recubrimiento puro, el PBE para una cámara k del granulador bajo estudio se reduce a:

$$\frac{\partial n^k}{\partial t} + \frac{\partial(G^k n^k)}{\partial d} + \dot{n}_{out}^k - \dot{n}_{in}^k = 0 \quad n^k(0) = n_0^k \quad (5.36)$$

donde el primer término cuantifica la variación de la función densidad en número en el tiempo y el tercero y el cuarto están relacionados con los caudales numéricos de partículas de salida y entrada a la cámara, respectivamente. El segundo término define la variación de una propiedad (e.g., tamaño, superficie, volumen, porosidad, densidad, etc.) de las partículas debido al crecimiento por recubrimiento; en este caso particular, se seleccionó el tamaño (d) de las partículas como propiedad a utilizar.

La velocidad de crecimiento por recubrimiento (G) se define como:

$$\frac{d(d)}{dt} = G \quad (5.37)$$

Esta velocidad de cambio G puede derivarse a partir del balance de masa de una partícula, considerando que su masa (m_p) aumenta en el tiempo por recibir una alícuota del material que se inyecta como ligante. Para los procesos de recubrimiento y asumiendo que el ligante se adhiere

exitosamente a las partículas con un 100 % de eficiencia, la masa de ligante que recibe cada gránulo puede representarse como el caudal total de urea inyectado afectado por la fracción de área superficial de la partícula (A_p) con respecto al área superficial total de partículas existentes en la unidad (A_{PT}) (Heinrich et al., 2002):

$$\frac{d(m_p)}{dt} = \dot{m}_L (1 - x_L) \frac{A_p}{A_{PT}} \quad (5.38)$$

Suponiendo que la densidad de las partículas es constante en el tiempo, la Ecuación (5.38) puede reescribirse como sigue:

$$\frac{d(V_p)}{dt} = \frac{\dot{m}_L (1 - x_L)}{\rho_p} \frac{A_p}{A_{PT}} \quad (5.39)$$

Suponiendo que los gránulos son esféricos, la expresión (5.39) se convierte en:

$$\frac{\pi}{6} \frac{d(d_p^3)}{dt} = \frac{\dot{m}_L (1 - x_L)}{\rho_p} \frac{\pi d_p^2}{A_{PT}} \quad (5.40)$$

donde d_p es entonces el diámetro de la partícula esférica.

Reacomodando la Ecuación (5.40), y contemplando que se aplica para cada una de las cámaras del granulador, resulta:

$$G^k = \frac{d(d)}{dt} = \frac{2\dot{m}_L^k (1 - x_L^k)}{\rho_p A_{PT}^k} \quad (5.41)$$

La Ecuación (5.41) indica que, para cada instante de tiempo, la velocidad de crecimiento por recubrimiento no depende del tamaño de las partículas. En consecuencia, todas las partículas crecen a igual velocidad independientemente del tamaño inicial que poseen (Litster et al., 2004). Por lo tanto, la Ecuación (5.36) se reduce a:

$$\frac{\partial n^k}{\partial t} + G^k \frac{\partial n^k}{\partial d} + \dot{n}_{out}^k - \dot{n}_{in}^k = 0 \quad n^k(0) = n_0^k \quad (5.42)$$

La Ecuación (5.42) no puede ser resuelta analíticamente, por lo tanto debe recurrirse a métodos numéricos para predecir la evolución de la PSD a la salida de cada cámara del

granulador en el tiempo. Si bien esta ecuación diferencial a derivadas parciales parece sencilla, la aplicación de técnicas de resolución simples (e.g., discretización por diferencias finitas del término de crecimiento y conversión de la ecuación diferencial parcial a un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias) lleva a soluciones que no respetan los balances globales del sistema (balance de masa, balance en número, etc.). Por lo tanto, es necesario recurrir a métodos numéricos especiales. Son muchos y continuos los estudios relativos al desarrollo de técnicas de discretización precisas y eficientes numéricamente. Ramkrishna (2000) cita y describe varias alternativas empleadas hasta el momento, entre las cuales se encuentran los métodos de aproximaciones sucesivas, de transformada de Laplace, de Monte Carlo, de los momentos (Hounslow et al., 1988), de residuos ponderados y colocación ortogonal, de elementos finitos (Nicmanis y Hounslow, 1998), de volúmenes finitos (Qamar y Warnecke, 2007) y de las características (Kumar y Ramkrishna, 1997).

La precisión de la solución obtenida mediante discretización suele evaluarse a través del cumplimiento de las velocidades de cambio de las propiedades globales del sistema (número total, área total, volumen o masa total, etc.), conocidas como *momentos* de la población.

5.2.6.3. Propiedades globales de la población

Los momentos (η) de una población se obtienen por integración de por ejemplo, la función densidad en número respecto al tamaño de partícula (Hounslow et al., 1988):

$$\eta_j = \int_0^{\infty} n(d) d^j d(d) \quad j = 0, 1, 2, 3, \dots \quad (5.43)$$

La variable j determina el orden del momento. Considerando las definiciones dadas en el Capítulo 2, la Ecuación (5.43) puede formularse para poblaciones discretas como sigue:

$$\eta_j = \sum_i N_i \bar{d}_i^j \quad j = 0, 1, 2, 3, \dots \quad (5.44)$$

donde \bar{d}_i es el tamaño promedio aritmético de los tamaños de los extremos i e $i+1$ del intervalo i (e.g., si la técnica de caracterización de la población es el tamizado, \bar{d}_i representa el promedio aritmético de dos aperturas de mallas consecutivas). Suelen ser especialmente importantes los

cuatro primeros momentos de la población, los cuales están relacionados con el número, longitud, área y volumen total de partículas de la distribución:

$$\eta_0 = \int_0^{\infty} n(d) d(d); \quad \eta_0 = \sum_i N_i = N_T \quad (5.45)$$

$$\eta_1 = \int_0^{\infty} n(d) d d(d); \quad \eta_1 = \sum_i N_i \bar{d}_i = L_T \quad (5.46)$$

$$\eta_2 = \int_0^{\infty} n(d) d^2 d(d); \quad \eta_2 = \sum_i N_i \bar{d}_i^2 \propto A_{PT} \quad (5.47)$$

$$\eta_3 = \int_0^{\infty} n(d) d^3 d(d); \quad \eta_3 = \sum_i N_i \bar{d}_i^3 \propto V_T \quad (5.48)$$

Si se reemplaza la función densidad por la función densidad por unidad de tiempo, las ecuaciones (5.45) a (5.48) permiten obtener los momentos por unidad de tiempo.

De acuerdo a estas definiciones, los balances de población macroscópicos (i.e., balance de masa, balance en número) son aquellos que describen la velocidad de cambio de los momentos en el tiempo. Estos balances macroscópicos se derivan del balance de población que, para un granulador continuo perfectamente mezclado con crecimiento puro, está representado por la Ecuación (5.42). Entonces para obtener, por ejemplo, el balance en número total de partículas (momento 0 de la distribución en número respecto al tamaño), la Ecuación (5.42) se integra sobre el dominio completo de la coordenada interna d :

$$\int_0^{\infty} \frac{\partial n^k}{\partial t} d(d) + G^k \int_0^{\infty} \frac{\partial n^k}{\partial d} d(d) + \int_0^{\infty} \dot{n}_{out}^k d(d) - \int_0^{\infty} \dot{n}_{in}^k d(d) = 0 \quad (5.49)$$

El término de crecimiento en la Ecuación (5.49) se anula debido a que en una población real no hay partículas de tamaño cero ni infinito (i.e., $\lim_{d \rightarrow 0} n = \lim_{d \rightarrow \infty} n = 0$). Teniendo en cuenta los conceptos presentados en el Capítulo 2, la integración de la Ecuación (5.49) resulta:

$$\frac{dN_T^k}{dt} + \dot{N}_{out}^k - \dot{N}_{in}^k = 0 \quad (5.50)$$

La Ecuación (5.50) es el balance en número de partículas, el cual indica que la variación en el número de partículas contenido en la cámara k es igual a la diferencia entre el caudal en número de partículas que ingresa y el que abandona la misma. El balance macroscópico para el momento 0, que resulta del balance de población, está en perfecto acuerdo con la aseveración anteriormente citada (para un granulador discontinuo, i.e., no hay entrada ni salida de partículas) respecto a que el número de partículas dentro del equipo no varía si ocurre un proceso de crecimiento por recubrimiento puro.

El balance de masa para el granulador se obtiene a partir del balance de población microscópico, multiplicando la Ecuación (5.42) por $\rho_p (\pi/6)d^3$ e integrando respecto a d (balance macroscópico, momento 3):

$$\int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} \frac{\partial n^k}{\partial t} d^3 d(d) + G^k \int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} \frac{\partial n^k}{\partial d} d^3 d(d) + \int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} \dot{n}_{out}^k d^3 d(d) - \int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} \dot{n}_{in}^k d^3 d(d) = 0 \quad (5.51)$$

Aplicando la regla de Leibnitz para extremos constantes, el primer término se puede escribir como:

$$\int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} \frac{\partial n^k}{\partial t} d^3 d(d) = \frac{d}{dt} \int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} n^k d^3 d(d) = \frac{dm_S^k}{dt} \quad (5.52)$$

Integrando por partes la integral del segundo término de la Ecuación (5.51) se obtiene:

$$\begin{aligned} G^k \int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} \frac{\partial n^k}{\partial d} d^3 d(d) &= G^k \int_0^{\infty} \rho_p \frac{\pi}{6} d^3 dn^k = \rho_p \frac{\pi}{6} G^k \int_0^{\infty} d^3 dn^k = \\ \rho_p \frac{\pi}{6} G^k d^3 n^k \Big|_0^{\infty} - \rho_p \frac{\pi}{6} G^k \int_0^{\infty} n^k d(d^3) &= -\rho_p \frac{\pi}{2} G^k \int_0^{\infty} n^k d^2 d(d) = -\rho_p G^k \frac{A_{PT}^k}{2} \end{aligned} \quad (5.53)$$

Reemplazando las ecuaciones (5.52) y (5.53) en la Ecuación (5.51) y considerando la definición de momentos para flujos de función densidad, resulta:

$$\frac{dm_S^k}{dt} - \rho_p G^k \frac{A_{PT}^k}{2} - \dot{m}_{S_{in}}^k + \dot{m}_{S_{out}}^k = 0 \quad (5.54)$$

Sustituyendo G^k por la Ecuación (5.41), se obtiene:

$$\frac{dm_s^k}{dt} - \dot{m}_L^k (1 - x_L^k) - \dot{m}_{S_{in}}^k + \dot{m}_{S_{out}}^k = 0 \quad (5.55)$$

La Ecuación (5.55) resulta coincidente con el balance de masa dinámico para urea presentado en la sección 5.2.3 (Ecuación 5.1).

5.2.6.4. Discretización del PBE

Los balances de población discretizados, que resultan de utilidad para el cálculo numérico de las PSDs, se obtienen por integración del balance continuo (i.e., Ecuación 5.42) entre los extremos de la clase i :

$$\int_{d_i}^{d_{i+1}} \frac{\partial n^k}{\partial t} d(d) + G^k \int_{d_i}^{d_{i+1}} \frac{\partial n^k}{\partial d} d(d) + \int_{d_i}^{d_{i+1}} \dot{n}_{out}^k d(d) - \int_{d_i}^{d_{i+1}} \dot{n}_{in}^k d(d) = 0 \quad (5.56)$$

El primero, tercero y cuarto término del balance son fácilmente integrables. Para integrar el primer término se debe recurrir a la regla de Leibnitz y considerar que los extremos de la integración son valores constantes en el tiempo. La solución de todas las integrales involucradas en la ecuación anterior conduce a la siguiente expresión para el PBE discretizado (Bertín, 2011), el cual corresponde a una cámara de un granulador continuo perfectamente mezclado que opera en estado no estacionario y donde ocurre crecimiento puro de las partículas:

$$\frac{dN_i^k}{dt} + G^k (n^k(d_{i+1}) - n^k(d_i)) + \dot{N}_{i_{out}}^k - \dot{N}_{i_{in}}^k = 0 \quad (5.57)$$

donde $n^k(d_i)$ y $n^k(d_{i+1})$ representan los valores de la función densidad en los extremos del intervalo i (i.e., nodos i e $i+1$). Sin embargo, de acuerdo a lo presentado en el Capítulo 2 y como se ejemplifica en la Figura 5.13, la función densidad se calcula para un dado intervalo de tamaño y no para tamaños específicos de los extremos de la clase. Por ende, el desafío que presenta la resolución de la Ecuación (5.57) es la aproximación de la función densidad en cada nodo.

Hounslow et al. (1988) propusieron una forma sencilla y eficiente para describir el segundo término de la Ecuación (5.57), postulando la siguiente formulación para el balance de población discreto:

$$\frac{dN_i^k}{dt} + \frac{G^k}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) + \dot{N}_{i,out}^k - \dot{N}_{i,in}^k = 0 \quad N_i^k(0) = N_{i0}^k \quad (5.58)$$

donde las constantes a , b y c se determinan de forma tal que se verifique la velocidad de cambio de los momentos globales 0, 1 y 2 (i.e., que se respeten los balances globales del sistema). Para calcular estas constantes, se debe derivar la velocidad de cambio del momento j mediante integración de la expresión (5.42) (multiplicada por d^j) entre cero e infinito:

$$\int_0^\infty \frac{\partial n^k}{\partial t} d^j d(d) + G^k \int_0^\infty \frac{\partial n^k}{\partial d} d^j d(d) + \int_0^\infty \dot{n}_{out}^k d^j d(d) - \int_0^\infty \dot{n}_{in}^k d^j d(d) = 0 \quad (5.59)$$

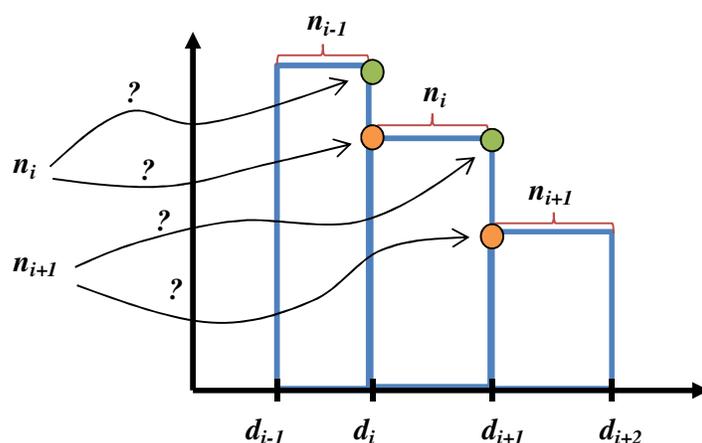


Figura 5.13. Representación de la asignación de valores de función densidad a los extremos del intervalo de tamaño i .

La integración de la Ecuación (5.59) conduce a:

$$\frac{d\eta_j^k}{dt} + G^k \int_0^\infty d^j dn^k + \eta_j^{k,out} - \eta_j^{k,in} = 0 \quad (5.60)$$

El primer término representa la variación en el tiempo del momento j , mientras que el tercer y cuarto término contabilizan el momento j de las corrientes de entrada y salida, respectivamente. Respecto al segundo término de la Ecuación (5.60), el mismo puede ser integrado por partes:

$$\frac{d\eta_j^k}{dt} - jG^k \eta_{j-1}^k + \eta_j^{k,out} - \eta_j^{k,in} = 0 \quad (5.61)$$

Si se aplica el mismo procedimiento a la expresión discreta del PBE aproximada por Hounslow (Ecuación 5.58), teniendo en cuenta que en vez de integrar se suma sobre todos los términos multiplicados por \bar{d}_i^j , se obtiene la siguiente expresión discreta para representar el segundo término de la Ecuación (5.61):

$$\sum_i \frac{G^k}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) \bar{d}_i^j \quad (5.62)$$

Entonces, para que la aproximación según Hounslow respete los tres primeros momentos de la población, el segundo término de la Ecuación (5.61) debe igualarse a la Ecuación (5.62):

$$jG^k \eta_{j-1}^k = G^k \sum_i \frac{(aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k)}{d_i} \bar{d}_i^j \quad j = 0, 1, 2, 3, \dots \quad (5.63)$$

donde \bar{d}_i^j es un diámetro medio apropiado para calcular el momento j derivado por Hounslow et al. (1988):

$$\bar{d}_i^j = \frac{1}{j+1} \left(\frac{r^{j+1} - 1}{r - 1} \right) (d_i)^j \quad j = 0, 1, 2, 3, \dots \quad (5.64)$$

siendo r representa la razón de la grilla geométrica empleada para clasificar la población.

De esta manera, Hounslow et al. (1988) ajustaron los parámetros a , b y c para la correcta conservación de la velocidad de cambio de los momentos 0, 1 y 2:

$$\sum_i \frac{1}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) = 0 \quad (5.65)$$

$$\sum_i \frac{1}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) \bar{d}_i = N_T^k \quad (5.66)$$

$$\sum_i \frac{1}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) \bar{d}_i^2 = 2L_T^k \quad (5.67)$$

Resolviendo las tres ecuaciones anteriores para una grilla de relación geométrica ($r=d_{i+1}/d_i=\text{constante}$), Hounslow et al. (1988) obtuvieron las siguientes expresiones para los parámetros a , b y c :

$$a = \frac{2r}{(r+1)(r^2-1)} \quad b = \frac{2}{(r+1)} \quad c = \frac{-2r}{(r+1)(r^2-1)} \quad (5.68)$$

Debido a la suposición de mezclado perfecto, en la Ecuación (5.58) el caudal numérico por clase de partículas a la salida de cada cámara k del granulador puede reescribirse en términos del número de partículas por clase dentro de la cámara:

$$\frac{dN_i^k}{dt} + \frac{G^k}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) + \frac{\dot{m}_{S_{out}}^k}{m_s^k} N_i^k - \dot{N}_{in}^k = 0 \quad N_i^k(0) = N_{i_0}^k \quad (5.69)$$

Para adaptar el PBE de la Ecuación (5.69) a las cámaras de enfriamiento ($k = 4, 5$ y 6) debe considerarse que el valor de G^k es cero, ya que en dichas celdas no se inyecta solución de urea.

Si se define a Z como el número total de clases de la población, la resolución de la Ecuación (5.69) genera, cuando se calcula N_i , la variable N_0 ; y cuando se calcula N_Z , la variable N_{Z+1} . Estos dos últimos valores carecen de sentido físico y si bien pueden igualarse a cero, esto puede originar errores numéricos. Por este motivo Bertín (2011) escogió la propuesta de Saleh (1998), quien sugirió balances particulares para la primera y última clase de la población donde los parámetros a , b y c se determinan como:

$$\text{Clase } i = 1 \quad a = 0 \quad b = \frac{2r^2}{(r+1)(r^2-1)} \quad c = \frac{-2r}{(r+1)(r^2-1)} \quad (5.70)$$

$$\text{Clase } i = Z \quad a = \frac{2r}{(r+1)(r^2-1)} \quad b = \frac{2r^2}{(r+1)(r^2-1)} \quad c = 0 \quad (5.71)$$

La Ecuación (5.69) requiere para su resolución el caudal numérico de entrada por clase, el cual puede calcularse mediante la Ecuación (2.12) si se conocen la PSD y el caudal másico de la corriente que ingresa a cada cámara. Por otro lado, se necesita también conocer el número inicial de partículas por clase dentro de la cámara, el cual se obtiene por resolución del balance (5.69) en estado estacionario.

Bertín (2011) exploró la resolución del PBE para grillas geométricas de distintas razones, verificando que a medida que la grilla se hace más densa (r menores) disminuyen los errores en la predicción de la velocidad de cambio de los momentos provista por la discretización. Luego de constatar que con una grilla de razón igual a $2^{1/6}$ las diferencias entre a) el caudal numérico de

partículas a la salida del granulador obtenido por resolución numérica del PBE y el que se calcula a partir del balance global en número y b) el caudal másico de partículas a la salida del equipo estimado por medio de los datos discretos provistos por el PBE y el que predice el balance de masa, eran menores al 1 %, adoptó para el balance de población discretizado aplicado al granulador industrial de urea una grilla geométrica con dicha relación.

5.2.6.5. Cálculo del diámetro superficie-volumen

Acorde a lo presentado en las secciones previas, es necesario contar con un tamaño medio de las distribuciones de partículas para estimar los diferentes parámetros fluidodinámicos (ver Tabla 5.1). La resolución del balance de población permite calcular la PSD de las poblaciones que se encuentran dentro de las distintas cámaras y de las corrientes sólidas que abandonan las celdas de crecimiento y enfriamiento. A partir del conocimiento de la PSD, es posible calcular el diámetro medio superficie-volumen (o diámetro de Sauter) de la siguiente manera:

$$\bar{d}_{sv} = \frac{\eta_3}{\eta_2} = \frac{\sum_i N_i \bar{d}_i^3}{\sum_i N_i \bar{d}_i^2} \quad (5.72)$$

donde V_{PT} representa el momento 3 (η_3) o volumen total de partículas:

$$V_{PT} = \frac{\pi}{6} \sum_i N_i \bar{d}_i^3 \quad (5.73)$$

y A_{PT} , el momento 2 (η_2) o superficie total de partículas, involucrada también en el cálculo de la velocidad de crecimiento (Ecuación 5.41):

$$A_{PT} = \pi \sum_i N_i \bar{d}_i^2 \quad (5.74)$$

Con el valor de \bar{d}_{sv} es posible computar la velocidad terminal y aquella de mínima fluidización, ambas involucradas en las Ecuaciones (5.9) y (5.10) que determinan la porosidad del lecho.

5.3. Modelado del enfriador de lecho fluidizado

La corriente de partículas que abandona el granulador se envía al enfriador de lecho fluidizado ubicado aguas abajo (ver Figura 1.6), el cual posee una única cámara. La temperatura de los gránulos en este equipo se reduce hasta aproximadamente 70 °C, con el objeto de evitar la aglomeración del material que se ve favorecida a altas temperaturas. El enfriador opera como las cámaras de enfriamiento del granulador, las partículas que ingresan son fluidizadas y enfriadas por medio de aire ambiente que es provisto por un soplante. En consecuencia, los balances de masa, energía y población para el enfriador de lecho fluidizado son iguales a los presentados anteriormente para las cámaras de enfriamiento del granulador pero adaptados a las características geométricas y operativas del equipo en cuestión. A fin de clarificar el modelo, las ecuaciones correspondientes se listan a continuación.

5.3.1. Balance de masa

El balance de masa para urea en estado no estacionario correspondiente al enfriador es:

$$\frac{dm_S^e}{dt} = \dot{m}_{S_{in}}^e - \dot{m}_{S_{out}}^e \quad m_S^e(0) = m_{S_0}^e \quad (5.75)$$

donde m_S^e , $\dot{m}_{S_{in}}^e$, $\dot{m}_{S_{out}}^e$ son la masa de sólidos en el lecho y los caudales máxicos de entrada y salida de partículas, respectivamente. Cabe aclarar que el caudal máxico que ingresa al enfriador se considera idéntico al que abandona el granulador (i.e., $\dot{m}_{S_{in}}^e = \dot{m}_{S_{out}}^e$).

5.3.1.1. Caudal máxico de sólidos de salida

El caudal de sólidos que abandona el enfriador se calcula como:

$$\dot{m}_{S_{out}}^e = C_D \rho_{bed}^e A_0^e \sqrt{2gL^e} \quad (5.76)$$

donde A_0^e es el área de descarga del enfriador, ρ_{bed}^e la densidad del lecho de partículas y L^e la altura del lecho fluidizado en el enfriador.

5.3.1.2. Densidad y porosidad del lecho fluidizado

La densidad del lecho fluidizado se calcula como:

$$\rho_{bed}^e = \rho_p (1 - \varepsilon^e) + \rho_a^e \varepsilon^e \quad (5.77)$$

donde ε^e es la porosidad del lecho fluidizado en el enfriador y ρ_p y ρ_a^e son las densidades de las partículas y el aire, respectivamente. La porosidad del lecho fluidizado se computa según lo descripto en la Tabla 5.1.

5.3.1.3. Masa de partículas en el lecho fluidizado

La masa de sólidos en el enfriador está relacionada con la altura del lecho fluidizado del siguiente modo:

$$m_s^e = \rho_p A_T^e (1 - \varepsilon^e) L^e \quad (5.78)$$

siendo A_T^e el área transversal del enfriador.

5.3.2. Caída de presión

La caída de presión total en el enfriador resulta:

$$\Delta P_T^e = \Delta P_{bed}^e + \Delta P_{grilla}^e = \rho_{bed}^e g L^e + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a_{grilla}}^e} \left(\frac{\dot{m}_a^e}{A_T^e} \right)^2 \quad (5.79)$$

siendo \dot{m}_a^e el caudal de aire de fluidización que ingresa al enfriador y $\rho_{a_{grilla}}^e$ la densidad del aire en las condiciones de entrada a la grilla del enfriador. Se considera que la grilla del enfriador ofrece la misma resistencia que la grilla del granulador, por lo cual se utiliza el mismo valor.

5.3.3. Balance de energía

El balance de energía para el enfriador de lecho fluidizado, en función de las capacidades caloríficas y las temperaturas involucradas es:

$$m_s^e C_{p_u}(T^e) \frac{dT^e}{dt} = m_{s_{in}}^e \int_{T^e}^{T_{s_{in}}^e} C_{p_u} dT + m_a^e \int_{T^e}^{T_{a_{in}}^e} C_{p_a} dT + m_a^e Y_{a_{in}}^e \int_{T^e}^{T_{a_{in}}^e} C_{p_v} dT \quad T^e(0) = T_0^e \quad (5.80)$$

donde $T_{a_{in}}^e$ y $T_{s_{in}}^e$ son las temperaturas del aire de fluidización y las partículas que ingresan al enfriador, respectivamente; mientras que T^e es la temperatura en el lecho fluidizado del equipo.

5.3.4. Balance de población discretizado

El balance de población microscópico en número versus tamaño de partículas para el enfriador es muy sencillo. Considerando que en esta unidad no existe aumento ni reducción en el tamaño de las partículas y que no se elutria polvo, el PBE dado para el granulador en la Ecuación (5.69) se reduce a:

$$\frac{dN_i^e}{dt} + \frac{m_{out}^e}{m_s^e} N_i^e - \dot{N}_{i_{in}}^e = 0 \quad N_i^e(0) = N_{i_0}^e \quad (5.81)$$

5.4. Conclusiones

A diferencia de los capítulos anteriores, donde junto con los modelos del molino de rodillos y la zaranda vibratoria se incluyó un ajuste de parámetros y comparación con datos experimentales, en este capítulo sólo se describen los balances de masa, energía, cantidad de movimiento y población que permiten representar al granulador y al enfriador de lecho fluidizado. El granulador, en su versión de estado estacionario, demostró ser adecuado para reproducir (sin hacer uso de parámetros de ajuste) las temperaturas de las cámaras y el tamaño medio de los gránulos que abandonan este equipo (Bertín, 2011). Los modelos del granulador y del enfriador no fueron ajustados con el propósito de reproducir la PSD de las corrientes de sólidos que egresan de dichas unidades. No obstante, los modelos planteados permitieron simular y optimizar el circuito completo de granulación de urea, aspectos que se discuten en los próximos capítulos.

Capítulo 6

SIMULACIÓN DEL CIRCUITO DE GRANULACIÓN DE UREA EN ESTADO ESTACIONARIO Y NO ESTACIONARIO

6.1. Introducción

El modelado matemático, en conjunto con el análisis de su capacidad para simular las tendencias observadas en la práctica, resulta indispensable para mejorar el entendimiento y la eficiencia de los procesos industriales. Actualmente el uso de simuladores de procesos es común para tareas de diseño, estudio de diferentes escenarios, solución de problemas y optimización (Dosta et al., 2010; Reimers et al., 2009). Debido al gran tamaño de las plantas que se encuentran operando en la actualidad y sus altos consumos energéticos, el modelado de procesos juega un papel fundamental en el mejoramiento de las condiciones de producción. Muchas veces, tan sólo pequeñas mejoras en un proceso pueden traducirse en grandes beneficios para el desempeño global de una planta (Werther et al., 2011).

Si bien cerca del 60 % de la industria química genera productos en forma granular y aproximadamente el 20 % utiliza material particulado como materia prima (Balliu, 2005; Christofides et al. 2008), el desarrollo de simuladores de procesos se ha visto limitado a las industrias que manejan gases o líquidos (Dosta et al., 2010; Reimers et al., 2009; Werther et al., 2011). Como se adelantó en el Capítulo 2, la razón de la diferencia en los avances relacionados

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

con la simulación de fluidos y sólidos se debe a que los últimos requieren una descripción más compleja. La polidispersidad de las corrientes sólidas tiene que ser representada por distribuciones, lo cual complica la información que debe transferirse entre las diferentes unidades de proceso de un diagrama de flujo (Schwier et al., 2010).

Como también se mencionó en capítulos anteriores, la operación de los circuitos de granulación no es sencilla y en muchos casos presenta desafíos operativos que obligan a trabajar con una capacidad inferior a la nominal y con altas relaciones de reciclaje que sobrecargan todas las unidades del proceso. Por ejemplo, los circuitos con tambor rotativo presentan reciclaje entre 3 y 5 veces el caudal de producto (Balliu, 2005; Wang y Cameron, 2007a). Las características del reciclaje tienen gran influencia sobre la operación del granulador. Esta corriente retroalimenta masa, energía y una determinada distribución de tamaño de partículas a la unidad de crecimiento generando frecuentes oscilaciones en las variables de proceso. Dependiendo de las condiciones operativas, estas oscilaciones se amortiguan o bien generan inestabilidades crecientes que pueden conducir a paradas de planta indeseadas. Las oscilaciones, a su vez, conducen a un producto granular con propiedades que varían en el tiempo (Radichkov et al., 2006).

En vista de las dificultades operativas que en general presentan los procesos que manejan sistemas particulados, la investigación relacionada con el modelado de procesos tendiente a la generación de simuladores aplicados a la industria de sólidos ha sido particularmente intensa durante los últimos años. En relación a la simulación de procesos vinculados a la industria de fertilizantes, existen dos grandes grupos de investigación que básicamente han centrado sus estudios en circuitos de granulación correspondientes a diferentes tecnologías y productos. El primer grupo, que incluye los trabajos de Adetayo (1993), Adetayo et al. (1993 y 1995), Wildeboer (1998) y Balliu (2005), focalizó sus estudios en circuitos de granulación húmeda constituidos por un granulador de tambor rotativo para el crecimiento de las partículas, un molino de martillo para el acondicionamiento de los gruesos y una zaranda vibratoria para la clasificación por tamaño. Mediante la resolución de balances de masa, energía y población, los autores analizaron la dinámica y estabilidad de estos circuitos que utilizan soluciones diluidas como ligantes, donde aglomeración es el principal mecanismo de crecimiento. Cameron y colaboradores elaboraron un resumen en el año 2005 de todos los avances realizados hasta el momento en los circuitos de granulación que utilizan tambores rotativos (Cameron et al., 2005), siendo Balliu y Cameron los primeros en presentar durante 2007 el modelo dinámico completo validado con datos experimentales (Balliu y Cameron, 2007). El segundo grupo centró los

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

estudios en torno a la granulación en lechos fluidizados, siendo relevantes los trabajos de Heinrich et al. (2002 y 2003), Drechsler et al. (2005) y Radichkov et al. (2006). Los autores citados prestaron especial atención a la operación de granuladores de lecho fluidizado escala piloto, constituidos por una única cámara de crecimiento. Los resultados reportados suponen el uso de una solución acuosa diluida como ligante y que el principal mecanismo de crecimiento es recubrimiento puro con posibilidad de atrición. Los circuitos en los cuales está inserto el granulador mencionado, están constituidos además por una zaranda de clasificación y un molino (el cual no se describe). Las simulaciones de estado estacionario y no estacionario desarrolladas se basaron en suposiciones ideales como masa constante en el granulador y/o distribuciones de tamaño Gaussianas hipotéticas para las semillas y el producto del molino (i.e., el molino no se modela). En síntesis, el estudio de circuitos de granulación de urea (basados en la tecnología de lecho fluidizado multicámara con atomización de urea prácticamente fundida) utilizando modelos rigurosos para todas las unidades que los constituyen no ha sido abordado con anterioridad a esta Tesis en la literatura abierta.

En relación a otros simuladores que no contienen modelos *ad hoc* o de alta rigurosidad, cabe mencionar que el grupo de investigación alemán liderado por el Profesor Heinrich, en conjunto con varias universidades de Alemania, ha desarrollado un simulador específico para las industrias que manejan sólidos llamado SolidSim (SolidSim, 2011). Este simulador permite la simulación, tanto en estado estacionario como no estacionario, de diversos sistemas asociados a la industria de materiales particulados mediante la incorporación de corrientes que pueden manejar cantidades distribuidas como la distribución de tamaño de partículas (Dosta et al., 2010; Reimers et al., 2008; Reimers et al., 2009; Werther et al., 2011). Si bien SolidSim permite simular una variedad de operaciones unitarias (zarandas, ciclones, molinos, unidades de crecimiento de tamaño, etc.), la implementación de las mismas requiere conocer diversas propiedades del sólido y aspectos físicos complejos que deben ser considerados en la descripción del proceso. Por ejemplo, la clasificación en una zaranda no depende solamente del tamaño de las partículas sino también de la forma, la cantidad y el contenido de humedad del sólido. Es por ello que aún hoy los modelos para este tipo de operaciones no están tan avanzados como aquellos para destilación o absorción (ejemplos de separación de componentes de corrientes fluidas). Los modelos implementados en estos simuladores son de tipo empírico o semi-empírico y contienen parámetros que deben ser adaptados al proceso específico (Schwier et al., 2010). Más aún, en ciertas ocasiones los modelos básicos disponibles no son capaces de adecuarse (aún cuando se ajusten los parámetros asociados) a la física del problema que se intenta resolver. Otro

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

simulador muy conocido en la industria de procesos, ASPEN (Aspen, 2005), tiene herramientas muy básicas para la simulación de procesos que involucran sólidos. Este simulador de procesos fue testeado para representar la operación del circuito de granulación de urea; sin embargo, los modelos disponibles para el granulador, molinos y zarandas no fueron apropiados para describir los datos experimentales disponibles.

En vista del alto número de plantas de urea granulada instaladas en el mundo que operan por prueba y error y la creciente demanda de este producto, resulta especialmente relevante focalizar la investigación en este tipo de proceso para mejorar la eficiencia de las plantas y acrecentar su competitividad. Como se mencionó anteriormente, los estudios previos realizados en circuitos de granulación no pueden ser directamente extendidos a la granulación de urea en lechos fluidizados de escala industrial y los simuladores comerciales no son capaces de representar adecuadamente la tecnología bajo estudio. Herramientas de simulación tales como las que se presentan en este capítulo, son necesarias para comenzar a explorar nuevos conceptos en los circuitos de granulación de urea específicamente.

En este capítulo, y continuando con el trabajo previo, los modelos desarrollados en los capítulos precedentes se integran para constituir un simulador completo del circuito de granulación de urea. En una primera etapa se evalúa la capacidad de la herramienta de simulación desarrollada para describir las tendencias observadas en la práctica industrial, en segundo lugar se presenta un análisis de sensibilidad con el objeto de identificar las variables más relevantes del circuito sobre la calidad y el caudal de las corrientes de producto y reciclo. Por último, se realiza un análisis de respuesta dinámico del sistema junto con un estudio de estabilidad ante diferentes perturbaciones.

Los resultados de este capítulo se han publicado parcialmente en *Dynamic simulation and optimization of a urea granulation circuit*, Cotabarren, I.; Bertín, D.; Romagnoli, J.; Bucalá, V.; Piña, J. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 49(14), 6630-6640, 2010, (Cotabarren et al., 2010).

6.2. Integración e implementación de los modelos de las unidades que constituyen el circuito de granulación

Teniendo en cuenta la importancia de las herramientas de simulación en la predicción del desempeño del circuito, la cual no puede realizarse de manera intuitiva, resulta necesario contar

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

con modelos confiables de todas las unidades involucradas (Adetayo et al., 1995; Drechsler et al., 2005; Radichkov et al., 2006; Wildeboer, 1998). Los modelos de las unidades que integran un circuito de granulación de tecnología UFT fueron presentados en capítulos anteriores y, según los resultados mostrados, todos son adecuados para describir la operación industrial a la cual están asociados.

La simulación de la zaranda, el molino y el granulador puede implementarse usando distintos programas o lenguajes de programación como por ejemplo Athena Visual Studio y FORTRAN. La simulación del circuito completo requiere integrar todas las unidades de proceso involucradas (lo cual conduce a un sistema complejo de ecuaciones diferenciales y algebraicas acopladas) e implementar la resolución de la corriente de recicló. En vista de la complejidad del problema y en búsqueda de resolver el circuito de manera robusta y eficiente, se optó por el programa gPROMS. Este software es una herramienta potente para la simulación y optimización de diversos modelos de procesos, tanto en estado estacionario como dinámico, cuya aplicación ha sido ampliamente demostrada, aún para procesos que involucran sólidos particulados tal como la cristalización de antisolventes (Nowee et al., 2008). La implementación del simulador del circuito de granulación se realizó de forma secuencial adicionando las unidades en el siguiente orden: granulador, enfriador, zarandas y molino. En primera instancia se simuló el circuito de granulación sin considerar el recicló. Una vez verificado el apropiado acoplamiento entre las unidades y la correcta resolución de los modelos integrados, se incluyó la corriente de recicló al granulador.

A continuación se resumen las ecuaciones que constituyen los modelos matemáticos de los equipos que conforman el circuito de granulación (las cuales han sido derivadas en los capítulos anteriores), junto con los valores de los parámetros y variables necesarios para resolver los modelos matemáticos propuestos.

6.2.1. Granulador de lecho fluidizado

En la Tabla 6.1 se presentan los balances de masa, cantidad de movimiento, energía y población para cada una de las cámaras del granulador, los cuales definen en conjunto el modelo matemático de un granulador industrial de urea donde los gránulos crecen en un ambiente perfectamente mezclado mediante el mecanismo de recubrimiento puro.

Tabla 6.1. Resumen de las ecuaciones que constituyen el modelo matemático de un granulador industrial de urea de lecho fluidizado.

Ecuación	
<i>Balances de masa</i>	
$\frac{dm_S^k}{dt} = \dot{m}_{S_{in}}^k + \dot{m}_L^k(1 - x_L^k) - \dot{m}_{S_{out}}^k$	$m_S^k(0) = m_{S_0}^k$ (5.1)
$\dot{m}_{S_{out}}^k = C_D A_0^k \sqrt{2g\rho_{bed}^k(\rho_{bed}^k L^k - \rho_{bed}^{k+1} L^{k+1})}$	$k = 1..5$ (5.6)
$\dot{m}_{S_{out}}^6 = C_D \rho_{bed}^6 A_0^6 \sqrt{2gL^6}$	$k = 6$ (5.7)
$\rho_{bed}^k = \rho_p(1 - \varepsilon^k) + \rho_a \varepsilon^k$	(la porosidad se calcula según lo descrito en la Tabla 5.1) (5.8)
$L^k = \frac{m_S^k}{\rho_p A_T^k (1 - \varepsilon^k)}$	(5.11)
<i>Balance de cantidad de movimiento</i>	
$-\frac{0.5}{\rho_{a in}} \left(\frac{\dot{m}_{aT}}{A_{T_{blower}}} \right)^2 + P_{top} - P_{atm} - \Delta P_{blower} + \Delta P_{bed} + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a grilla}^k} \left(\frac{\dot{m}_a^k}{A_T^k} \right)^2$	(5.25)
$+ \frac{K_{damper}^k}{\rho_{a damper}^k} \dot{m}_a^k{}^2 = 0$	$k = 1 \text{ to } 6$
<i>Balance de energía</i>	
$\dot{m}_S^k C_{p_u}(T^k) \frac{dT^k}{dt} = \dot{m}_{S_{in}}^k \int_{T^k}^{T_{S_{in}}^k} C_{p_u} dT + \dot{m}_L^k(1 - x_L^k) \int_{T^k}^{T_L^k} C_{p_u} dT$	
$+ \dot{m}_L^k x_L^k \int_{T^k}^{T_L^k} C_{p_w} dT - \dot{m}_L^k x_L^k \Delta H_{EV}(T^k) + \dot{m}_L^k(1 - x_L^k) \Delta H_{DIS}(T_L^k)$	con C_p y ΔH de Tabla 5.4 (5.35)
$+ \dot{m}_a^k \int_{T^k}^{T_{a_{in}}^k} C_{p_a} dT + \dot{m}_a^k Y_{a_{in}}^k \int_{T^k}^{T_{a_{in}}^k} C_{p_v} dT$	$T^k(0) = T_0^k$
<i>Balance de población</i>	
$\frac{dN_i^k}{dt} + \frac{G^k}{d_i} (aN_{i-1}^k + bN_i^k + cN_{i+1}^k) + \frac{\dot{m}_{S_{out}}^k}{m_S^k} N_i^k - \dot{N}_{i_{in}}^k = 0$	$N_i^k(0) = N_{i_0}^k$ (5.69)
$Clase i \quad a = \frac{2r}{(r+1)(r^2-1)} \quad b = \frac{2}{(r+1)} \quad c = \frac{-2r}{(r+1)(r^2-1)}$	(5.68)
$Clase i=1 \quad a=0 \quad b = \frac{2r^2}{(r+1)(r^2-1)} \quad c = \frac{-2r}{(r+1)(r^2-1)}$	(5.70)
$Clase i=Z \quad a = \frac{2r}{(r+1)(r^2-1)} \quad b = \frac{2r^2}{(r+1)(r^2-1)} \quad c=0$	(5.71)

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

En las Tablas 6.2 y 6.3 se muestran los valores de parámetros y variables que resultan necesarios para resolver el modelo resumido en la Tabla 6.1. Los valores listados corresponden a un caso denominado base o nominal.

Tabla 6.2. Valores de parámetros necesarios para la resolución del modelo del granulador.

Parámetro	Descripción	Valor
ρ_p	Densidad de urea sólida	1330 kg/m ³ (Fertilizer Manual, 1998)
C_D	Coefficiente de descarga	0.5 (Massimilla, 1971)
A_0^k	Área de pasaje entre cámaras	nd (confidencial)
A_T^k	Área de la base de las cámaras	nd (confidencial)
$A_{T_{blower}}$	Área transversal del ducto del soplante	1 m ²
ε_{mf}^k	Porosidad de mínima fluidización	0.41 (Wen y Yu, 1966)

Tabla 6.3. Valores de variables necesarias para la resolución del modelo del granulador.

Variable	Descripción	Valor
Z	Número de clases	35
d_{min}	Tamaño de la primera clase de la grilla	3.5 10 ⁻⁴ m
r	Razón de grilla geométrica	2 ^{1/6}
\dot{m}_L^k	Caudal de solución de urea por cámara, $k=1-3$	6.62 kg/s, para producción de 1650 tpd distribuidas equitativamente entre las cámaras (Brouwer, 2010c)
x_L^k	Fracción de agua en solución de urea, $k=1-3$	0.04 p/p (Kayaert y Antonus, 1997; Niks et al., 1980)
T_L^k	Temperatura de solución de urea, $k=1-3$	130 °C (para mantener el estado líquido de la solución)
$T_{af_{in}}^k$	Temperatura del aire de fluidización de entrada, $k=1-6$	30 – 50 °C (valores de temperatura aguas abajo de la etapa de compresión)
$T_{at_{in}}^k$	Temperatura del aire de atomización de entrada, $k=1-3$	130 – 135 °C
T_{amb}	Temperatura ambiente	15 °C (temperatura promedio invierno-otoño)
P_{atm}	Presión atmosférica	101325 Pa
P_{top}	Presión de vacío en el tope del granulador	-316.5 Pa _g (Kayaert, 1980)
\dot{m}_{at}^k	Caudal de aire de atomización, $k=1-3$	nd (confidencial)
$Y_{a_{in}}^k$	Humedad del aire de fluidización de entrada	0.015 p/p
K_{damper}^k	Constante de pérdida de carga por damper, $k=1-6$	Ver Tabla 5.2
K_{grilla}	Constante de pérdida de carga por grilla	200
$\dot{m}_{S_{in}}^1 = O + U$	Caudal de semillas, igual a la suma de caudal de gruesos y finos	
$\bar{M}_{in_i} = \frac{\bar{M}_{m_i} O + \bar{M}_{U_i} U}{O + U}$	Fracción en masa normalizada de corriente de semillas	
$T_{S_{in}}^1 = 0.97T^e$	Temperatura de semillas, igual a 97 % de la temperatura a la salida del enfriador	

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Tal como se mencionó en el capítulo anterior, la grilla geométrica que permite satisfacer las velocidades de cambio de los momentos con errores aceptables se caracteriza por tener una razón $2^{1/6}$. Para asegurar que la grilla sea apta para representar las distribuciones de tamaño de partículas de todas las corrientes sólidas del circuito (que poseen granulometrías diferentes), se consideró una grilla de 35 clases donde las partículas pertenecientes a la clase 1 se encuentran dentro del rango 0 - 0.35 mm.

6.2.2. Enfriador de lecho fluidizado

Las ecuaciones que constituyen el modelo matemático del enfriador de lecho fluidizado, el cual se localiza inmediatamente aguas abajo del granulador, se resumen en la Tabla 6.4. Por su parte los valores de los parámetros y variables requeridos para la resolución de este modelo se incluyen en las Tablas 6.5 y 6.6, respectivamente.

Tabla 6.4. Resumen de las ecuaciones que constituyen el modelo matemático de un enfriador de urea de lecho fluidizado.

Ecuación	
<i>Balance de masa</i>	
$\frac{dm_S^e}{dt} = \dot{m}_{S_{in}}^e - \dot{m}_{S_{out}}^e \quad m_S^e(0) = m_{S_0}^e$	(5.75)
$\dot{m}_{S_{out}}^e = C_D \rho_{bed}^e A_0 \sqrt{2gL^e}$	(5.76)
$\rho_{bed}^e = \rho_p (1 - \varepsilon^e) + \rho_a \varepsilon^e$ (la porosidad se calcula según lo descrito en la Tabla 5.1)	(5.77)
$m_S^e = \rho_p A_T^e (1 - \varepsilon^e) L^e$	(5.78)
<i>Balance de cantidad de movimiento</i>	
$\Delta P_T^e = \Delta P_{bed}^e + \Delta P_{grilla}^e = \rho_{bed}^e g L^e + \frac{K_{grilla}}{\rho_{a_{grilla}}^e} \left(\frac{\dot{m}_a^e}{A_T^e} \right)^2$	(5.79)
<i>Balance de energía</i>	
$m_S^e C_{p_u} (T^e) \frac{dT^e}{dt} = \dot{m}_{S_{in}}^e \int_{T^e}^{T_{S_{in}}^e} C_{p_u} dT + \dot{m}_a^e \int_{T^e}^{T_{a_{in}}^e} C_{p_a} dT$	con C_p de Tabla 5.4
$+ \dot{m}_a^e Y_{a_{in}}^e \int_{T^e}^{T_{a_{in}}^e} C_{p_v} dT \quad T^e(0) = T_0^e$	
<i>Balance de población</i>	
$\frac{dN_i^e}{dt} + \frac{\dot{m}_{S_{out}}^e}{m_S^e} N_i^e - \dot{N}_{i_{in}}^e = 0 \quad N_i^e(0) = N_{i_0}^e$	(5.81)

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Tabla 6.5. Valores de parámetros necesarios para la resolución del modelo del enfriador.

Parámetro	Descripción	Valor
ρ_p	Densidad de urea sólida	1330 kg/m ³ (Fertilizer Manual, 1998)
C_D	Coefficiente de descarga	0.5 (Massimilla, 1971)
A_0^e	Área de pasaje en el ducto de salida	nd (confidencial)
A_T^e	Área transversal de la cámara	nd (confidencial)
ε_{mf}^e	Porosidad de mínima fluidización	0.41 (Wen y Yu, 1966)

Tabla 6.6. Valores de variables necesarias para la resolución del modelo del enfriador.

Variable	Descripción	Valor
Z	Número de clases	35
d_{min}	Tamaño de la primera clase de la grilla	3.5 10 ⁻⁴ m
r	Razón de grilla geométrica	2 ^{1/6}
$Y_{a_{in}}^e$	Humedad del aire de fluidización de entrada	0.015 p/p
$T_{a_{in}}^e$	Temperatura del aire de fluidización de entrada	30 – 50 °C (valores de temperatura aguas abajo de la etapa de compresión)
\dot{m}_a^e	Caudal de aire de fluidización	nd (confidencial)
T_{amb}	Temperatura ambiente	15 °C (temperatura promedio invierno-otoño)
P_{atm}	Presión atmosférica	101325 Pa
K_{grilla}	Constante de pérdida de carga por grilla	200
$\dot{m}_{s_{in}}^e = \dot{m}_{s_{out}}^6$	Caudal de sólidos a la entrada del enfriador, igual al de salida del granulador	
$T_{s_{in}}^e = T^6$	Temperatura de sólidos a la entrada del enfriador, igual a la de salida del granulador	
$\dot{N}_{i_{in}}^e = \dot{N}_{i_{out}}^6$	Caudal en número de partículas por clase a la entrada del enfriador, igual al de salida del granulador	

6.2.3. Zaranda vibratoria de doble paño

En las Tablas 6.7, 6.8 y 6.9 se resumen las ecuaciones, parámetros y variables del modelo matemático de las zarandas vibratorias implementado en gPROMS, respectivamente.

Tabla 6.7. Resumen de las ecuaciones que constituyen el modelo matemático de una zaranda vibratoria.

Ecuación	
$d_{50} = h \left(\frac{U^T/S}{K} \right)^a$	(4.20)
$K = ABCDEF {}_D G$	con factores según Tabla 4.1 (4.21)
$T_i = 1 - \exp \left(-0.693 \left(\frac{\bar{d}_i^g}{d_{50}} \right)^m \right)$	(4.22)

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Tabla 6.8. Valores de parámetros necesarios para la resolución del modelo de zaranda vibratoria.

Parámetro	Descripción	Valor
Z	Número de clases	35
d_{min}	Tamaño de la primera clase de la grilla	$3.5 \cdot 10^{-4}$ m
r	Razón de grilla geométrica	$2^{1/6}$
S	Superficie de la zaranda	nd (confidencial)
<i>Paño Superior</i>		
ρ_B	Densidad del lecho	560 kg/m ³ (parámetro de ajuste)
a	Exponente en la expresión de d_{50}	-0.0023 (parámetro de ajuste)
m	Parámetro de Plitt	25.097 (parámetro de ajuste)
<i>Paño Inferior</i>		
ρ_B	Densidad del lecho	705 kg/m ³ (parámetro de ajuste)
a	Exponente en la expresión de d_{50}	-0.2862 (parámetro de ajuste)
m	Parámetro de Plitt	3.758 (parámetro de ajuste)

Tabla 6.9. Valores de variables necesarias para la resolución del modelo de zarandas vibratorias.

Variable	Descripción	Valor
h_s	Apertura de malla del paño superior	4.20 mm
h_l	Apertura de malla del paño inferior	3.00 mm
$F = \dot{m}_{s\ out}^e$	Caudal de alimentación a zaranda, igual al de salida del enfriador	
$\bar{M}_{F_i} = \bar{M}_{i\ out}^e$	Fracción en masa normalizada de entrada a zaranda, igual a la de salida del enfriador	

6.2.4. Molino de rodillos

Para finalizar, las Tablas 6.10, 6.11 y 6.12 resumen las ecuaciones, parámetros y variables relacionados con la implementación del modelo matemático del molino de rodillos en el ambiente de gPROMS.

En el caso del molino de rodillos, el modelo matemático adoptado depende de la relación geométrica entre clases. El ajuste realizado se basó en el uso de una grilla de razón $2^{1/3}$, la cual fue lo suficientemente densa como para representar adecuadamente los datos experimentales disponibles a la salida del molino. Sin embargo, como se describió en el Capítulo 5 (Sección 5.6.2.6), se requiere una grilla geométrica de razón $2^{1/6}$ para describir correctamente el fenómeno de aumento de tamaño que ocurre en el granulador. Por esta razón, fue necesario introducir un módulo de conversión entre grillas en la entrada (de $2^{1/6}$ a $2^{1/3}$) y en la salida (de $2^{1/3}$ a $2^{1/6}$) del molino para compatibilizar la granulometría con el resto de los modelos implementados en el

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

circuito. El pasaje de una grilla más densa a una menos densa es sencillo porque simplemente se deben acumular las fracciones retenidas en dos mallas consecutivas y asignar la masa acumulada a la de mayor apertura. En el caso del pasaje de $2^{1/3}$ a $2^{1/6}$, se requiere interpolar sobre la función densidad en masa normalizada, tal como se detalló en la Sección 2.5 del Capítulo 2.

Tabla 6.10. Resumen de las ecuaciones que constituyen el modelo matemático del molino de rodillos.

Ecuación	
$\bar{M}_{m_i} = \bar{M}_{f_i} (1 - a_i) + (1 - a'_i) \sum_{j=1}^{i-1} b_{i,j} \left[a'_j \left(\frac{\bar{M}_{m_j} - \bar{M}_{f_j} (1 - a_j)}{(1 - a'_j)} \right) + \bar{M}_{f_j} a_j \right]$	(3.3)
$B_{i,j} = \begin{cases} 1 & 1 \leq i \leq j \\ \phi (r^\gamma)^{i-j-1} + (1 - \phi) (r^\beta)^{i-j-1} & Z \geq i > j \geq 1 \end{cases}$	(3.5)
$a_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_i / d_g}{\mu} \right)^{-\lambda}}$	(3.6)
$a'_i = \begin{cases} a_{i-1} & i < i_g - 1 \\ \frac{a_{i_g-1} + a_{i_g-2}}{2} & i = i_g - 1 \\ a_i & i \geq i_g \end{cases}$	(3.7)

Para clarificar la asignación de variables entre las distintas unidades que conforman el circuito se incluye la Figura 6.1, utilizando la nomenclatura involucrada en las tablas anteriores que presentan las variables de cada modelo.

Tabla 6.11. Valores de parámetros necesarios para la resolución del modelo del molino de rodillos.

Parámetro	Descripción	Valor
<i>Par de Rodillos Superior</i>		
λ	Parámetro de ajuste	50.05
μ	Parámetro de ajuste	1.90
γ	Parámetro de ajuste	0.99
β	Parámetro de ajuste	4.21
ϕ	Parámetro de ajuste	0.19
<i>Par de Rodillos Inferior</i>		
λ	Parámetro de ajuste	16.01
μ	Parámetro de ajuste	1.82
γ	Parámetro de ajuste	1.92
β	Parámetro de ajuste	24.99
ϕ	Parámetro de ajuste	0.40

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Tabla 6.12. Valores de variables necesarias para la resolución del molino de rodillos.

Variable	Descripción	Valor
Z	Número de clases	19
d_{min}	Tamaño de la primera clase de la grilla	$3.1 \cdot 10^{-4}$ m
r	Razón de grilla geométrica	$2^{1/3}$
GAP_s	Espaciado entre par de rodillos superior	2.5 mm (≈ 0.5 veces apertura del paño superior; Alnajar, 2010)
GAP_I	Espaciado entre par de rodillos inferior	1.4 mm (≈ 0.5 veces apertura del paño inferior; Alnajar, 2010)
$\bar{M}_{f_i} = \bar{M}_{o_i}$	Fracción en masa normalizada de entrada al molino, igual a la de salida de gruesos de la zaranda	

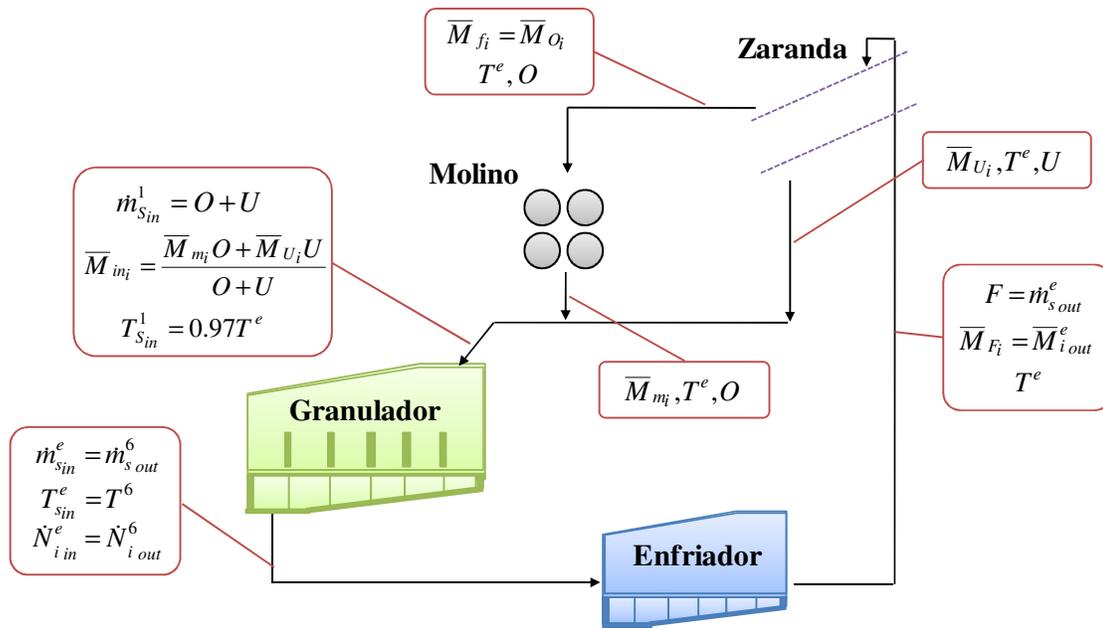


Figura 6.1. Esquema del circuito con asignación de variables entre corrientes.

La integración de los modelos dio lugar a un sistema de 5860 ecuaciones algebraicas y 271 ecuaciones diferenciales. El entorno de modelado de gPROMS cuenta con el código DASOLV para la solución de problemas mixtos con ecuaciones diferenciales y algebraicas (gPROMS, 2009). DASOLV se basa en el algoritmo de formulación de diferencias hacia atrás (*Backward Differentiation Formulae*, BDF) con tamaño de paso y orden de integración variables. Este algoritmo ha probado su eficacia para resolver un amplio rango de problemas (gPROMS, 2009). Para la resolución del sistema DAE, determinado por las ecuaciones de los modelos implementados, se utilizó el solver DASOLV con los parámetros fijados por defecto.

6.3. Resultados

6.3.1. Estado estacionario inicial

En primer lugar, y para verificar la concordancia del simulador con lo esperado según la operación de los circuitos industriales, resulta de interés analizar el estado estacionario correspondiente al caso base (el cual se usó como estado estacionario de partida para todas las simulaciones y optimizaciones que se presentan en esta Tesis). Este estado estacionario corresponde a la operación de una planta de granulación bajo las condiciones descritas en las tablas precedentes de parámetros y variables.

La Figura 6.2 muestra, para el estado estacionario del caso base, las distribuciones de tamaño de partículas simuladas (expresadas en términos de función densidad en masa normalizada) correspondientes a distintas corrientes del circuito de granulación. Como es de esperar, la corriente de gruesos presenta la distribución con mayor moda (i.e., tamaño correspondiente al valor de mayor frecuencia) y la corriente de salida del molino se caracteriza por exhibir el menor valor de esta variable. Las partículas que abandonan el granulador tienen la distribución de tamaño más ancha (respecto a las demás corrientes), aún de mayor dispersión que la distribución correspondiente a las semillas. El ensanchamiento de la PSD dentro del granulador se debe al crecimiento que las semillas experimentan en las distintas cámaras, las cuales se asumen perfectamente mezcladas y, por lo tanto, imponen diferentes tiempos de residencia a las partículas que crecen dentro de la unidad (Bertín, 2011). Las semillas que ingresan al granulador poseen una granulometría muy similar a la de los finos clasificados por las zarandas, debido a que el caudal másico de la corriente de finos es mucho mayor que el correspondiente a la corriente de gruesos. El producto que se envía a silos para su almacenamiento presenta una granulometría intermedia respecto al resto de las corrientes. El producto presenta una PSD más estrecha que la correspondiente a las partículas que abandonan el granulador (en concordancia con la clasificación por tamaño realizada por la zaranda) y con una importante fracción de partículas con tamaños entre 2 y 4 mm.

La Figura 6.3 muestra el SGN y los caudales másicos (normalizados respecto al de las semillas que ingresan al granulador) correspondientes a todas las corrientes del circuito. Respecto al SGN, se observa el siguiente orden de mayor a menor: gruesos, producto, producto del granulador, finos, semillas y salida del molino o gruesos molidos, orden que coincide con el de las modas observadas en la Figura 6.2. Habitualmente, el término SGN se utiliza en el mercado de fertilizantes como parámetro de calidad del producto final. En particular para la urea

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

granulada, los estándares internacionales sugieren valores de SGN entre 270 y 310 (CF Industries, 2011; Giovanelli y Schech, 2004; Karnaphuli Fertilizer Co., 2011). El valor de SGN para la corriente de producto correspondiente al caso base simulado es 280, el cual se encuentra dentro del rango estándar exigido por el mercado. En cuanto a los caudales, la salida del granulador presenta el mayor caudal másico de todo el circuito, ya que suma la corriente de semillas (reciclo) y el caudal de solución de urea total que se inyecta en el equipo. Se verifica que el caudal másico de los gruesos (igual al de la salida del molino) es el menor de todas las corrientes, en particular resulta alrededor de 10 veces menor que el caudal de la corriente de finos clasificada por la zaranda. Su bajo caudal justifica la observación en la Figura 6.2 en cuanto a que la granulometría del reciclaje es prácticamente coincidente con la de la corriente de finos. Sin embargo y como se discutirá, la corriente de gruesos juega un rol fundamental en la operación del circuito, aún con bajo caudal. Es interesante notar que el caudal de producto es 1.5 veces el caudal de semillas al granulador, lo cual indica que el reciclaje del caso base es de 67 %.

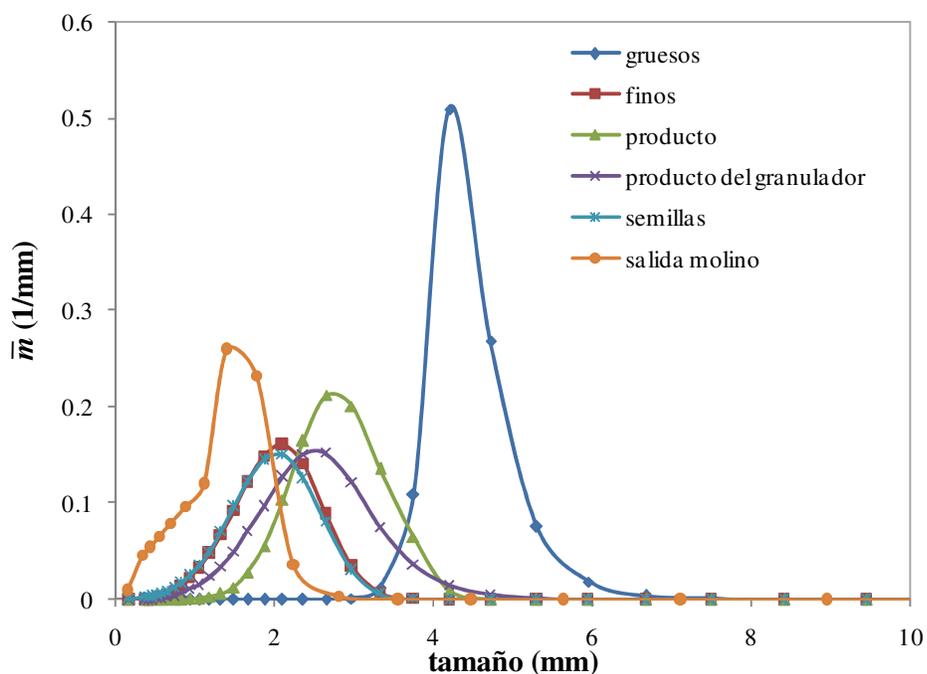


Figura 6.2. PSDs simuladas expresadas en términos de función densidad en masa normalizada correspondientes a distintas corrientes del circuito de granulación.

En relación a variables propias del granulador, la Figura 6.4 presenta las alturas y temperaturas de las cámaras, normalizadas respecto a las mismas variables de la primera cámara del granulador. En cuanto a las alturas, la segunda cámara es la que presenta el mayor nivel, de la cuarta en adelante el nivel disminuye a medida que se aproxima la salida del granulador.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

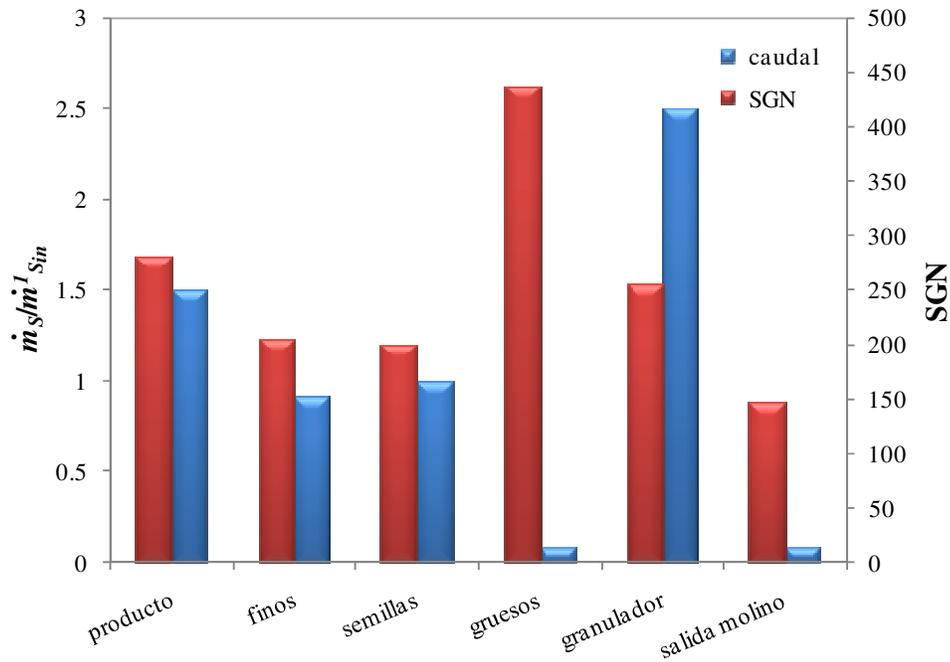


Figura 6.3. Caudal y SGN de las distintas corrientes del circuito de granulación.

En relación a las temperaturas de las cámaras, las de crecimiento son las que presentan mayores valores debido a que en ellas se inyecta la solución de urea a una temperatura relativamente alta y a que durante el proceso de solidificación se libera energía por la exotermicidad del calor de cambio de fase de la urea (Bertín, 2011). De las tres cámaras de crecimiento, la segunda es la que presenta el valor más alto de temperatura mientras que la primera el menor nivel térmico. La primera cámara recibe la corriente de reciclaje, que tiene una temperatura considerablemente menor a la de operación de las cámaras. Por lo tanto (considerando una distribución de la solución de urea uniforme en las tres cámaras), es de esperar que la temperatura de la primera cámara sea relativamente baja. Entre la segunda y la tercera, la diferencia es mínima. A medida que se avanza en el granulador, las temperaturas descienden acorde con el enfriamiento que van experimentando los gránulos en las cámaras subsiguientes (sólo se alimenta aire de fluidización que actúa como agente de enfriamiento).

Las fuerzas impulsoras para el pasaje entre cámaras también se muestran en la Figura 6.4, de manera adimensional. De acuerdo a la Ecuación (5.6), los sólidos se trasladan hacia la salida del granulador debido a la diferencia de presión entre cámaras. Considerando que la densidad de las partículas es constante, la fuerza impulsora está directamente relacionada con el producto entre la altura y la fracción de volumen ocupada por sólidos respecto al total en cada cámara. De acuerdo a lo esperado, el producto entre ambas variables disminuye a medida que los sólidos se

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

trasladan de cámara en cámara. En esta Tesis se ilustra de manera muy sintética el comportamiento del granulador de urea de lecho fluidizado. Este equipo (operando en forma independiente, sin considerar las unidades periféricas del circuito) ha sido estudiado exhaustivamente por Bertín (2011).

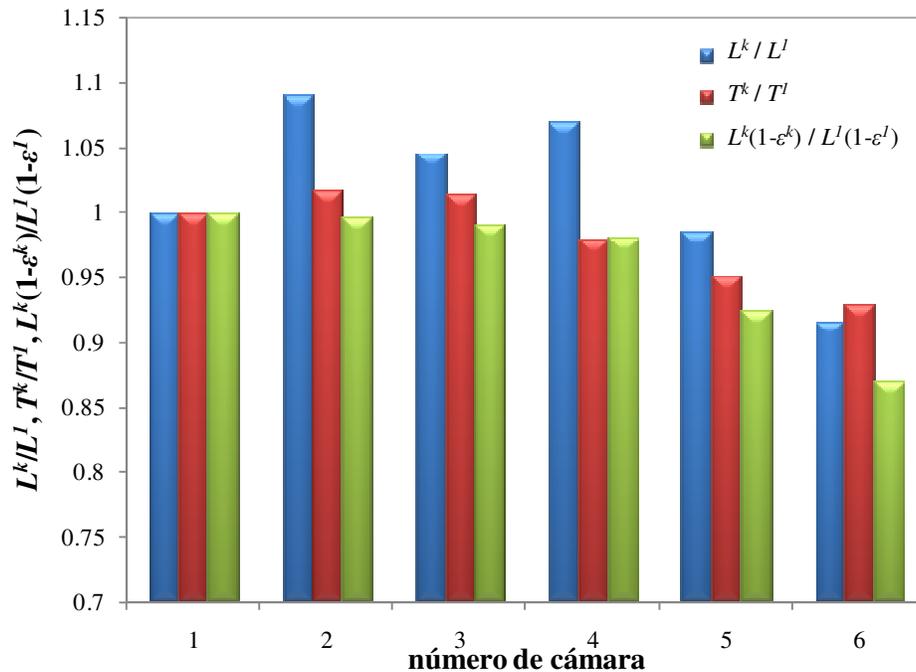


Figura 6.4. Alturas, temperaturas y fuerza impulsora para el pasaje de sólidos entre cámaras del granulador, expresadas de manera adimensional respecto a las mismas variables de la cámara 1.

Dentro del circuito, la calidad del producto que abandona la zaranda, para su almacenamiento y posterior comercialización, debe cumplir con requisitos específicos. Como se mencionó, uno de los parámetros utilizados para caracterizar el producto es el SGN, propiedad relacionada con la mediana en masa de la población. Sin embargo, el SGN por sí sólo no define la calidad del producto granular; en efecto varias poblaciones pueden tener un SGN idéntico y PSDs completamente diferentes. Por esta razón, la fracción másica de producto en un rango de tamaño de partículas es una variable que indica claramente el porcentaje del sistema particulado que posee los tamaños deseados. Para el caso particular de la urea granulada, se requiere que la mayor parte del producto se encuentre entre 2 y 4 mm; específicamente, como mínimo un 90 % de la distribución entre 2 y 4 mm y como máximo un 7 % mayor a 4 mm (Karnaphuli Fertilizer Co., 2011; Saudi Basic Industries Corporation, 2012). La Figura 6.5 muestra, que para el estado estacionario correspondiente al caso base, el 91 % de la corriente de producto se encuentra en ese rango ($W_{2-4\text{ mm}}$), el 2 % es mayor a 4 mm ($W_{>4\text{ mm}}$) y el 7 % es menor a 2 mm ($W_{<2\text{ mm}}$). Por lo tanto, la fracción en especificación se encuentra dentro del rango estipulado.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

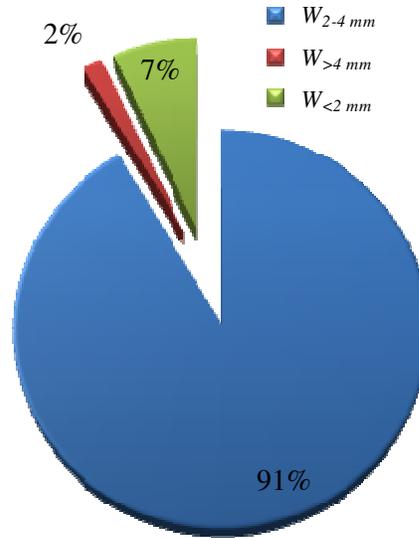


Figura 6.5. Fracciones másicas de diferentes cortes granulométricos en el producto.

6.3.2. Comparación de las granulometrías experimentales con las estimadas por el simulador del circuito de granulación

De los equipos que constituyen el circuito de granulación, sólo los modelos matemáticos del molino y la zaranda fueron ajustados para predecir correctamente las PSDs de las corrientes sólidas involucradas. El modelo de estado estacionario del granulador, que no posee parámetros de ajuste, resultó satisfactorio para estimar el diámetro medio que conserva número y volumen totales de la población a la salida del equipo. No obstante, es interesante evaluar la capacidad del simulador completo para reproducir la totalidad de las PSDs de las distintas corrientes que conforman el circuito. De esta forma, en esta sección se comparan las distribuciones de tamaño de partículas obtenidas mediante el simulador con los datos experimentales correspondientes a una planta de alta capacidad.

A modo de ejemplo, en la Figura 6.6 se presentan las PSDs calculadas y experimentales para las corrientes más relevantes del circuito (i.e., producto, semillas que ingresan al granulador, producto del granulador, finos y gruesos clasificados por la zaranda y salida del molino de rodillos) correspondientes al Ensayo 1 y hora 36, para la cual se espera que el sistema haya alcanzado un estado estable. Aunque el modelo del granulador no posee parámetros de ajuste y aquellos del molino y la zaranda han sido ajustados considerando a los equipos como unidades independientes, el simulador del circuito resulta muy satisfactorio para representar las PSDs de las corrientes de sólidos involucradas en todo el proceso de granulación.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

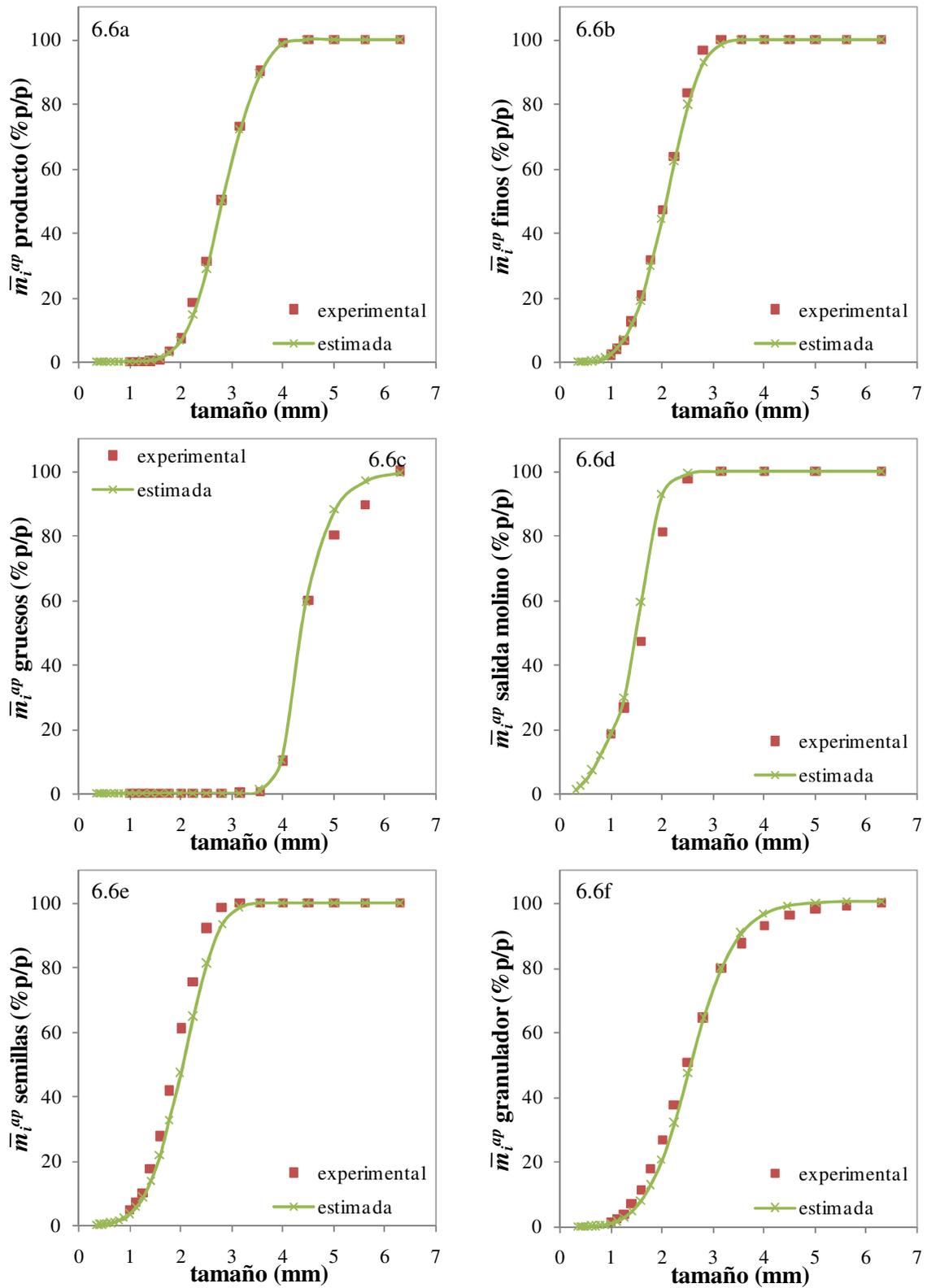


Figura 6.6. Comparación de distribuciones en masa acumuladas pasantes normalizadas experimentales y estimadas mediante el simulador del circuito completo.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Tal como se observa en las Figuras 6.6a y b, las distribuciones de tamaño de partículas calculadas para la corriente de producto (gránulos aptos para su venta) y la de finos son prácticamente coincidentes con las experimentales. Por su parte los gruesos son sobrestimados, especialmente para los tamaños de 5 y 5.6 mm (Figura 6.6c). No obstante, como se puede observar en la Figura 6.6d, para la corriente de gruesos molidos (corriente que afecta de manera directa al reciclaje) las PSDs calculadas se corresponden con las experimentales. Las semillas al granulador están constituidas por la corriente de finos y la de salida del molino. Como se muestra en la Figura 6.6e, la PSD calculada para la corriente de reciclaje refleja una distribución algo más gruesa que la experimental. Por último, la distribución de tamaño de partículas calculada para los sólidos que abandonan el granulador (Figura 6.6f) indica que se subestiman las fracciones másicas correspondientes a los finos y se sobrestiman los gruesos mayores a 3.5 mm (zonas de la distribución donde la población posee bajas fracciones másicas). Sin embargo, existe una buena estimación de la mediana en masa y de la granulometría donde existe una mayor fracción en masa de partículas (pendiente de la curva de distribución acumulada pasante normalizada).

Aunque las predicciones del simulador pueden mejorarse, si se incorporan fenómenos no modelados en la unidad de granulación y se realiza un ajuste global de los parámetros de los modelos, la correspondencia con los datos experimentales es lo suficientemente buena como para considerar al modelo completo validado. En efecto, para la totalidad de los datos experimentales disponibles, el error en la estimación del SGN del producto estuvo entre -7 y +5 %. Por lo tanto, se reconoce que el modelo matemático que constituye el granulador resulta adecuado para representar el circuito de granulación de urea y realizar estudios de simulación que permitan comprender la operación del mismo.

6.3.3. Análisis de sensibilidad paramétrica

Una de las aplicaciones más importantes de la simulación del circuito de granulación en estado estacionario es la posibilidad de realizar un análisis de sensibilidad paramétrica con el objeto de identificar variables críticas, detectar variables convenientes a ser manipuladas, establecer estrategias de control efectivas, etc.

Si se observa el diagrama de flujo del circuito de granulación de urea (ver Figura 1.6), resulta claro que el número de variables que se pueden modificar es muy reducido. Para el análisis de sensibilidad en particular, se seleccionaron como variables a perturbar el caudal másico de

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

solución de urea que se inyecta al granulador (, cuyo 96 % representa la producción de urea de la planta y puede ser variado automáticamente en línea), las aperturas de las mallas superior e inferior de la zaranda (h_S y h_I , variables que pueden modificarse en paradas de planta cambiando los paños de las zarandas) y el espaciado entre el par de rodillos superior e inferior del molino (GAP_S y GAP_I , variables que pueden ajustarse manualmente durante la operación de la planta). Todas estas variables fueron perturbadas ± 2.5 , ± 5 y ± 10 % respecto a los valores de estado estacionario del caso base seleccionado y arriba descrito. El desempeño del circuito se siguió monitoreando todas las variables operativas, en especial la capacidad de planta (caudal de producto), la calidad granulométrica del producto y el reciclo, la relación de reciclo, las alturas y temperaturas de las cámaras del granulador. La calidad granulométrica de las corrientes de sólidos se estudia mediante el seguimiento del SGN. Para el producto de venta, también se monitorea la PSD prestando particular atención a los valores de las fracciones másicas acumuladas en el rango de tamaños 2-4 mm, variable que de manera indirecta señala cuán dispersa es la población.

Las Figuras 6.7 a 6.10 presentan los valores finales de estado estacionario (expresados como cambios porcentuales respecto a los correspondientes valores de estado estacionario inicial) de las variables más relevantes del circuito en función del porcentaje con que se perturbaron las variables seleccionadas para el análisis de sensibilidad. Se observa que las aperturas de las mallas superior e inferior de la zaranda son las variables que más influyen sobre la operación del circuito (i.e., para igual porcentaje de perturbación, producen los mayores cambios porcentuales en las variables de proceso monitoreadas).

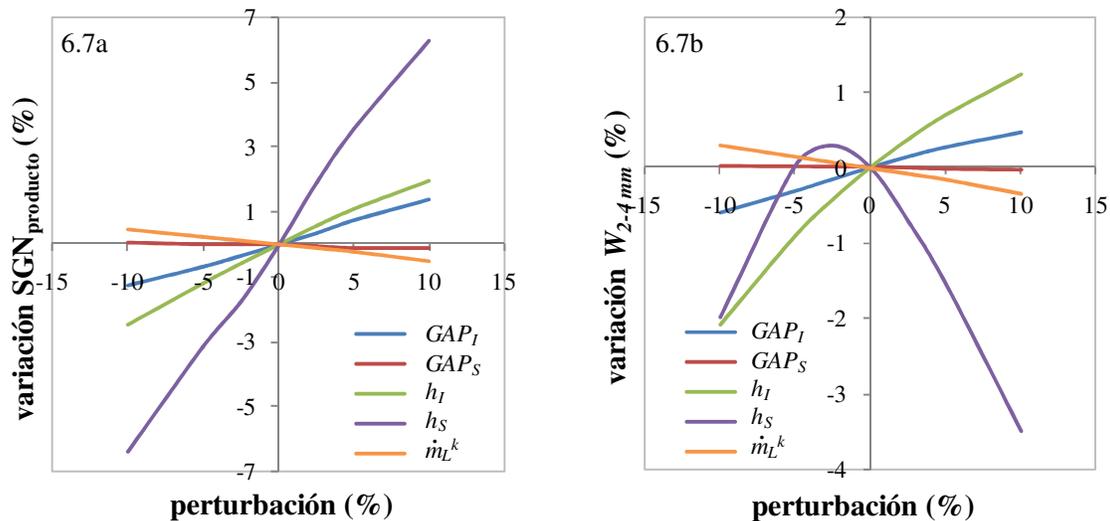


Figura 6.7. Variables correspondientes a la corriente de producto de venta.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Las Figuras 6.7a y 6.8b muestran que tanto el SGN del producto como el del reciclo aumentan a medida que se incrementa la apertura de la malla superior. Orificios de pasaje mayores permiten que partículas más grandes pasen a formar parte del producto, lo cual ocasiona que la mediana en masa de la población aumente. Un incremento en la apertura de la malla superior de la zaranda, también genera una reducción en el caudal de gruesos y un aumento en su SGN (ver Figura 6.9a). Esta corriente es la que luego de la molienda aporta el material más fino al reciclo constituyendo, junto con los finos clasificados en la zaranda (cuyo SGN también aumenta, dato no mostrado), el reciclo al granulador. Como consecuencia de ambos efectos, el SGN de la corriente de semillas aumenta. Acompañando este efecto, la fracción de producto en especificación disminuye (Figura 6.7b) con la particularidad de ser el único caso en que la variable presenta un máximo (i.e., cuando el valor de perturbación en h_S es de -2.5 %). Este máximo se debe a que cuando la apertura de la malla superior disminuye, $W_{>4\text{ mm}}$ también disminuye monótonamente hasta hacerse cero para perturbaciones menores a -2.5 %. En simultáneo $W_{<2\text{ mm}}$ aumenta monótonamente. Por ende, para perturbaciones menores a -2.5 % la fracción en especificación disminuye. Para perturbaciones mayores a -2.5 %, $W_{<2\text{ mm}}$ cambia en menor proporción que $W_{>4\text{ mm}}$, por lo cual la fracción en especificación también disminuye.

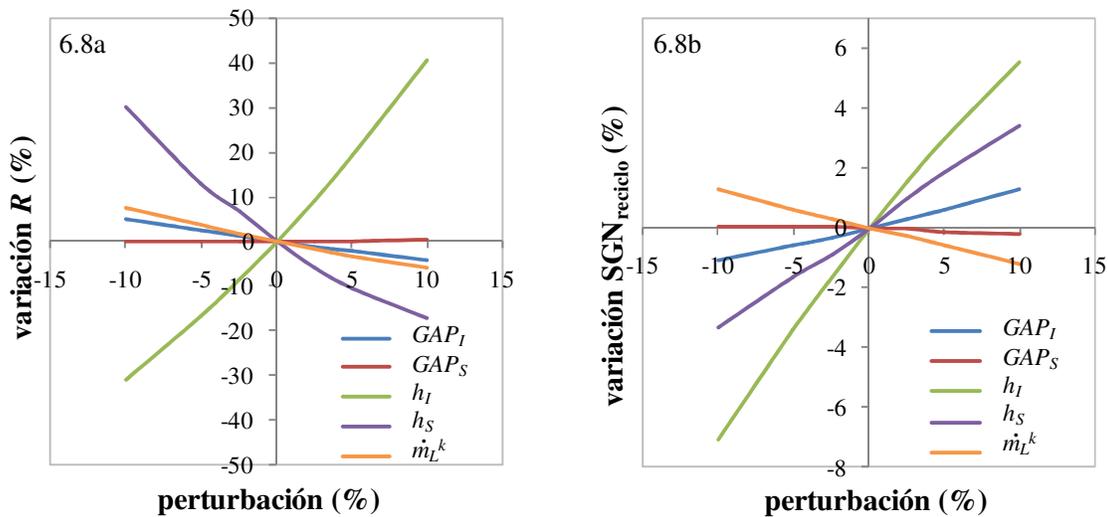


Figura 6.8. Variables correspondientes a la corriente de reciclo.

Las Figuras 6.9a y 6.9b muestran que tanto el caudal de gruesos como el de finos disminuyen al aumentar h_S , por lo cual la relación de reciclo también decrece (Figura 6.8a). El efecto global observado en el circuito, cuando se aumenta la apertura de la malla superior, es una disminución sustancial en la cantidad de finos que circulan por el mismo. Como al aumentar h_S se reduce el reciclo, es posible operar los equipos menos exigidos y, por lo tanto, con mayor eficiencia. En

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

contrapartida, el aumento en h_s incrementa la diferencia entre las aperturas de las mallas de ambos paños permitiendo que un rango de tamaño de partículas más amplio forme parte de la corriente de producto. Sin embargo, no necesariamente se produce material con mejor granulometría. En efecto, el porcentaje de material en especificación, tal como se muestra en la Figura 6.8b, decrece cuando h_s aumenta con respecto a su valor inicial.

En la Figura 6.10 se presentan, a modo de ejemplo, la altura y la temperatura de la segunda cámara del granulador. Como es de esperar, al disminuir el caudal de la corriente de reciclo al granulador, aumenta la temperatura de las cámaras (Figura 6.10a) debido a que ingresa un menor caudal de partículas relativamente más frías. Por su parte, las alturas de lecho fluidizado disminuyen como consecuencia del menor caudal másico de partículas que ingresa al granulador, tal como se observa para la segunda cámara de crecimiento en la Figura 6.10b.

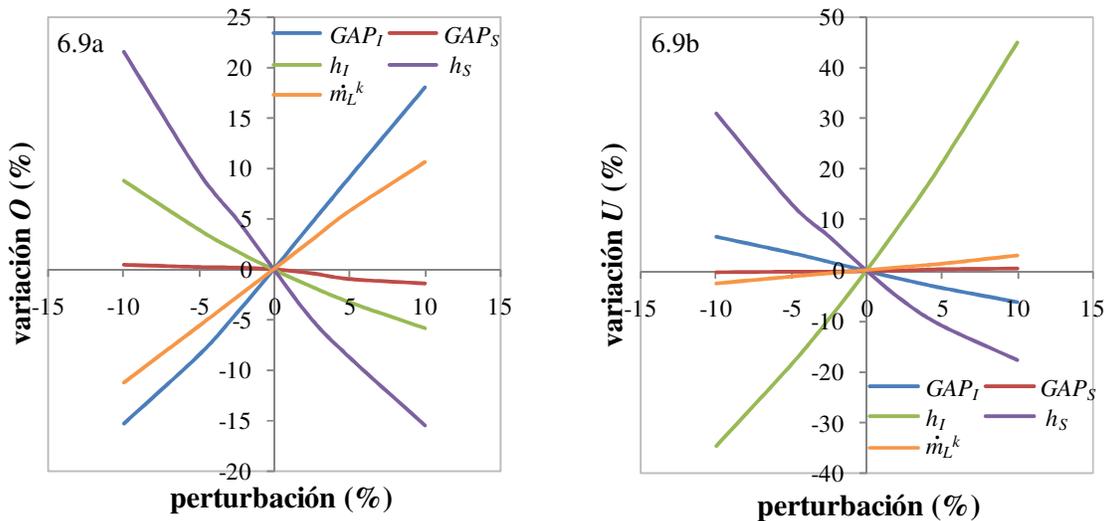


Figura 6.9. Caudal másico de gruesos (O) y finos (U) que abandonan la zaranda.

Como se adelantó, la apertura de la malla inferior también influye significativamente sobre el desempeño del circuito. Aumentar h_I también produce incrementos en el SGN de las corrientes de producto y reciclo (Figuras 6.7a y 6.8b). El aumento en la mediana en masa del producto de venta se debe a que más finos abandonan esta corriente. Además, el reciclo se enriquece en partículas más gruesas provenientes de la nueva corriente de finos que traspasan una malla inferior de mayor apertura. El caudal de finos aumenta, mientras que el de gruesos disminuye (Figuras 6.9a y b). Como el caudal de finos es mucho mayor que el de gruesos, el reciclo total al granulador aumenta (Figura 6.8a). Al entrar más partículas al granulador, se producen incrementos en la altura de las cámaras (Figura 6.10b) y disminuciones en sus niveles térmicos (Figura 6.10a).

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Si bien las aperturas de las mallas no son variables que puedan manipularse durante la operación de la planta, el estudio de su influencia sobre el desempeño del circuito resulta útil para la selección de aperturas óptimas y para evaluar el efecto de su ensuciamiento por alta presencia de finos (problema operativo común en plantas industriales de gran escala).

En cuanto al efecto del caudal de solución de urea, las Figuras 6.7a y 6.8b muestran que el SGN del producto y reciclo disminuyen levemente cuando se aumenta la inyección. Por otro lado, si bien tanto el caudal de finos como el de gruesos aumentan (Figuras 6.9a y b), la relación de reciclo disminuye porque el caudal de producto aumenta en mayor proporción (Figura 6.8a). La fracción de finos en el producto se incrementa levemente, mientras que la de gruesos permanece prácticamente constante disminuyendo la fracción en especificación (Figura 6.7b). El caudal de solución de urea afecta casi proporcionalmente a los caudales de gruesos y producto, mientras que no produce modificaciones sustanciales en el caudal de finos ni en la granulometría de todas las corrientes del circuito. Sin embargo, sí tiene efectos notorios sobre la altura y temperatura de las cámaras del granulador. Ambas variables aumentan a mayor caudal de urea, indicando que el incremento que se produce en la masa de las cámaras (la cual se encuentra a una temperatura menor que la solución de urea) no es suficiente para compensar el efecto energético de aumentar el caudal de solución.

Por otro lado, los resultados indican que las variables del circuito son poco sensibles a cambios en el espaciado entre rodillos del par superior del molino. Si bien la PSD de salida de este primer par se ve afectada (datos no mostrados), el espaciado entre rodillos del par inferior es el que termina de establecer la granulometría final de salida del molino.

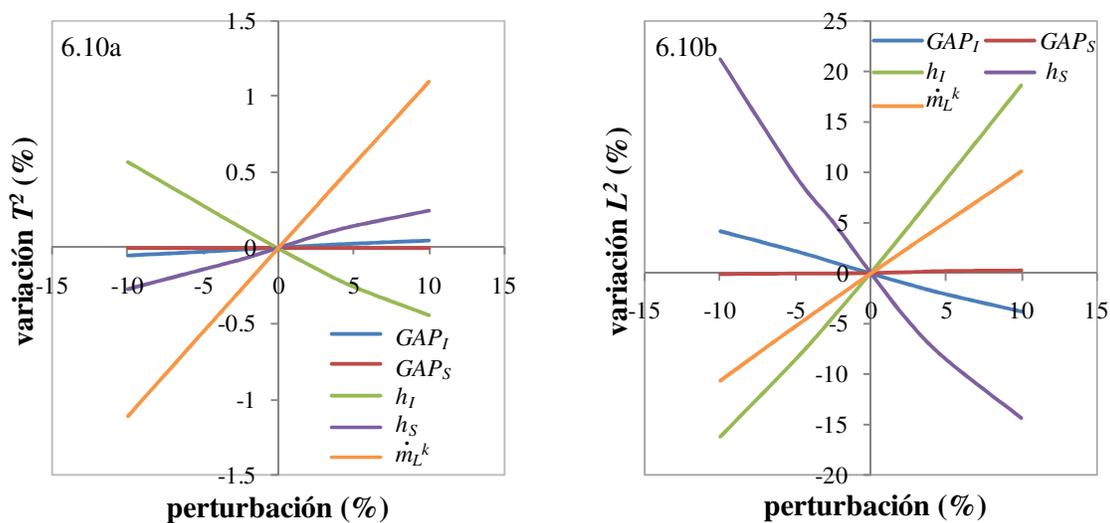


Figura 6.10. Temperatura y altura de la segunda cámara del granulador.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

Por el contrario, el espaciado entre rodillos del par inferior sí tiene efectos significativos sobre el circuito. A medida que este espaciado aumenta, tanto el SGN del producto como el del reciclo aumentan porque las partículas experimentan una menor rotura (Figuras 6.7a y 6.10b). El aumento en las partículas de mayor tamaño que circulan por el circuito resulta en una disminución en los finos clasificados por la zaranda y en un aumento en el caudal de gruesos (Figuras 6.9a y b); generando globalmente una disminución en el reciclo al granulador (Figura 6.8a). En cuanto a la calidad del producto, la fracción en especificación aumenta levemente (Figura 6.7b). Como consecuencia de la disminución en el caudal de semillas, se reduce la altura de los lechos fluidizados y aumenta la temperatura de las cámaras (Figuras 6.10b y a).

En resumen, el estudio de sensibilidad refleja que las variables del circuito afectan su operación en el siguiente orden de importancia: $h_S \approx h_I > GAP_I > \dot{m}_L^k > GAP_S$. Esto indica que el ensuciamiento u obstrucción de las mallas de la zaranda en el tiempo puede afectar significativamente la calidad del producto final. Es también importante señalar, que las perturbaciones ensayadas tienen mayor influencia sobre el caudal másico de las corrientes y las alturas del granulador que sobre la granulometría de las corrientes.

6.3.4. Simulaciones dinámicas

Contar con un simulador dinámico del circuito completo permite también realizar estudios del sistema en estado no estacionario. A modo de ejemplo, a continuación se presenta la respuesta dinámica del circuito ante una perturbación de -10 % en la apertura de la malla superior de la zaranda. Esta variable fue detectada en el análisis de sensibilidad anterior como una de las que más afecta el desempeño del sistema.

Las Figuras 6.11 a 6.17 muestran la evolución de las principales variables del circuito (expresadas como variables de desviación porcentual respecto al estado estacionario inicial) para un escalón en h_S de -10 %. Tal como ha sido reportado por, entre otros, Adetayo et al. (1993) y Heinrich et al. (2003), el circuito de granulación presenta una dinámica oscilante. La presencia de la corriente de reciclo, retroalimentando al granulador masa, energía y granulometría, genera oscilaciones que, dependiendo del tipo de variable y magnitud de la perturbación, tendrán distinta frecuencia y amplitud llevando a una estabilización más o menos rápida del circuito. Si bien el análisis de la perturbación en h_S discutido en la sección anterior corresponde a un escalón positivo en la variable, es igualmente aplicable a este caso sólo que las variables del circuito

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

llegan a un estado estacionario final con características opuestas a las anteriormente presentadas (a excepción de la fracción de producto en especificación que disminuye en ambos sentidos de la perturbación). La evolución hacia el estado estacionario final descrito en la sección anterior puede presentar respuestas inversas que no pueden predecirse mediante un análisis de estado estacionario, por esta razón el análisis dinámico del circuito reviste especial interés.

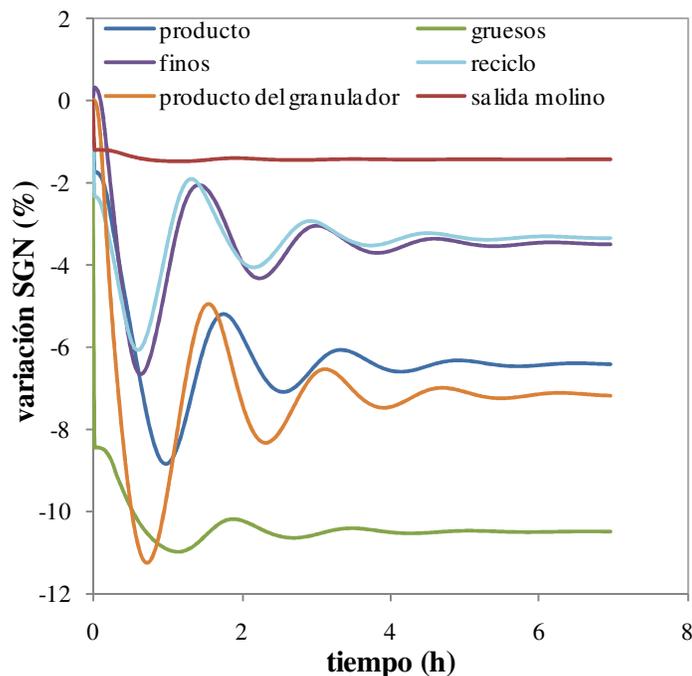


Figura 6.11. SGN (expresado como variable de desviación porcentual respecto al estado estacionario inicial) de distintas corrientes del circuito, para una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo de operación.

Cuando la apertura de la malla superior decrece, inmediatamente más partículas y más pequeñas son retenidas en la corriente de gruesos. Este efecto, como puede observarse en las Figuras 6.11 y 6.12, causa inicialmente una caída de 8.8 % en el SGN y un aumento cercano al 130 % en el caudal másico de gruesos. Debido a que la corriente de gruesos que ingresa al molino posee material más pequeño que en el estado estacionario inicial, instantáneamente se convierte en un material molido algo más fino, el cual exhibe una variación inicial en SGN de alrededor de -1 % (ver Figura 6.11). La corriente de producto también responde inmediatamente al cambio en la malla superior, disminuyendo su caudal másico (-8 %) y SGN (-1.8 %). El comportamiento inicial de esta corriente está asociado a la retención de partículas relativamente más gruesas sobre la primera malla que, por lo tanto, no se incorporan a la corriente de producto. Los finos por su parte, en un primer instante aumentan levemente el SGN (+0.32 %) y caudal (+1.7 %). Esto se debe a que el caudal másico que atraviesa la primera malla es menor, lo cual

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

ocasiona una ligera mejora en la eficiencia del paño inferior de la zaranda. El reciclo aumenta inicialmente su caudal (+12 %) y disminuye su SGN (-2.3 %). El caudal del reciclo aumenta porque tanto el caudal de gruesos molidos en el molino como el caudal de finos provenientes de la zaranda, aumentan. El comportamiento del caudal másico del reciclo es muy similar al de los finos, básicamente porque (aún cuando el caudal de gruesos crece inicialmente de manera considerable) el caudal de finos es mucho más grande que el de gruesos. Respecto al comportamiento inicial del SGN del reciclo, por las razones antes expuestas, el cambio observado se corresponde con el cambio en SGN experimentado en los finos pero corregido ligeramente por la disminución inicial que sufren los gruesos molidos. La corriente de salida del granulador no sufre cambios instantáneos, evoluciona de manera más gradual que las otras corrientes. Esto se debe a que la perturbación debe propagarse primero a través de este equipo.

Para comprender la evolución de las variables en el granulador, es necesario evaluar el proceso de cambio de tamaño que las partículas experimentan dentro de la unidad. Asumiendo que en las cámaras del granulador sólo se produce crecimiento por recubrimiento, el crecimiento neto de los gránulos queda gobernado por el producto entre la velocidad de crecimiento (G^k , Ecuación 5.41) y el tiempo de residencia de las partículas en las cámaras (τ^k):

$$G^k \tau^k = \frac{2\dot{m}_L^k(1-x_L^k)}{\rho_P A_{PT}^k} \frac{m_S^k}{\dot{m}_{S_{out}}^k} \quad (6.2)$$

Según la Ecuación (6.2), el crecimiento depende inversamente del área superficial total de partículas, la cual aumenta inicialmente como se muestra en la Figura 6.13. Por lo tanto, en una primera respuesta al aumento en el área superficial de las partículas (ocasionado por el ingreso de un mayor caudal de reciclo con menor tamaño de semillas y, consecuentemente, mayor cantidad de partículas), la velocidad de crecimiento disminuye. El tiempo de residencia depende de la masa de partículas (asociada a la altura que se muestra en la Figura 6.14) y del caudal másico de sólidos de salida de cada cámara. Tanto el caudal de salida del granulador como la masa en las cámaras aumentan al aumentar el caudal másico de reciclo (teniendo en cuenta que el caudal de solución de urea se mantiene constante). Sin embargo, el tiempo de residencia en las cámaras (variable no mostrada) también aumenta indicando que el incremento en la masa es el que tiene mayor peso. Según la Figura 6.13 el crecimiento neto disminuye, por lo cual la velocidad de crecimiento es la variable que gobierna el producto dado por la Ecuación (6.2). Por

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

este motivo disminuye el tamaño de las partículas que conforman la corriente de salida del granulador, la cual posee un mayor caudal (ver Figuras 6.11 y 6.12, respectivamente).

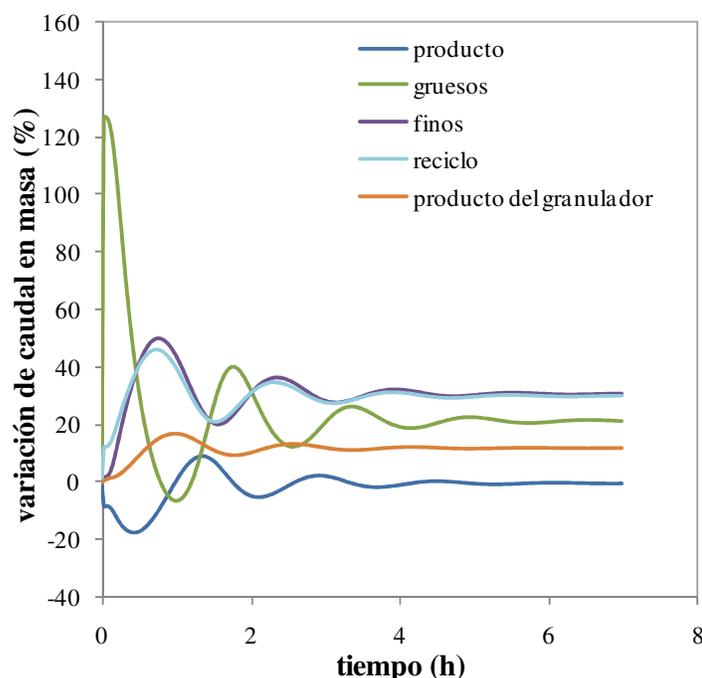


Figura 6.12. Caudal másico (expresado como variable de desviación porcentual respecto al estado estacionario inicial) de distintas corrientes del circuito, para una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo de operación.

Una vez que la corriente de salida del granulador llega nuevamente a las zarandas, al estar constituida por partículas más finas provoca un descenso tanto en el caudal como en el SGN de la corriente de gruesos. Las partículas son lo suficientemente finas como para disminuir también el SGN de las corrientes de producto y finos. Sin embargo, el caudal de la corriente de producto continúa disminuyendo mientras que el de la de finos aumenta.

Si bien el crecimiento neto en el granulador disminuye en los primeros minutos, esto no significa que las partículas no crezcan sino que lo hacen lentamente. Por esta razón, para un dado tiempo las partículas más pequeñas ya no lo son tanto y, si bien continúan siendo clasificadas como finos por la zaranda, comienzan a elevar el SGN de esta corriente. En consecuencia, el reciclado que llega al granulador también incrementa su SGN (siguiendo el comportamiento de la corriente de finos, que como ya se mencionó, es 10 veces mayor en caudal que la de gruesos) ocasionando la respuesta inversa en todas las variables. El área superficial de partículas en las cámaras disminuye y el crecimiento neto aumenta. Por lo tanto, la salida del granulador lleva partículas más grandes. La alimentación a la zaranda todavía contiene partículas relativamente pequeñas como para ser clasificadas como gruesos (siendo esta corriente la última en

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

incrementar su SGN), pero lo suficientemente grandes como para empezar a ser retenidas sobre la segunda malla ocasionando que el SGN del producto eventualmente aumente al igual que su caudal. En respuesta a este crecimiento temporario de las partículas, el caudal de finos disminuye. Los ciclos se repiten hasta que todas las variaciones se compensan y se alcanza el nuevo estado estacionario.

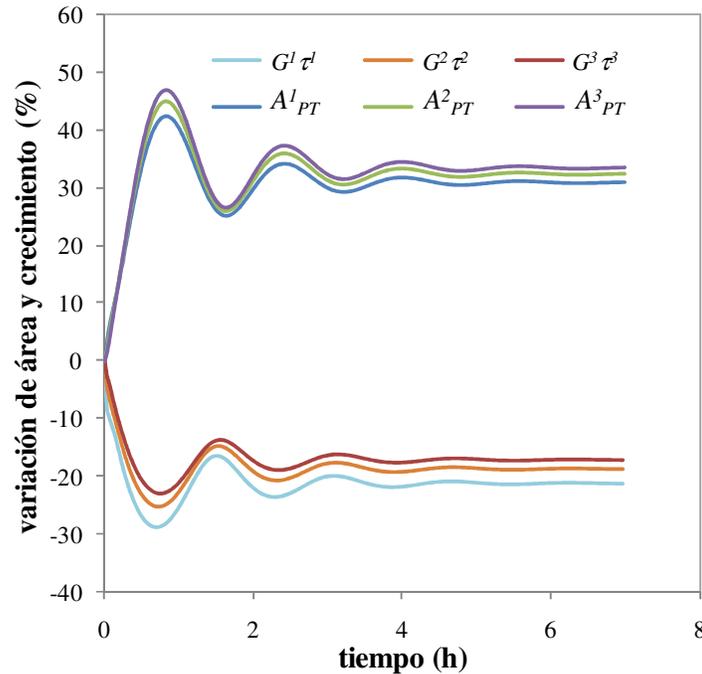


Figura 6.13. Área superficial de partículas y crecimiento neto (expresados como variables de desviación porcentual y por cámara) en el granulador, para una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo de operación.

Por otra parte, en el primer instante de tiempo el aumento en el caudal de reciclo al granulador ocasiona un aumento en la masa de las cámaras (asociado con el aumento de alturas mostrado en la Figura 6.14). Además, la contribución de esta corriente fría hace que las temperaturas (principalmente las de las tres primeras cámaras) disminuyan (Figura 6.15). En el horizonte de tiempo restante, la temperatura de la primera cámara responde entonces inversamente al caudal de semillas que ingresa al granulador (a mayor caudal de corriente fría, menor temperatura en las cámaras de crecimiento). En el resto de las cámaras comienza a pesar el efecto del cambio en la masa. Un aumento en la masa de las cámaras está asociado a un incremento en la caída de presión total y, consecuentemente, a una disminución en el caudal de aire de fluidización (ver Ecuación 5.25). Es por ello que en las demás cámaras, al aumentar la masa disminuye la capacidad de enfriamiento del aire de fluidización y aumentan las temperaturas.

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

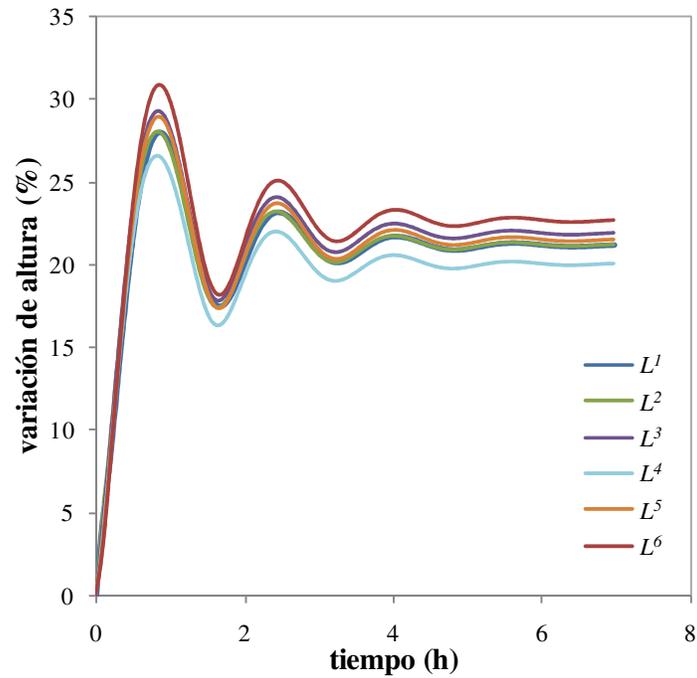


Figura 6.14. Alturas de las cámaras del granulador (expresadas como variables de desviación porcentual y por cámara), para una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo de operación.

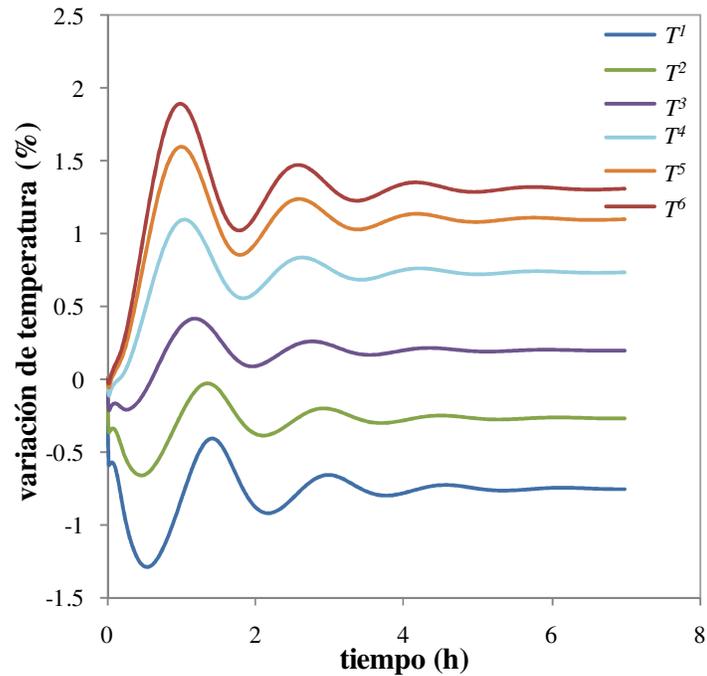


Figura 6.15. Temperatura de las cámaras del granulador (expresadas como variables de desviación porcentual y por cámara), para una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo de operación.

En cuanto a la calidad del producto final, la disminución en la apertura de la malla superior claramente desplaza el tamaño de las partículas hacia valores más pequeños en todas las

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

corrientes. Esto causa, según muestra la Figura 6.16, que la fracción $W_{>4\text{ mm}}$ rápidamente se anule (cambio de -100 %), un aumento en $W_{<2\text{ mm}}$ y una reducción relativamente pequeña en $W_{2-4\text{ mm}}$.

En la Figura 6.17 se presenta la evolución dinámica de la PSD en la última cámara de crecimiento del granulador, expresada como función densidad en número. Se observa que el número de partículas en la cámara aumenta con la perturbación aplicada, en correspondencia con el aumento de finos en todo el sistema.

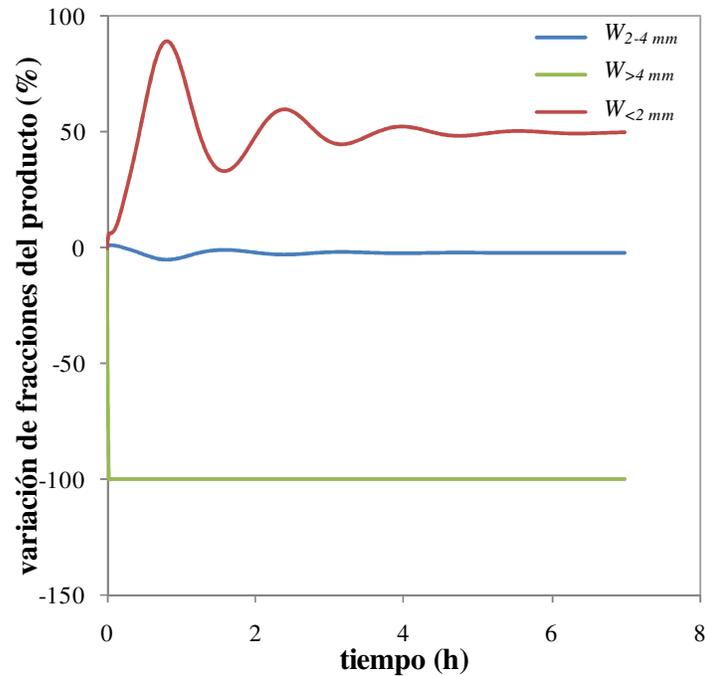


Figura 6.16. Fracciones de tamaño en el producto (expresadas como variables de desviación porcentual), para una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo de operación.

El análisis de la respuesta dinámica del circuito ante una perturbación resulta complejo y difícil de predecir debido a la gran cantidad de variables involucradas y relacionadas entre sí. En consecuencia, resulta claro que la simulación es la única vía para describir y entender este comportamiento.

Es interesante notar que para la perturbación ensayada, el sistema consigue alcanzar un estado estacionario final estable sin ninguna acción de control, lo cual demuestra que el circuito presenta cierta capacidad de autoregulación. Sin embargo, se debe prestar especial cuidado a las oscilaciones en la calidad de producto, que pueden conducir a gránulos fuera de los estándares comerciales y ocasionar variaciones no admisibles en las alturas y temperaturas de las cámaras del granulador. En efecto, estas últimas variables están directamente relacionadas con el tipo de crecimiento que ocurre en las cámaras del granulador. Por ejemplo, una disminución en la masa

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

de las cámaras a caudal de solución de urea constante o un aumento en la temperatura pueden favorecer la aglomeración de partículas.

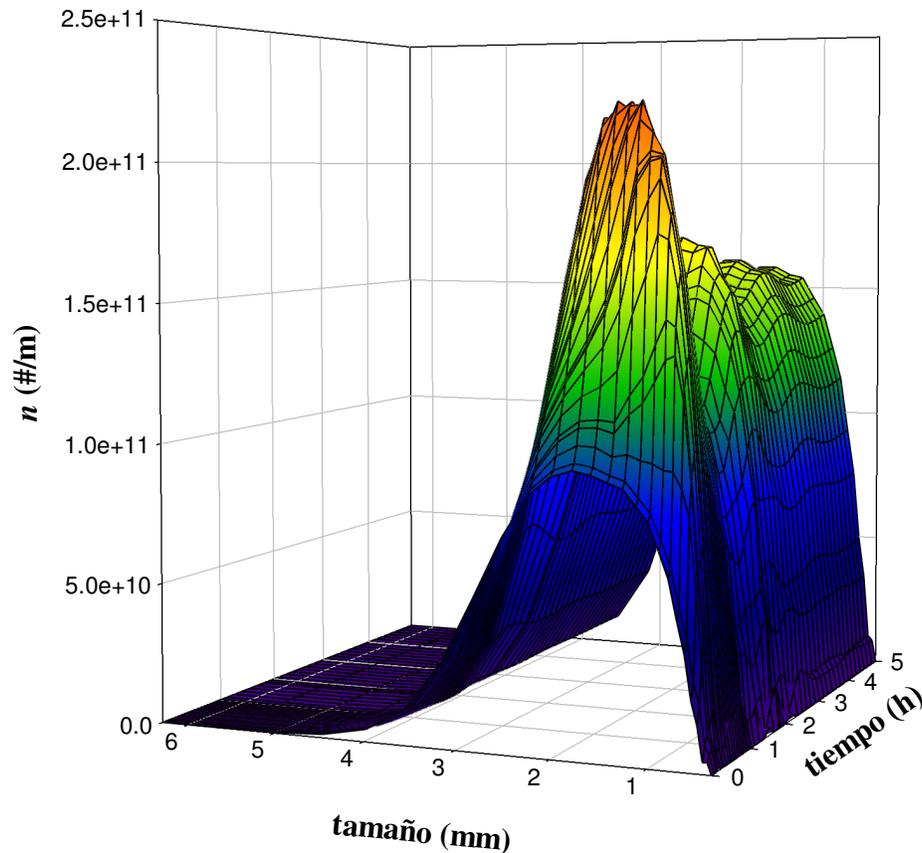


Figura 6.17. Distribución de tamaño de partículas expresada en función densidad en número, para la última cámara de crecimiento y bajo una perturbación -10 % en h_s , en función del tiempo.

6.3.5. Estudios de estabilidad

Diversos autores han verificado que la estabilidad de los circuitos de granulación está directamente relacionada con la calidad y el caudal de la corriente de gruesos que abandona el molino de rodillos (Heinrich et al., 2002; Heinrich et al., 2003; Radichkov et al., 2006). El molino es el principal generador de núcleos del granulador. Se ha demostrado que un excesivo descenso tanto en el caudal de gruesos como en el tamaño del material procesado en el molino, puede ocasionar un desbalance de núcleos que puede conducir a inestabilidades permanentes en la operación del circuito (Dosta et al., 2010; Heinrich et al., 2002; Heinrich et al., 2003; Radichkov et al., 2006). Del análisis de sensibilidad realizado en la sección 6.3.3, se observa que las perturbaciones que más disminuyen el caudal de gruesos son el aumento en el tamaño de

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

apertura de la malla superior y el descenso en el espaciado entre rodillos del par inferior. En esta sección se evaluará la estabilidad mediante el estudio del efecto de perturbaciones negativas en GAP_I , que además de reducir el caudal de gruesos disminuye el tamaño de las partículas que ingresan al granulador.

Las Figuras 6.18 y 6.19 presentan la variación en el tiempo del caudal de gruesos y el SGN del producto para perturbaciones en GAP_I desde +60 a -60 %, respectivamente. Como puede observarse, variaciones negativas en el espaciado del molino disminuyen el caudal de gruesos. A medida que la perturbación se hace más negativa, las oscilaciones del circuito son menos amortiguadas. Claramente y para perturbaciones de 10, 30 y 60 % el sistema se estabiliza en como máximo 7 horas, mientras que para perturbaciones de -60 % el horizonte de tiempo de 10 horas no es suficiente para estabilizar todas las variables. Más aún, en la Figura 6.19 se muestra que las perturbaciones negativas en el espaciado del molino conllevan a un SGN de producto con amplitud de oscilaciones considerablemente mayores que las perturbaciones positivas.

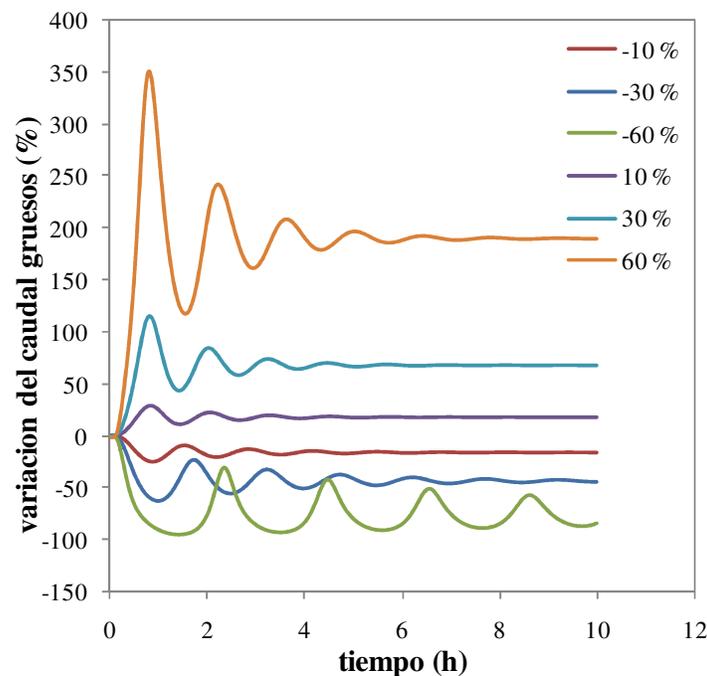


Figura 6.18. Caudal de gruesos (expresado como variable de desviación porcentual respecto al estado estacionario inicial) para distintas perturbaciones en GAP_I .

Puede observarse también, que el período en el que ocurren las oscilaciones aumenta sustancialmente cuando la perturbación es negativa (Figuras 6.18 y 6.19). Este comportamiento está asociado con el tiempo de residencia de las partículas en el granulador. Cuando se disminuye el espaciado entre rodillos del par inferior, el tiempo de residencia aumenta y,

6. Simulación del circuito de granulación de urea en estado estacionario y no estacionario

consecuentemente, las oscilaciones son menos frecuentes aunque menos amortiguadas y de mayor amplitud (ver Figura 6.20).

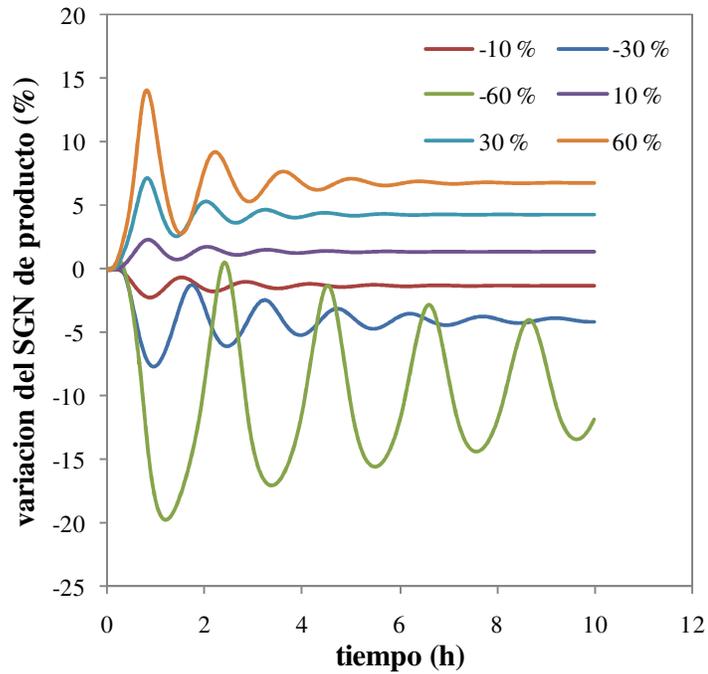


Figura 6.19. SGN del producto (expresado como variable de desviación porcentual respecto al estado estacionario inicial) para distintas perturbaciones en GAP_I .

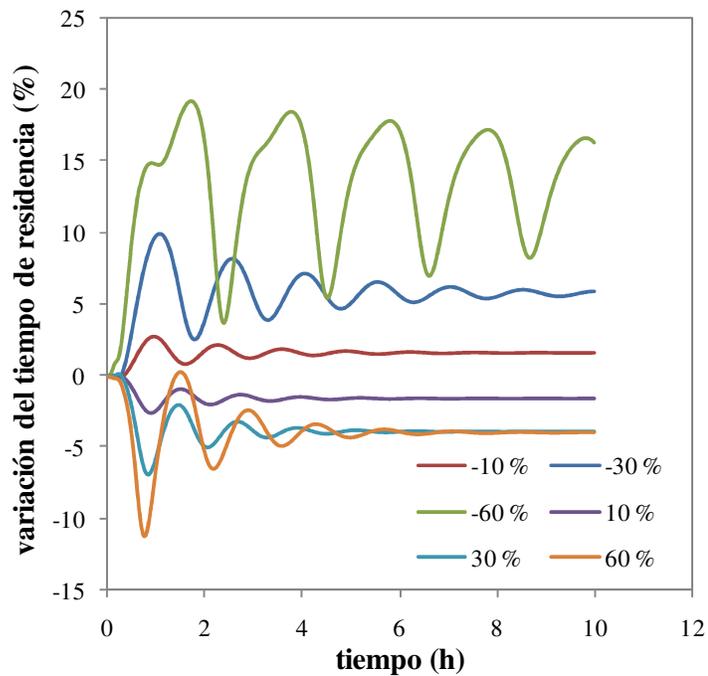


Figura 6.20. Tiempo de residencia de las partículas en el granulador (expresado como variable de desviación porcentual respecto al estado estacionario inicial) para distintas perturbaciones en GAP_I .

6.4. Conclusiones

El simulador completo del circuito de granulación demostró ser adecuado para representar satisfactoriamente los datos experimentales disponibles, por lo cual se considera que se desarrolló una herramienta válida para simular la operación de circuitos de granulación de urea a gran escala. El simulador permite estudiar el sistema operando tanto en estado estacionario como no estacionario.

El estudio de sensibilidad realizado permitió determinar la sensibilidad del sistema ante distintas perturbaciones en variables claves, verificando el siguiente orden de importancia: $h_S \approx h_I > GAP_I > \dot{m}_L^k > GAP_S$. Esta secuencia indica que el ensuciamiento de las mallas de la zaranda en el tiempo puede afectar significativamente la calidad del producto final, especialmente para la malla inferior que procesa una gran cantidad de finos. Además, los resultados señalan que la selección de mallas de los paños de la zaranda es fundamental sobre la operación del circuito.

El espaciado entre rodillos del par inferior también demostró ser una de las variables más influyentes, siendo aquella que controla la granulometría a la salida del molino. Particularmente, el estudio de estabilidad desarrollado indicó que el valor de GAP_I tiene un efecto clave sobre la estabilidad del circuito. Se debe evitar operar con muy bajos caudales máxicos de la corriente de gruesos y con material molido muy fino. Situaciones alejadas de las propuestas, pueden causar la inestabilidad del circuito de granulación.

Por otra parte y mediante el análisis del comportamiento del circuito a lazo abierto, para distintas perturbaciones, se observó la complejidad en la dinámica del sistema. Resulta difícil predecir las oscilaciones del circuito, sin contar con un simulador que facilite esta tarea. Además, se verificó que el circuito tiene cierta capacidad de autocontrol, alcanzando nuevos estados estacionarios para todas las perturbaciones aplicadas.

Una vez comprobadas la flexibilidad y robustez del simulador a través de estos estudios, surge la necesidad de optimizar la operación. Con ese objetivo, en el Capítulo 7 se desarrollarán, en primera instancia, estrategias de optimización de estado estacionario mediante la manipulación de las variables que resultaron más influyentes de acuerdo al análisis de sensibilidad realizado. Posteriormente, se formularán problemas de control óptimo que permitan la evolución controlada de las variables (respetando restricciones operativas y de calidad del producto) hacia otros puntos de operación.

Capítulo 7

OPTIMIZACIONES DE ESTADO ESTACIONARIO Y PROBLEMAS DE CONTROL ÓPTIMO

7.1. Introducción

El análisis de sensibilidad presentado en el Capítulo 6 facilitó la identificación de las variables que más afectan el desempeño del circuito de granulación de urea. Asimismo, el uso del simulador dinámico permitió establecer las respuestas del sistema ante diferentes perturbaciones. En síntesis, el simulador fue utilizado para comprender el complejo comportamiento del circuito de granulación dado por el reciclo que retroalimenta masa, energía y partículas con una PSD variante en el tiempo, el cual no puede ser predicho sin utilizar una herramienta matemática como la desarrollada. El simulador dinámico de una planta es útil para conducir exitosamente varias tareas, entre ellas, entrenar operadores e ingenieros de planta, diseñar nuevas estrategias de control, evaluar cambios del proceso, optimizar la operación, etc.

Si bien existen publicaciones respecto al estudio dinámico, optimización y control de circuitos de granulación, ninguno de ellos puede aplicarse directamente a la producción de urea granulada. Tal cómo se mencionó en el capítulo anterior, Adetayo et al. (1993), Adetayo (1993), Adetayo et al. (1995), Wildeboer (1998), Balliu (2005) y Balliu y Cameron (2007) investigaron la dinámica y estabilidad de circuitos basados en granulación húmeda en tambores rotativos,

mediante un modelo que comprende balances de masa, energía y población. Por su parte, Heinrich et al. (2002), Heinrich et al. (2003), Drechsler et al. (2005) y Radichkov et al. (2006) abordaron el estudio de circuitos con granulación húmeda en lechos fluidizados de una sola cámara, asumiendo masa constante en el granulador o bien distribuciones de tamaño de partículas hipotéticas para la salida del molino.

Respecto al estudio de diferentes estrategias de control aplicadas a circuitos de granulación, cabe mencionar que los artículos publicados se centran en sistemas de granulación húmeda donde se utilizan como unidades de crecimiento de partículas granuladores de tambor, de disco o de alto corte. Entre los autores que han abordado este tema se encuentran:

- a) Zhang et al. (2000) implementaron, para un circuito de granulación de fosfato diamónico (DAP) basado en un granulador de tambor rotativo con crecimiento por aglomeración, un controlador simple de tipo proporcional integral (PI) para controlar la PSD del reciclo (la cual se regula siguiendo la fracción de gruesos en dicha corriente) mediante manipulación del caudal de agua adicionado a la solución de fertilizante que se alimenta al equipo. La selección de este caudal (el cual se ingresa al sistema independientemente de la solución del fertilizante) como variable manipulada se sustenta en que el mismo afecta directamente los mecanismos de crecimiento y el contenido de humedad de los gránulos producidos. Los autores compararon las respuestas del sistema ante distintas perturbaciones (caudal y composición de la corriente del ligante) para el circuito bajo control y a lazo abierto. Además, demostraron que mediante el control propuesto fue posible eliminar el *off-set* (desviación respecto al valor deseado para la variable controlada, i.e. fracción de gruesos en reciclo), aunque la dinámica para restablecer los valores deseados fue lenta. Por esta razón, sugirieron la implementación de estrategias de control más complejas que permitan mejorar sustancialmente la respuesta dinámica del sistema a lazo cerrado.
- b) Pottmann et al. (2000), introdujeron estrategias de control predictivo basado en modelo (MPC, Model Predictive Control) para controlar la densidad y PSD (siguiendo los tamaños d_5 y d_{90} de la población) de los gránulos mediante manipulación del caudal de ligante en un circuito de granulación genérico. Este tipo de control se caracteriza por utilizar un modelo en línea del proceso que permite predecir valores futuros de las variables de proceso y tomar acciones de control preventivas, admitiendo restricciones. Los MPC se basan en optimizar una función objetivo a través de la evaluación del error

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

entre el valor predicho por el modelo y el deseado para la variable de proceso que se pretende controlar. Mediante un modelo lineal de tipo caja negra (empírico) los autores obtuvieron las funciones de transferencia que constituyen el modelo de la planta por ajuste de datos experimentales. Posteriormente, estudiaron diferentes casos modificando el valor deseado de la densidad del producto para evaluar la evolución de las variables manipuladas y la robustez del MPC ante errores del modelo y ruido en las mediciones. Todos los estudios demostraron que la técnica de MPC resulta adecuada para satisfacer los objetivos de control en un circuito de granulación.

- c) Gatzke y Doyle III (2001) extendieron el estudio de Pottmann et al. (2000) mediante la formulación de técnicas de MPC con restricciones suaves y estrategias de control prioritario para evitar valores deseados no factibles. Las restricciones suaves se basan en seguir el *set-point* otorgándole un rango de límites posibles y no un valor fijo, pero haciendo fuertes o estrictas las restricciones de no violación de los límites. En cuanto al control prioritario, se basa en dar prioridades a través de variables binarias a los distintos objetivos de control, de forma tal que si uno es no realizable se multiplica por cero y se focaliza el control en los otros objetivos. Al igual que Pottmann et al. (2000), testearon el MPC con restricciones suaves implementando perturbaciones en el *set-point* de la densidad del producto. La estrategia de control prioritario se evaluó estableciendo la densidad del producto como el principal objetivo de control y en un plano secundario, la distribución de tamaño de partículas (siguiendo los tamaños d_5 y d_{90} de la población).
- d) Sanders et al. (2009) compararon el uso de controladores proporcional-integral-derivativos (PID) con estrategias de MPC para un granulador de alto corte con crecimiento por aglomeración. A diferencia de los autores anteriores, Sanders et al. (2009) utilizaron para el controlador un modelo de planta mucho más complejo (descrito por el PBE no lineal en lugar de un modelo lineal) con validación experimental. Como el modelo no incluyó el circuito completo, las variables manipuladas y de control correspondieron exclusivamente a la unidad de crecimiento: se manipuló la relación líquido/sólido al granulador (se alimenta una dispersión) y la constante de velocidad de aglomeración, controlando el tamaño medio y la desviación estándar de la PSD resultante. Al igual que Pottmann et al. (2000) y Gatzke y Doyle III (2001), el MPC se resolvió como una optimización donde la función objetivo minimiza la diferencia entre los *set-points* deseados y las salidas predichas por el modelo de la planta. La función objetivo incluye también un término de penalización sobre la desviación de las variables manipuladas y la velocidad de cambio de éstas de forma tal que la evolución en el tiempo

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

de las mismas sea controlada. Analizando el efecto de diferentes perturbaciones o cambios en los *set-points* de las variables controladas sobre la dinámica del sistema, los autores demostraron que el control de tipo MPC trabaja mucho más eficientemente que el PID.

- e) Finalmente, Glaser et al. (2009) desarrollaron una estrategia de tipo MPC para controlar una planta de granulación completa incluyendo un tambor rotativo. Los autores utilizaron modelos validados con datos experimentales de una planta escala piloto para formular de una manera simple y directa estrategias de control de la PSD de producto a través de las herramientas provistas por MATLAB *toolbox*, con el objeto final de facilitar la transferencia a la industria. En primer lugar ajustaron los parámetros de un controlador de tipo MPC para el circuito completo pero considerando desconectada la corriente de reciclo; para este caso la variable manipulada fue el caudal másico de semillas frescas incorporadas al tambor para controlar la mediana (d_{me}) de la PSD de salida. En un segundo estudio, se cerró el circuito incorporando la corriente de reciclo y se manipuló la relación contenido de humedad/caudal de sólido (i.e., se alimenta una dispersión como ligante) para controlar también la d_{me} de la PSD de salida. Fue demostrado que, aún para la peor perturbación (conexión de la corriente de reciclo durante la simulación), el MPC es capaz de regular el sistema volviendo con una velocidad aceptable al *set-point* deseado.

De los estudios relacionados con el control de circuitos de granulación, surge claramente el rol fundamental de los simuladores matemáticos para establecer operaciones más robustas, donde sea posible controlar la calidad del producto mediante la manipulación de variables del proceso dentro de límites que pueden ser fijados por el usuario.

En cuanto a la optimización de estado estacionario y dinámica de los procesos de granulación, Wang et al. (2006) aplicaron distintas estrategias, centrándose en la granulación húmeda por aglomeración en un tambor rotativo tanto para sistemas discontinuos como continuos. En primer lugar detectaron las variables más influyentes de la operación: velocidad de rotación del tambor, altura del lecho dentro del tambor y contenido de humedad de las partículas sólidas de salida. En función de esto, desarrollaron el PBE para el granulador de forma tal que dichas variables estuvieran incluidas en la constante de la velocidad de aglomeración (factor *kernel*), ajustando para ello los parámetros del modelo con información experimental de una planta escala piloto. La optimización de estado estacionario del sistema continuo buscó

minimizar la relación de reciclaje manipulando la velocidad de rotación, altura del lecho y ángulo de inclinación del tambor, y el caudal de ligante y semillas frescas alimentados al equipo; mientras que el problema dinámico se centró en llevar el sistema de un estado estacionario a otro en mínimo tiempo manipulando el caudal de ligante y el de semillas frescas ingresantes al tambor. Para el sistema discontinuo la optimización consistió en manipular la PSD de las partículas iniciales, el contenido de humedad del sólido y la carga y velocidad de rotación del tambor para alcanzar la granulometría deseada del producto en mínimo tiempo. Los autores verificaron mediante la simulación de las optimizaciones planteadas que los modelos y metodologías propuestos son apropiados para optimizar el sistema estudiado.

Posteriormente, Wang y Cameron (2007a) mejoraron la técnica MPC mediante la implementación de lo que se conoce como control predictivo basado en modelo de múltiples niveles (ML-MPC), para ello desarrollaron diferentes alternativas de modelado del PBE para granulación húmeda por aglomeración en un tambor rotativo. La técnica de MPC con múltiples niveles se basa en tener dos niveles de control: uno superior de tipo control óptimo que se encarga de determinar la trayectoria de los *set-points* de las variables a controlar, y otro inferior que recibe los valores deseados del superior y realiza las acciones de control. La utilización de modelos de PBE con distinta complejidad en el modelo de la planta requerido por el MPC, sin duda varía considerablemente el tiempo de cómputo y la cantidad de información experimental necesaria para realizar las acciones de control, condicionando su aplicación en la escala industrial. A través de cinco enfoques distintos para el modelado del PBE, (los cuales van del PBE riguroso a modelos linealizados simples) los autores analizaron los recursos computacionales requeridos y la exactitud con la que se predice la operación de planta real para cada uno de ellos. Wang y Cameron (2007a) concluyeron que la correcta selección del enfoque de modelado del PBE permitirá extender la aplicación de esta técnica de control a la optimización en tiempo real (RTO) de circuitos de granulación con tambor rotativo de escala industrial.

En resumen, existen trabajos muy completos respecto a la optimización y control para circuitos o equipos en operación discontinua o continua que comprenden granulación húmeda, donde la aglomeración es el principal mecanismo de crecimiento. Sin embargo, y debido a que los principios de crecimiento son disímiles, los resultados alcanzados no pueden ser directamente aplicados a granuladores de lecho fluidizado con aumento de tamaño por recubrimiento mediante ligantes fundidos.

En este capítulo, el simulador del circuito de granulación se utiliza, en primer lugar, para llevar a cabo estudios de optimización de estado estacionario. Este análisis tiene como propósito evaluar nuevos puntos operativos que permitan operaciones más eficientes sujetas a restricciones físicas que se imponen en la práctica industrial. Posteriormente, se desarrollan distintos problemas de control óptimo (optimizaciones dinámicas) con el objeto de aumentar la capacidad de la planta respetando nuevamente las restricciones operativas pero durante todo el horizonte de tiempo en el que se plantea la optimización. Se proponen y ensayan diferentes optimizaciones, manipulando una o varias variables operativas. Se evalúa la influencia de la selección de las variables manipuladas sobre la función objetivo, estudio que permite detectar los principales cuellos de botella del circuito y analizar, en consecuencia, alternativas para superarlos.

Los resultados de este capítulo se han publicado parcialmente en *Dynamic simulation and optimization of a urea granulation circuit*, Cotabarren, I.; Bertín, D.; Romagnoli, J.; Bucalá, V.; Piña, J. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 49(14), 6630-6640, 2010, (Cotabarren et al., 2010) y en *Analysis of optimal control problems and plant debottlenecking for urea granulation circuits*, Cotabarren, I.; Bertín, D.; Piña, J.; Bucalá, V. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 50, 11996-12010 (Cotabarren et al., 2011).

7.2. Optimizaciones de estado estacionario

7.2.1. Implementación y restricciones generales

Al igual que las simulaciones, las optimizaciones de estado estacionario se llevaron a cabo en el ambiente gPROMS. Las mismas se formularon como “*point optimizations*” (i.e., optimizaciones de estado estacionario). gPROMS provee como único método para la resolución de optimizaciones de estado estacionario el algoritmo CVP_SS, el cual a su vez utiliza el código DASOLV (descrito en el Capítulo 6) para la solución del sistema de ecuaciones algebraico-diferencial definido por los modelos involucrados (gPROMS Documentation, 2009).

Antes de plantear diferentes optimizaciones, se presentan los límites físicos o restricciones que habitualmente se establecen en la práctica industrial para ciertas variables del proceso:

- La altura de los lechos fluidizados dentro de las cámaras del granulador (L^k) no puede exceder la altura del tabique divisorio entre ellas (L^{weir}). Esta restricción debe verificarse para evitar el rebalse o *bypass* del sólido, lo cual puede alterar el tiempo de residencia de las partículas en las cámaras y consecuentemente, afectar su

crecimiento. Por otra parte, las alturas de las cámaras deben ser mayores que una altura mínima para garantizar que las gotas de solución de urea atomizadas desde el fondo queden dentro del lecho. En consecuencia, se recomiendan alturas de lechos en las cámaras entre 50 y 90 % de la altura del tabique divisorio.

- Las temperaturas en las cámaras de crecimiento (primeras tres), tal como se mencionó en el Capítulo 1, están restringidas a un rango estrecho. Por un lado deben ser menores a la temperatura de fusión de la urea (132 °C) para evitar la rápida defluidización del lecho por aglomeración descontrolada de partículas (fenómeno denominado apagado del lecho, i.e., *bed quenching*). Por otro, deben estar por encima de 100 °C para favorecer la rápida evaporación del contenido de agua de la solución de urea. Por lo tanto, las temperaturas de las cámaras de crecimiento (considerando un cierto margen de seguridad) se asumen que pueden variar dentro del rango 100 a 120 °C.
- La calidad del producto a comercializar es otra limitante, ya que necesita satisfacer los requerimientos del mercado. La calidad suele ser expresada en términos del SGN y la fracción de producto en especificación (i.e., el porcentaje en masa de material que posee tamaño entre 2 y 4 mm; $W_{2-4 \text{ mm}}$) presente en la corriente. Tal como se mencionó en el Capítulo 4, el mercado de fertilizantes impone para la urea granulada un SGN entre 270 y 310 (CF Industries, 2011; Giovanelli y Schech, 2004; Karnaphuli Fertilizer Co., 2011).

7.2.2. Optimización 1: formulación, resultados y discusión

En primer lugar se planteó maximizar $W_{2-4 \text{ mm}}$ en la corriente de producto, en búsqueda de una distribución de tamaño de partículas más angosta (lo cual representa un material de mejor calidad granulométrica). Para ello se propuso manipular el espaciado entre rodillo del par inferior y las aperturas de las dos mallas de la zaranda. Estas variables se seleccionaron teniendo en cuenta el estudio de sensibilidad presentado en el Capítulo 6, el cual indicó que son las más influyentes sobre el desempeño del circuito. Para completar la formulación del problema de optimización, se consideraron restricciones de desigualdad para las alturas de los lechos, las temperaturas de las cámaras de crecimiento y el SGN del producto. Por lo tanto, la Optimización 1 quedó definida como:

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

$$FO = \max_{h_S, h_I, GAP_I} (W_{2-4mm}) \quad (7.1)$$

$$270 \leq SGN_{producto} \leq 310 \quad (7.2)$$

$$0.50L^{weir} \leq L^k \leq 0.90L^{weir}, \quad \text{para } k = 1 \text{ a } 6 \quad (7.3)$$

$$100^\circ\text{C} \leq T^k \leq 120^\circ\text{C}, \quad \text{para } k = 1 \text{ a } 3 \quad (7.4)$$

En la Tabla 7.1 se presentan los resultados (valores de la función objetivo, restricciones y variables del proceso relevantes) de todos los problemas de optimización de estado estacionario estudiados. Respecto al caso definido como Optimización 1, es importante recordar (tal como se mostró en la Figura 6.5) que la granulometría del producto correspondiente al caso base poseía la siguiente distribución: $W_{2-4\text{ mm}}=91\%$, $W_{<2\text{ mm}}=7\%$ y $W_{>4\text{ mm}}=2\%$. Debido a que la fracción de finos en el producto es 3.5 veces la fracción de gruesos, los resultados de la optimización indican que es conveniente aumentar la apertura de la malla inferior de las zarandas (acción que induce a una mayor remoción de finos de la corriente de producto) y a la vez incrementar el espaciado entre los rodillos inferiores del molino (modificación que permite ingresar semillas más gruesas al granulador; efecto que a caudal de solución de urea constante, induce a un producto granular de mayor tamaño a la salida del granulador). La apertura de la malla superior disminuye, favoreciendo la retención de los gruesos y, por lo tanto, aumentando la fracción en especificación en el producto. En total, se consigue un 94.83 % del producto dentro del rango deseado. Aunque se logra mejorar la fracción $W_{2-4\text{ mm}}$ en un valor cercano al 4 %, se observa un incremento considerable en el reciclo al granulador (37 % más que el caso base). Este aumento es acompañado por incrementos en las alturas de los lechos fluidizados y disminuciones (aunque poco significativas) en las temperaturas de las cámaras de crecimiento. El aumento en la fracción de producto en especificación se encuentra limitado por el incremento en la altura de la segunda cámara del granulador, que alcanza el límite superior de la restricción.

7.2.3. Optimización 2: formulación, resultados y discusión

El aumento en la fracción de reciclo resultante de la Optimización 1, condujo a un incremento en el caudal de reciclo. Los equipos de clasificación y molienda pueden sostener aumentos en el valor de reciclo (que conducen a incrementos del caudal másico que abandona el

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

granulador e ingresa a las zarandas) siempre y cuando no se supere la capacidad nominal de los mismos. Por esta razón, otra optimización de interés práctico es intentar minimizar el recicló, acción que permitiría limitar el sobredimensionamiento habitual de los equipos de clasificación y molienda. Para la denominada Optimización 2, se consideraron válidas las restricciones (7.2) a (7.4) y se formuló la función objetivo de la siguiente manera:

$$FO = \min_{h_S, h_I, GAP_I} (R) \quad (7.5)$$

Tabla 7.1. Optimizaciones de estado estacionario.

	Caso Base ^[*]	Optimización 1	Optimización 2	Optimización 3
Función Objetivo				
$W_{2-4\text{ mm}}$ (%)	91.58	94.83	-	-
Relación de recicló	R	-	0.55 R	-
Caudal de producto	P	-	-	1.13 P
Variabes de Optimización				
GAP_I	GAP_I	1.48 GAP_I	0.92 GAP_I	GAP_I
h_S	h_S	0.96 h_S	1.02 h_S	h_S
h_I	h_I	1.10 h_I	0.85 h_I	h_I
Caudal de solución de urea	\dot{m}_L^k	\dot{m}_L^k	\dot{m}_L^k	1.13 \dot{m}_L^k
Restricciones				
SGN_{producto} (mm x 100)	280.23	293	270 ^[#]	278.66
Altura cámara 1	0.73 L^{weir}	0.83 L^{weir}	0.56 L^{weir}	0.83 L^{weir}
Altura cámara 2	0.80 L^{weir}	0.90 L^{weir} ^[#]	0.61 L^{weir}	0.90 L^{weir} ^[#]
Altura cámara 3	0.77 L^{weir}	0.87 L^{weir}	0.58 L^{weir}	0.86 L^{weir}
Altura cámara 4	0.78 L^{weir}	0.88 L^{weir}	0.60 L^{weir}	0.87 L^{weir}
Altura cámara 5	0.72 L^{weir}	0.82 L^{weir}	0.54 L^{weir}	0.81 L^{weir}
Altura cámara 6	0.67 L^{weir}	0.77 L^{weir}	0.50 L^{weir}	0.76 L^{weir}
Temperatura cámara 1	T^1	0.99 T^1	1.02 T^1	1.04 T^1
Temperatura cámara 2	T^2	0.99 T^2	1.01 T^2	1.04 T^2
Temperatura cámara 3	T^3	T^3	T^3	1.04 T^3
Otras Variables				
$W_{2-4\text{ mm}}$ (%)	91.58	94.83	87.32	91.22
Relación de recicló	R	1.37 R	0.55 R	0.92 R
Caudal de producto	P	P	P	1.13 P

[*] Los valores de las variables para el caso base se presentaron en el Capítulo 6. [#] Restricción activa.

Los resultados de la Optimización 2 se incluyen también en la Tabla 7.1. En este caso, se observa que es posible una reducción del 45 % en la fracción de reciclado mediante movimientos en las variables manipuladas opuestos a los de la optimización anterior. El molino tiende a generar partículas más pequeñas mientras que se permiten más gruesos y finos en la corriente de producto por aumento de h_S y disminución de h_I , respectivamente. Como es de esperar, la disminución en el caudal de reciclado al granulador es acompañada por disminuciones en las alturas de los lechos fluidizados y aumentos en las temperaturas de las cámaras de crecimiento. Para esta optimización, el SGN del producto llega a su límite inferior y se obtiene una reducción considerable en la fracción de producto en especificación. Claramente, existe una relación de compromiso entre R y $W_{2-4 \text{ mm}}$. El simulador desarrollado permite proponer una infinidad de casos de optimización, como sería el de minimizar R imponiendo un límite mínimo a $W_{2-4 \text{ mm}}$. Teniendo en cuenta que la definición de estudios de optimización depende fuertemente de las prioridades operativas que cada empresa impone, en esta sección sólo se pretende ilustrar la potencialidad del simulador y su solución en el ambiente gPROMS para resolver problemas de interés práctico.

7.2.4. Optimización 3: formulación, resultados y discusión

El aumento en la capacidad de planta (i.e., caudal de producto P) es un escenario deseado en la práctica industrial para maximizar el beneficio. Para este caso, referenciado como Optimización 3, se planteó como única variable a manipular el caudal de solución de urea, con las restricciones en SGN del producto, altura de los lechos fluidizados y temperatura de las cámaras de crecimiento previamente mencionadas:

$$FO = \max_{m_L^k}(P) \quad (7.6)$$

Tal como muestran los resultados de la Tabla 7.1, la capacidad de la planta puede aumentarse hasta un 13 %. No se logran aumentos superiores en el caudal de producto debido a que altura en la segunda cámara del granulador alcanza el límite máximo establecido como restricción. La fracción de producto en especificación permanece casi constante y la relación de reciclado disminuye un 8 %. El incremento de alturas de los lechos fluidizados se debe a la inyección de un mayor caudal másico de solución de urea, la cual se encuentra a temperaturas relativamente altas (130-132 °C) y, por lo tanto, induce además un aumento en la temperatura de las tres primeras cámaras.

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

Estas optimizaciones sencillas permitieron demostrar que son posibles nuevos puntos operativos. Si bien algunas de las variables manipuladas (como las aperturas de las mallas de la zaranda) no pueden variarse en forma continua durante la operación, los resultados de las optimizaciones son útiles para detectar nuevas condiciones de diseño que a su vez pueden sugerir la adquisición de mallas de aperturas diferentes a las nominales.

La optimización de estado estacionario es obviamente de interés para los procesos industriales. Sin embargo, la optimización dinámica reviste una importancia especial debido a la posible operación oscilatoria de los circuitos de granulación. En efecto, si la planta opera en un dado punto nominal y se desea modificarlo para alcanzar un estado óptimo final, será necesario recurrir a optimizaciones que maximicen o minimicen funciones objetivo de interés en todo el horizonte de tiempo. Por otra parte y debido a la característica integrada del circuito, puede que varias restricciones del sistema no se verifiquen a lo largo del tiempo de operación. Por este motivo, resulta necesario buscar perfiles óptimos que permitan alcanzar objetivos factibles en todo tiempo. Es por ello que en la siguiente sección se presentan distintos casos de optimización dinámica.

7.3. Control óptimo

7.3.1. Implementación y formulación

Tal cómo se mencionó en el análisis de estado estacionario, sin mediar otras acciones, no es posible lograr cambios significativos en el caudal de producto debido a que el sistema se enfrenta a restricciones que deben ser respetadas para garantizar la estabilidad del mismo. Además, el análisis de estado estacionario no aporta elementos para valorar si los óptimos propuestos son alcanzables a partir de otros estados estacionarios iniciales. Por lo tanto, en esta sección se exploran las capacidades del modelo dinámico desarrollado para el circuito con el objeto de encontrar políticas de operación óptimas que permitan evolucionar desde un estado estacionario inicial hasta otro final, maximizando la capacidad de planta y satisfaciendo las restricciones físicas del proceso durante todo el horizonte de tiempo establecido. De las tres optimizaciones de estado estacionario planteadas, la más conveniente a analizar en estado dinámico es la Optimización 3: maximiza producción, disminuye la relación de reciclaje y, si bien disminuye la fracción de producto en especificación, no lo hace en gran proporción. Además, y considerando que las aperturas de mallas no pueden modificarse durante la operación dinámica del circuito y que el espaciado entre el par de rodillos inferior del molino se manipula manualmente y, por

ende no puede accionarse de manera continua, en esta sección se ensayan otras variables manipuladas partiendo de la última optimización de estado estacionario analizada. La optimización dinámica se realiza mediante el enfoque de control óptimo debido a que las variables de optimización (o los grados de libertad del sistema) dependen del tiempo. En consecuencia, se determinan los perfiles óptimos de las variables de optimización o manipuladas a lo largo del horizonte de tiempo definido; es decir, aquellos perfiles que hacen posible que la función objetivo sea óptima. Cabe aclarar que el caudal del aire de fluidización que ingresa a la unidad de granulación no puede manipularse, ya que queda definido por la pérdida de carga existente en el sistema.

Debe tenerse en cuenta que, bajo la configuración de la Figura 1.6, el circuito de granulación dispone de relativamente pocas variables que pueden ser manipuladas de manera continua. Dentro de las variables disponibles para el análisis se encuentran: el caudal de solución de urea, la temperatura del aire de fluidización alimentado al granulador, el caudal y la temperatura del aire de fluidización al enfriador y el área de descarga del granulador.

Se utilizó el ambiente de gPROMS para implementar los distintos casos de control óptimo estudiados. El programa ofrece dos códigos diferentes para llevar a cabo las optimizaciones dinámicas: CVP_SS, basado en un algoritmo de *single-shooting* y CVP_MS en uno de *multiple-shooting*. En general, se prefiere CVP_MS cuando el modelo involucra una gran cantidad de variables de control y/o intervalos de control y pocas variables diferenciales. CVP_SS por el contrario, es más conveniente para problemas de gran volumen (muchas variables diferenciales) con pocas variables de decisión (en comparación con el alto número de ecuaciones diferenciales). Para el problema definido por el circuito de granulación existen alrededor de 270 variables diferenciales y pocas variables manipuladas, en consecuencia se seleccionó el código CVP_SS.

CVP_SS se puede utilizar tanto para optimizaciones dinámicas como de estado estacionario, con variables de decisión discretas o continuas. Como se mencionó anteriormente, para resolución de sistemas DAE (ecuaciones diferenciales algebraicas) y evaluación de sensibilidades, CVP_SS emplea por defecto el código DASOLV (descrito en el Capítulo 6) aunque permite la incorporación de otro código a elección del usuario. Para los problemas de optimización mixto enteros, CVP_SS utiliza el código de programación no lineal SRQPD. Esta técnica emplea un método de programación secuencial cuadrático (*Sequential Quadratic Programming*, SQP) para la resolución de la optimización. Para el presente estudio, se

establecieron todos los parámetros de los códigos implementados (DASOLV y SRQPD) en sus valores por defecto (gPROMS Documentation, 2009).

Además de la función objetivo, las variables manipuladas y los intervalos de control (i.e., períodos de tiempo para los cuales se considera que las variables manipuladas poseen valores constantes), gPROMS permite definir varios tipos de restricciones en la optimización: de punto final (la restricción debe satisfacerse en el tiempo final), de puntos internos (los límites impuestos para las variables deben verificarse en los extremos de los intervalos de control) y de todo tiempo (las restricciones deben ser respetadas durante toda la simulación). Este último tipo de restricción requiere ser programada por el usuario. Para garantizar el cumplimiento de cada una de las restricciones en todo el horizonte de tiempo, se debe definir una variable auxiliar z (ver Ecuación 7.7) que permita restringir en todo tiempo el espacio de búsqueda dentro de los límites impuestos.

$$\frac{dz}{dt} = \left[\max(0, w^{\min} - w, w - w^{\max}) \right]^2 \quad z(0) = 0 \quad (7.7)$$

donde t es el tiempo, z la variable auxiliar, w la variable manipulada que depende del tiempo y w^{\min} y w^{\max} son los límites mínimo y máximo admisibles para la variable w . Según la Ecuación (7.7) la variable auxiliar z es cero siempre que la restricción no sea activa, cuando eso ocurre toma valores positivos. Por esta razón, es necesario establecer una restricción de tiempo final para la variable auxiliar, i.e. $z(t_f) \leq \varepsilon_{tol}$. Esta restricción, que fuerza a que z asuma valores muy bajos, es la que hace posible que las variables manipuladas no violen los límites impuestos en la formulación del problema.

Para todos los problemas de control óptimo planteados, se consideraron las restricciones de altura en los lechos fluidizados, de temperatura en las cámaras de crecimiento y de SGN del producto mencionadas para las optimizaciones de estado estacionario.

7.3.2. Caso 1: manipulación del caudal de solución de urea para maximizar producción.

Como primer problema de control óptimo se estableció manipular sólo el caudal total de solución de urea para maximizar la capacidad de planta. Se consideró que el caudal total de solución se encuentra igualmente distribuido entre las tres cámaras de crecimiento. Cabe

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

recordar que si se desprecia la generación de polvo en el granulador y el enfriador (ver Figura 1.6), el circuito es un sistema con una sola entrada (solución de urea) y una sola salida (producto para venta). Por lo tanto, la solución trivial indicaría que la maximización del producto se lograría con la maximización del caudal de la solución de urea. Claramente, tal como se demostró en la sección anterior, eso no es posible si las restricciones impuestas se tornan activas. Consecuentemente, este problema de control óptimo reviste interés ya que propone maximizar la producción durante un horizonte de tiempo establecido sujeto a restricciones en todo tiempo. La función objetivo que se plantea para este primer caso es:

$$FO = \max_{u(t), t \in [t_0, t_f]} \int_{t_0}^{t_f} P[x(t), u(t)] dt \quad (7.8)$$

donde FO representa el valor de la función objetivo, $u(t)$ son las variables que se manipulan a lo largo del horizonte de tiempo (para el Caso 1, el caudal de solución de urea), $P(t)$ es el caudal de producto a maximizar desde el tiempo inicial (t_0) al final (t_f) y $x(t)$ son las variables de estado de los modelos descritos en los capítulos anteriores. Se suma a la definición del problema de control óptimo propuesto, el siguiente conjunto de restricciones:

$$270 \leq SGN_{\text{producto}}(t) \leq 310 \quad (7.9)$$

$$0.50L^{\text{weir}} \leq L^k(t) \leq 0.90L^{\text{weir}}, \quad \text{para } k = 1 \text{ a } 6 \quad (7.10)$$

$$100^\circ\text{C} \leq T^k(t) \leq 120^\circ\text{C}, \quad \text{para } k = 1 \text{ a } 3 \quad (7.11)$$

junto con aquellas específicas de los modelos de proceso desarrollados (i.e., ecuaciones presentadas en los capítulos previos).

El Principio de Pontryagin (Bucalá et al., 1997) es una de las técnicas más conocidas para resolver los problemas de control óptimo. Este método presenta como ventaja que se pueden determinar perfiles continuos de las variables manipuladas; sin embargo, la complejidad matemática que reviste limita su uso. Como una alternativa, gPROMS permite resolver problemas de control óptimo estableciendo los perfiles óptimos de las variables manipuladas con valores escalonados, donde en un determinado intervalo de tiempo (intervalo de control) las variables son constantes. Debido a que el software puede manejar el número de intervalos de control y es capaz de regular la duración del intervalo, es posible obtener muy buenas soluciones

a los problemas de optimización. Para definir el horizonte de tiempo, el usuario debe especificar el número de intervalos de control y la duración mínima de los mismos. Según las simulaciones presentadas en el Capítulo 6, 10 horas resulta un horizonte de tiempo total adecuado si se pretende alcanzar un nuevo estado estable. Por otra parte, la mínima duración posible de los intervalos de control se estableció en 10 minutos para lograr perfiles óptimos razonables de implementar en la práctica industrial. Asimismo se demostró, variando el número de intervalos de control, que valores superiores a 10 no conducen a mejoras significativas en la función objetivo. Por otra parte, cada optimización se llevó a cabo partiendo desde diferentes condiciones iniciales alcanzando en todos los casos el mismo valor de función objetivo.

Para la optimización del Caso 1, en la Figura 7.1 se muestran los perfiles temporales de la función objetivo (capacidad de planta) y de la variable manipulada (caudal total de solución de urea, igualmente distribuido entre las tres cámaras de crecimiento). Ambas variables se encuentran referidas a los valores de estado estacionario iniciales. El aumento de capacidad en el tiempo se calcula integrando el perfil de la producción y dividiéndolo por la duración del horizonte de tiempo, para luego comparar ese valor con el del estado estacionario inicial. Siguiendo este procedimiento, el aumento en producción promedio para el Caso 1 resultó 12 %, valor algo inferior al obtenido en el estudio de optimización de estado estacionario presentado anteriormente (13 %).

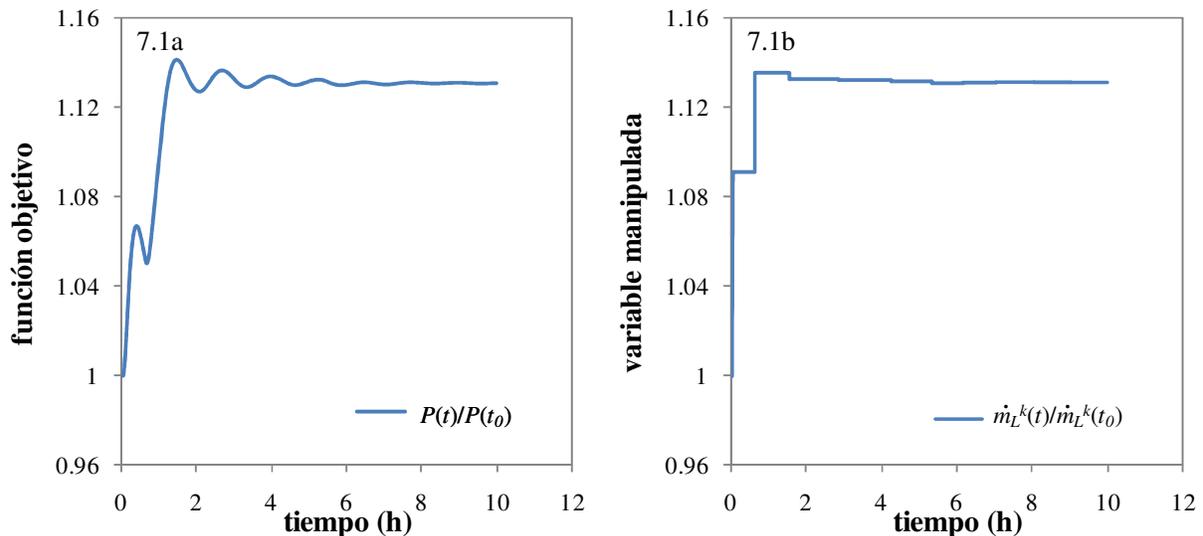


Figura 7.1. Caso 1: Trayectoria en el tiempo de la función objetivo y perfil óptimo de la variable manipulada.

Resulta interesante analizar el comportamiento del resto de las variables del circuito, en especial aquellas relacionadas con las restricciones operativas y la calidad del producto. La

Figura 7.2a muestra la evolución de las alturas de los lechos fluidizados en las cámaras del granulador, normalizadas respecto a la altura del tabique (L^{weir}). Se observa que la altura de la segunda cámara alcanza su máximo valor en prácticamente una hora, y constituye para este caso de optimización la única restricción activa. Tal como puede verse en la Figura 6.4, la segunda cámara es la que presenta la mayor altura en el estado estacionario inicial, por lo cual es de esperar que sea la primera en activarse. El perfil del caudal de solución de urea (ver Figura 7.1b) indica que la solución óptima busca aumentar rápidamente la cantidad de material que se inyecta. Sin embargo, cuando se activa la restricción de la altura de la segunda cámara, el aumento de caudal cesa para comenzar a disminuir ligeramente. Cuanto mayor es el caudal de alimentación, mayor es la masa residente en las cámaras y, consecuentemente, las alturas de los lechos fluidizados.

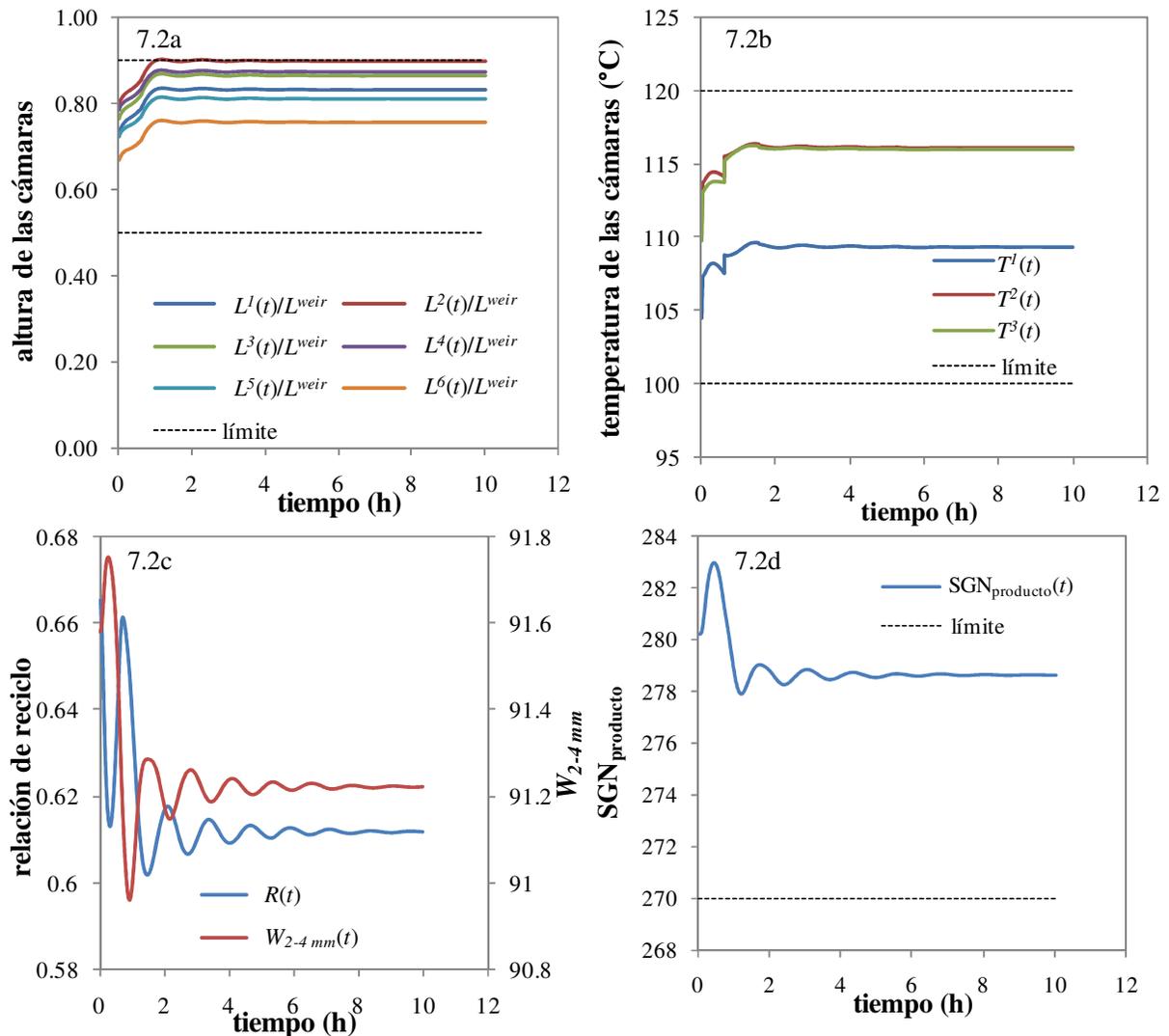


Figura 7.2. Caso 1: Trayectorias en el tiempo para distintas variables del circuito.

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

La Figura 7.2b indica que las temperaturas de las cámaras de crecimiento también aumentan. Debido a que el reciclo no varía significativamente (Figura 7.2.c), los ascensos en temperatura pueden atribuirse al aumento en el caudal másico de la solución de urea. No obstante, las temperaturas de las cámaras se encuentran dentro de los límites definidos como admisibles.

De acuerdo a la Figura 7.2c, la relación de reciclo disminuye un 7.5 % en promedio en el tiempo. Si bien los caudales de las corrientes de finos y gruesos clasificados por las zarandas aumentan (datos no mostrados), el caudal de producto crece en mayor proporción (ver Ecuación 4.31) dando lugar a un descenso en R . Por su parte, la fracción de producto en especificación (Figura 7.2c) se reduce en tan sólo un 0.37 %.

En cuanto al tamaño medio de partículas, la Figura 7.2d muestra que el SGN del producto aumenta en un primer instante para luego estabilizarse en un valor menor al de estado estacionario inicial. Sin embargo, esta variable no se ve prácticamente afectada por los cambios en el caudal de solución de urea (disminuye menos del 0.6 % respecto a su valor original). Para explicar correctamente el comportamiento del SGN es necesario tener en cuenta el efecto de dos variables: el crecimiento neto en el granulador (Ecuación 6.2) y el tamaño de corte de las mallas que conforman la zaranda. La Figura 7.3a muestra que el crecimiento neto en la primera cámara ($G^I \tau^I$) aumenta instantáneamente para luego disminuir, pero manteniéndose siempre por encima del valor de estado estacionario inicial. De acuerdo a la Ecuación (6.2), el crecimiento por recubrimiento depende de la velocidad de crecimiento y el tiempo de residencia de las partículas en cada cámara. La velocidad de crecimiento por su parte, depende del caudal de solución de urea inyectado en las cámaras y el área superficial total de partículas. El caudal de urea aumenta acorde con la Figura 7.1b y el área superficial total de las partículas (variable no mostrada) aumenta, aunque en mayor proporción. En consecuencia, la velocidad de crecimiento disminuye. No obstante, el tiempo de residencia, que depende de la masa y el caudal de salida de las cámaras, aumenta porque la masa en las cámaras lo hace en mayor proporción que el caudal de salida. Finalmente, la velocidad de crecimiento neta aumenta siguiendo la tendencia del tiempo de residencia y no la de la velocidad de crecimiento. Acompañando el efecto del aumento en el crecimiento neto, el SGN a la salida del granulador presenta un ascenso al inicio para luego estabilizarse en un valor cercano al inicial. Este aumento en el tamaño de las partículas que luego llegan a la zaranda, es el que origina el primer incremento en el SGN del producto. Por otro lado, el aumento en los caudales del circuito genera una sobrecarga en las zarandas que comienzan a operar con menor eficiencia. Esto se ve reflejado en el descenso que se produce en los tamaños

de corte de ambas mallas (Figura 7.3b). En consecuencia, se permite que más finos permanezcan en la corriente de producto ocasionando el posterior descenso en su SGN. Si bien la variación de los tamaños de corte es muy pequeña para este caso, principalmente el asociado a la malla superior, su comportamiento resulta de utilidad para comprender la dinámica del circuito.

En resumen, este primer problema de control óptimo permite aumentar la capacidad de planta un 12 %, conservando la calidad del producto y disminuyendo la relación de reciclo. No obstante, la optimización se encuentra limitada por el incremento en la altura de la segunda cámara del granulador, la cual alcanza el límite máximo impuesto en la mayor parte del horizonte de tiempo. Para lograr mejoras superadoras en la producción, es necesario aumentar los grados de libertad adicionando una segunda variable manipulada que facilite la regulación de la altura de las cámaras. En este contexto, el área de descarga del granulador surge como una variable atractiva a manipular.

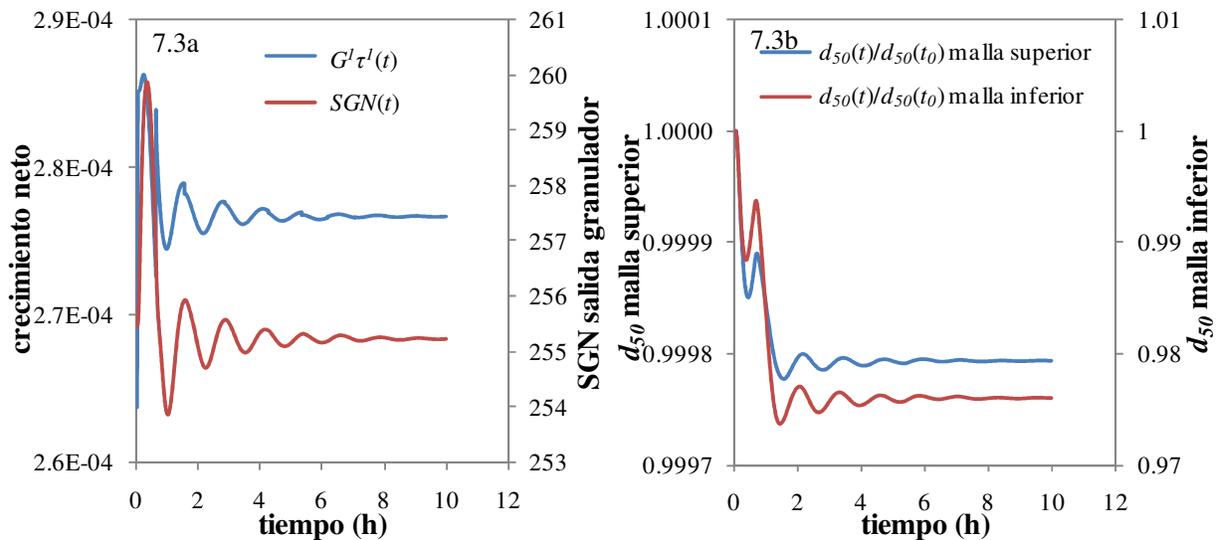


Figura 7.3. Caso 1: Trayectorias en el tiempo para la velocidad de crecimiento neto, el SGN a la salida del granulador y los tamaños de corte de ambas mallas en las zarandas.

7.3.3. Caso 2: manipulación del caudal de solución de urea y el área de descarga del granulador para maximizar producción.

En los granuladores desarrollados bajo tecnología UFT, la descarga del producto se realiza a través de ductos situados en la base de la última cámara del equipo tal como se describió en el Capítulo 5 (ver Figura 5.3).

En este segundo problema de control óptimo, tanto el caudal de solución de urea como el área de descarga del granulador se establecieron como variables a manipular para maximizar la función objetivo representada por la Ecuación (7.8). Las restricciones impuestas están descritas por las Ecuaciones (7.9) a (7.11). Para ser consistentes con el Caso 1, el número y duración de los intervalos de control se mantuvo constante (i.e., diez intervalos de por lo menos 10 minutos de duración cada uno). Para el estado estacionario inicial (caso base), el área de descarga del granulador se encuentra abierta en un 87 % del total disponible. En la ecuación que permite el cálculo del caudal másico de partículas que abandona el granulador (Ecuación 5.7), el área de descarga se afecta (a los efectos de la optimización planteada) por un coeficiente α que representa la fracción de dicha área en un determinado tiempo con respecto al valor de estado estacionario inicial. Por lo tanto, α varía entre 0 (i.e., ducto completamente cerrado) y 1.15 (1/0.87; que equivale al ducto totalmente abierto).

En la Figura 7.4 se presenta la evolución en el tiempo de la función objetivo y ambas variables manipuladas, todas normalizadas respecto a los valores de estado estacionario inicial. La implementación de los perfiles óptimos para el caudal de solución de urea y el área de descarga del granulador, permite un incremento en la capacidad de planta de 27 % en promedio en el tiempo, claramente superior al óptimo obtenido en el Caso 1.

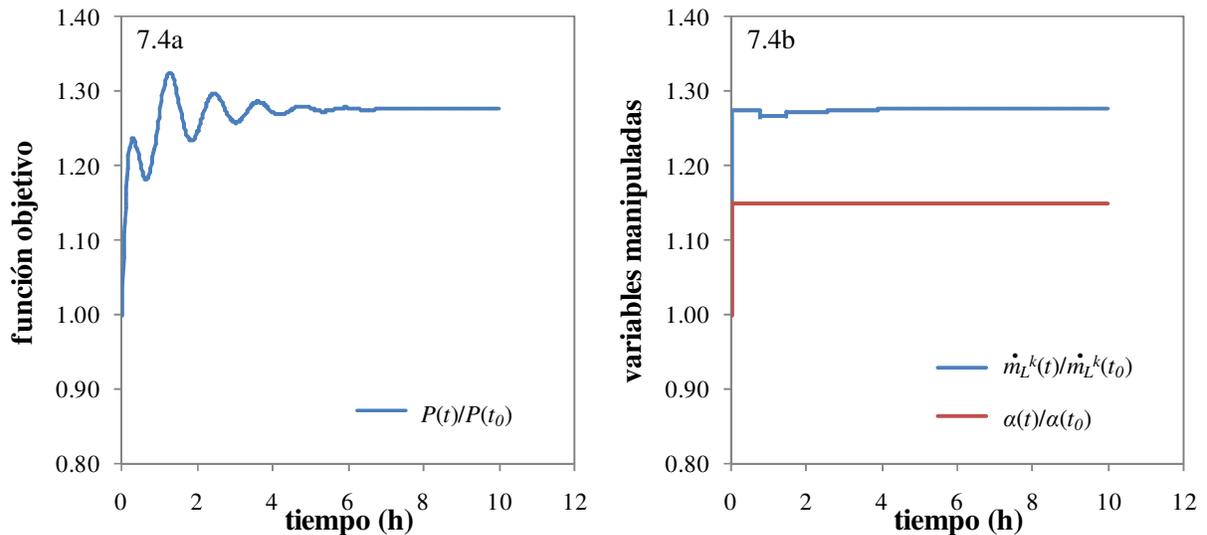


Figura 7.4. Caso 2: Trayectorias en el tiempo de la función objetivo y las variables manipuladas.

Tal como lo indica la Figura 7.4b, el perfil óptimo de caudal de producto se alcanza aumentando el caudal inyectado y llevando el área de descarga rápidamente al máximo admisible ($\alpha = 1.15$).

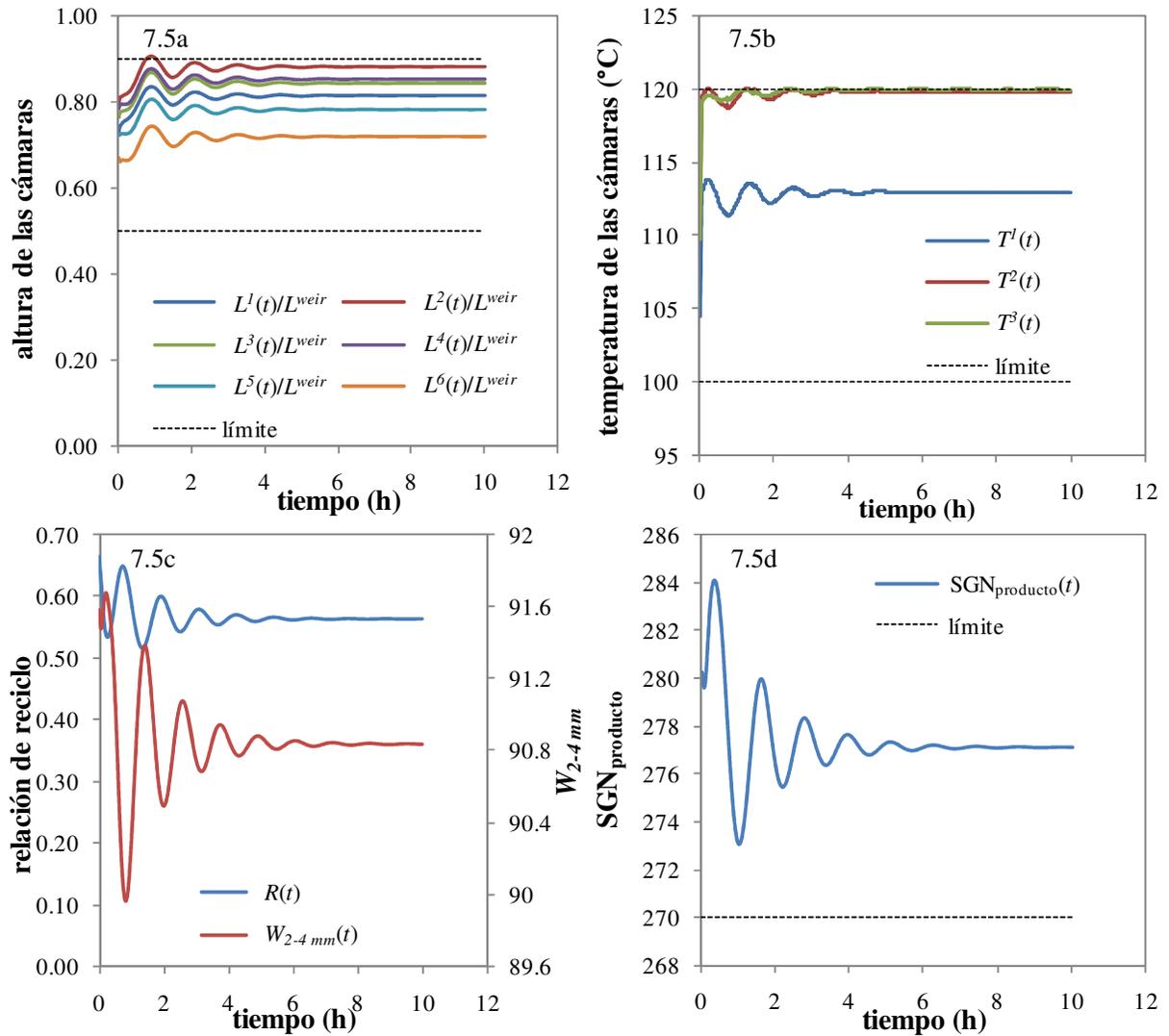


Figura 7.5. Caso 2: Trayectorias en el tiempo para distintas variables del circuito.

La Figura 7.5 ilustra, para el Caso 2, las trayectorias en función del tiempo para las variables más relevantes del circuito. Si bien la descarga del granulador aumenta hasta el máximo factible de manera inmediata, las alturas de los lechos fluidizados en las cámaras (Figura 7.5a) permanecen relativamente constantes durante la primera media hora. Este comportamiento se debe a que el mayor caudal de urea inyectado es compensado por el efecto del aumento en el área de descarga. Posteriormente, las alturas de las cámaras aumentan. Particularmente, la altura de la cámara 2 asume su valor máximo admisible alrededor de la primera hora. Las temperaturas, por su parte, aumentan inmediatamente al incrementarse la inyección de urea, siendo las temperaturas de la segunda y tercera cámara las restricciones activas durante la mayor parte del horizonte de tiempo (Figura 7.5b). Es importante señalar que la temperatura de la cámara 2

alcanza su máximo admisible antes que la altura de la misma cámara, indicando que en este caso el caudal de solución de urea no puede seguir aumentando por los efectos térmicos asociados.

A través de este problema de control óptimo, se demostró que la incorporación de una segunda variable manipulada para superar el cuello de botella establecido por la altura máxima de los lechos fluidizados en las cámaras del granulador resulta efectiva. Sin embargo, una nueva restricción entra en juego cuando la temperatura de las cámaras aumenta también a su máximo admisible poniendo en riesgo el régimen de crecimiento por recubrimiento. Uno de los medios con que cuenta este tipo de granuladores para regular la temperatura de las cámaras es el aire de fluidización. Por esta razón, se consideró como tercer variable a manipular la temperatura del aire de fluidización.

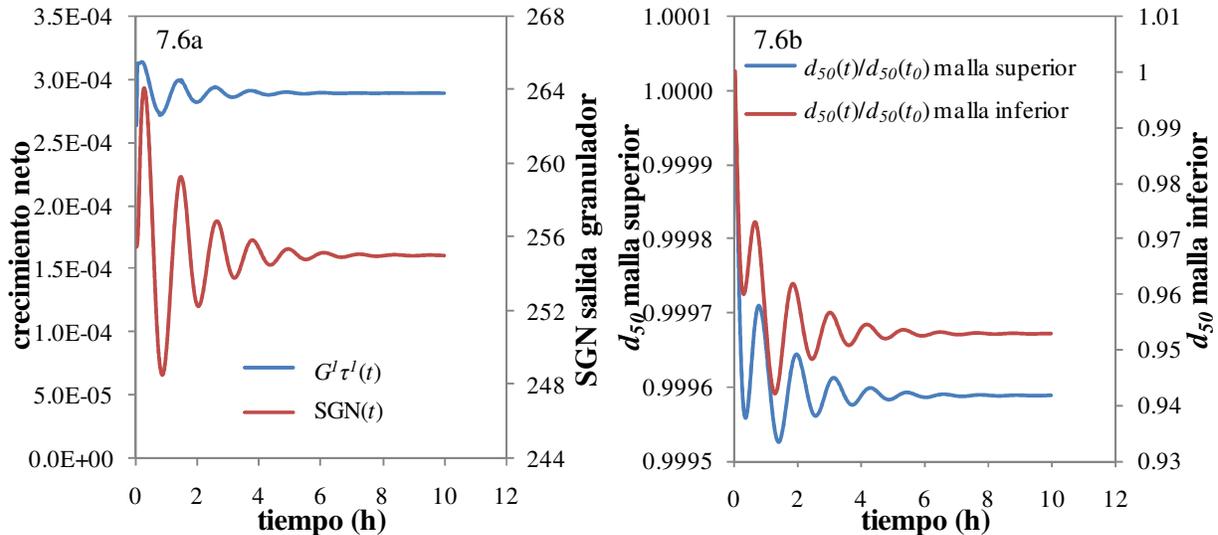


Figura 7.6. Caso 2: Trayectorias en el tiempo para la velocidad de crecimiento neto, el SGN a la salida del granulador y los tamaños de corte de ambas mallas en las zarandas.

7.3.4. Caso 3: manipulación del caudal de solución de urea, el área de descarga y la temperatura del aire de fluidización para maximizar producción

Este último problema de control óptimo contempla, al igual que los Casos 1 y 2, la función objetivo de la Ecuación (7.8) junto con las restricciones (7.9) a (7.11) y el mismo número y duración de intervalos de control. Tal como se mencionó, existe la posibilidad de manipular la temperatura del aire de fluidización para mantener dentro del rango permitido la temperatura de las cámaras de crecimiento. En este caso particular, se decidió manipular la temperatura del aire de entrada a la segunda cámara del granulador (T_a^2). Si esta cámara está lo suficientemente fría, puede considerarse que la tercera también lo estará ya que a la misma se alimenta la corriente de

partículas que abandona la cámara anterior. Por otra parte, la primera cámara del granulador siempre posee el menor nivel térmico de las cámaras de crecimiento porque recibe la corriente de reciclo, la cual ingresa relativamente fría debido al enfriamiento que se produce en el primer enfriador de lecho fluidizado.

En general el aire de fluidización se provee a temperatura ambiente, existiendo (bajo la tecnología UFT) sólo la posibilidad de precalentar la temperatura del aire que ingresa a las cámaras de crecimiento. Para este caso de optimización en particular, se contempló además la posible incorporación de un enfriador que permita disminuir el ascenso en temperatura que ocasiona el aumento en la inyección de solución de urea. Para la temperatura del aire de fluidización se definió como límite inferior un valor de 15 °C, siendo 38 °C el valor de estado estacionario inicial.

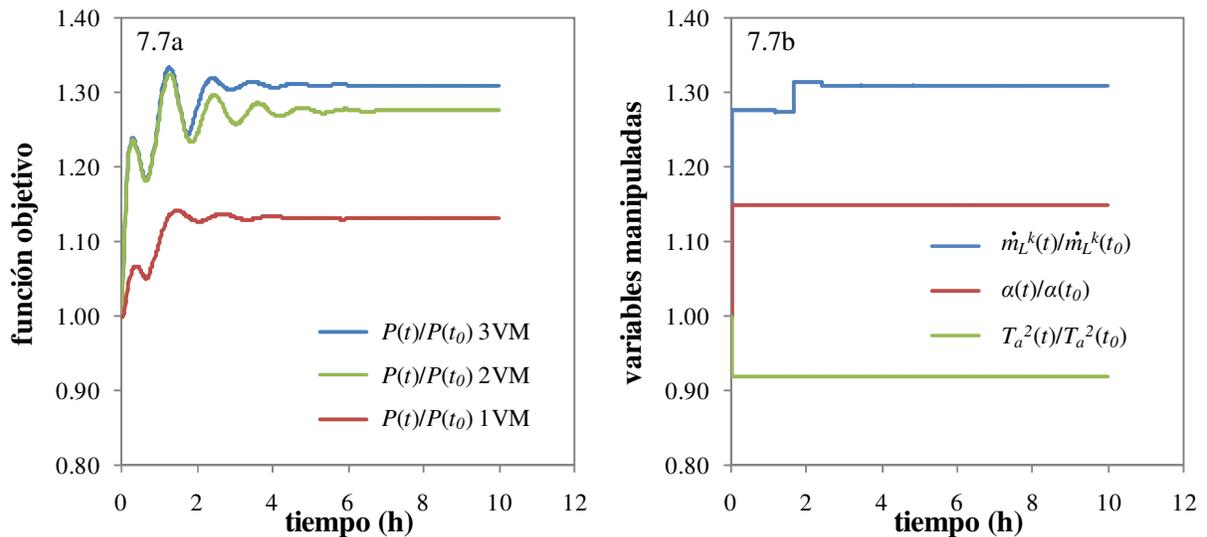


Figura 7.7. Caso 3: Trayectorias en el tiempo de la función objetivo y las variables manipuladas (VM: variable manipulada).

En la Figura 7.7a se presenta la evolución de la función objetivo para el Caso 3, junto con el caudal de producto obtenido en los Casos 1 y 2. Si bien la manipulación de tres variables permite un aumento en la capacidad de planta (+30 % promedio en el tiempo), el mayor incremento de producción existe cuando se incorpora como segunda variable manipulada el área de descarga (de 12 a 27 %). El perfil de las tres variables manipuladas se muestra en la Figura 7.7b. Tanto el área de descarga como la temperatura del aire de fluidización se sitúan rápidamente sobre los límites máximo y mínimo establecidos, respectivamente.

Respecto a las demás variables del circuito, se observan comportamientos similares a los descritos para los casos anteriores. La Figura 7.8a muestra que la altura del lecho fluidizado de la segunda cámara del granulador vuelve a ser la variable que restringe la producción. Sin embargo, las temperaturas en la segunda y tercera cámara de crecimiento son considerablemente más bajas que aquellas correspondientes al Caso 2 (Figura 7.8b).

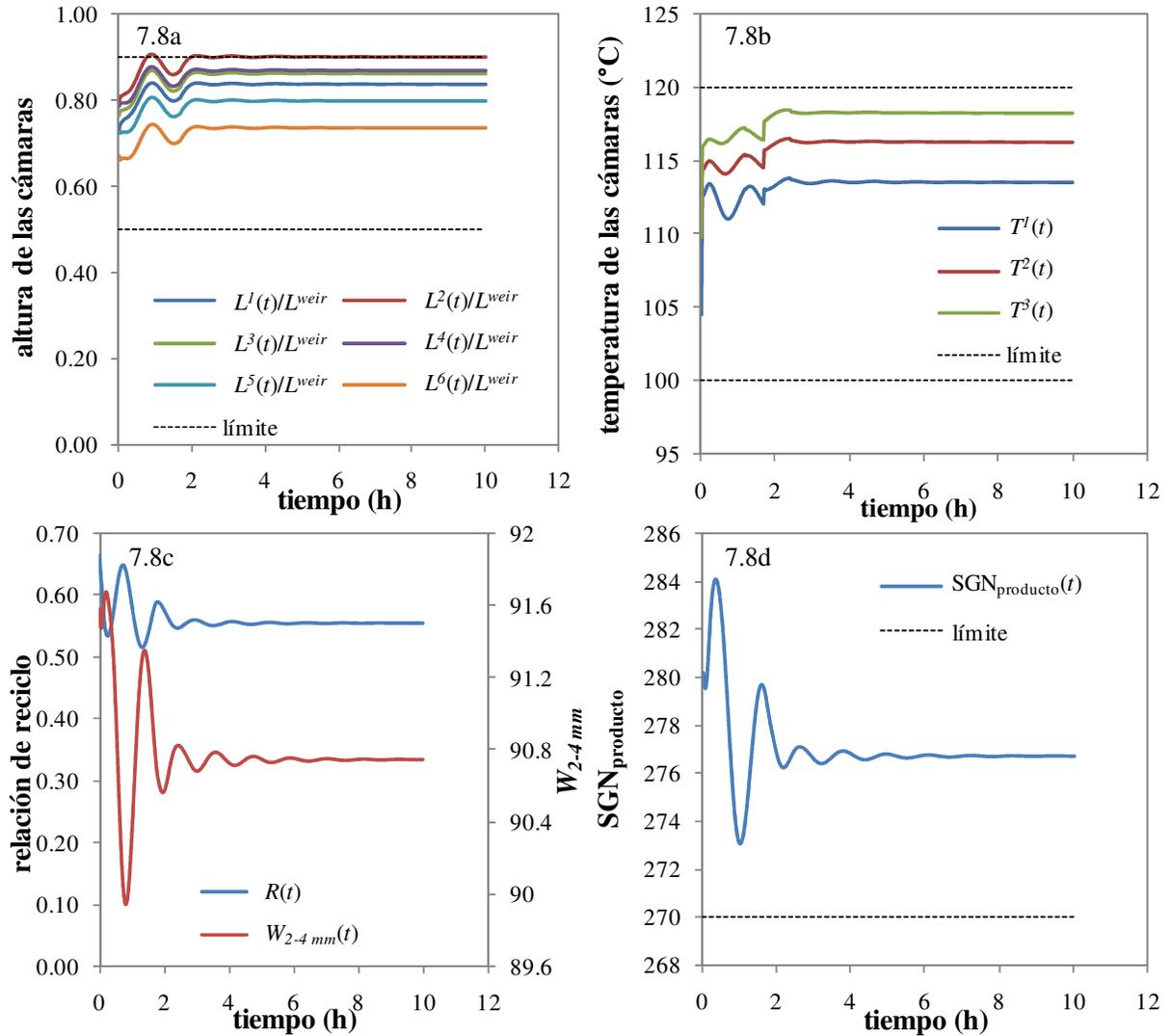


Figura 7.8. Caso 3: Trayectorias en el tiempo para distintas variables del circuito.

Tanto la relación de reciclo como la fracción de producto en especificación disminuyen, un 16 y un 0.87 %, respectivamente. Al igual que en los casos anteriores, el SGN del producto presenta un valor mayor al del estado estacionario inicial durante la primera media hora para luego estabilizarse en un valor menor (Figura 7.8d), de acuerdo con el aumento inicial en el SGN a la salida del granulador y la subsiguiente disminución en el diámetro de corte para ambas mallas de la zaranda, efectos que se observan en la Figura 7.9.

Respecto al tiempo de cómputo necesario para llevar a cabo las optimizaciones, cabe mencionar que para un procesador Intel Core 2Duo de 2GB se requirió entre 15 minutos (Caso 1) y 3.5 horas (Caso 3). Los mismos están en concordancia con la complejidad matemática asociada al número de ecuaciones algebraicas y diferenciales del problema, la duración del horizonte de tiempo y el tipo de restricciones planteadas.

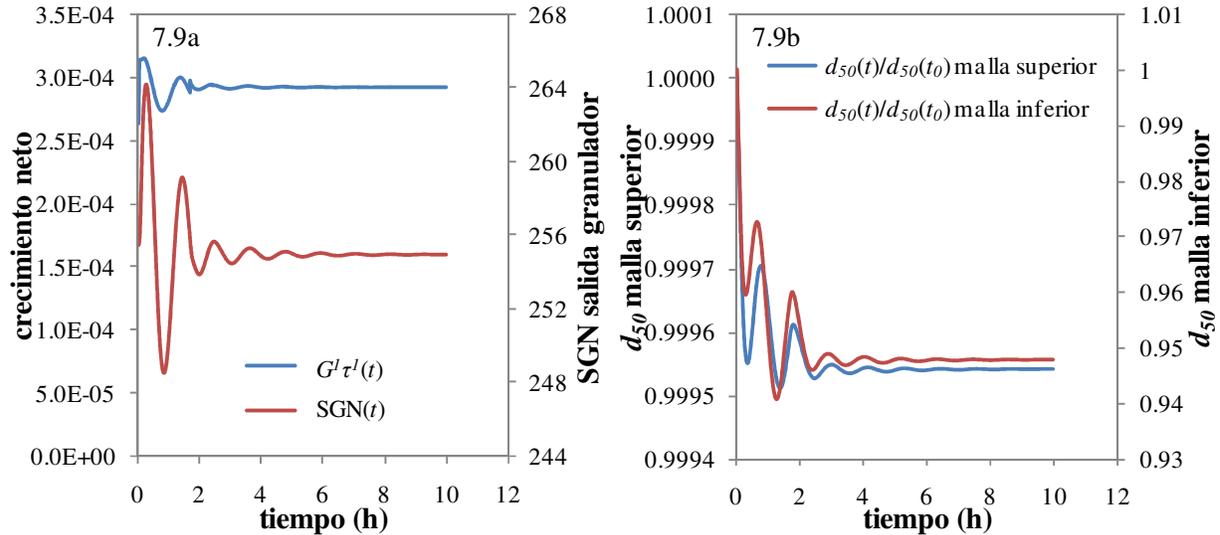


Figura 7.9. Caso 3: Trayectorias en el tiempo para la velocidad de crecimiento neto, el SGN a la salida del granulador y los tamaños de corte en ambas mallas de las zarandas.

7.4. Influencia de la incertidumbre de los parámetros de los modelos sobre las soluciones óptimas

En esta sección se evalúa la sensibilidad de las soluciones óptimas encontradas ante incertidumbres en los parámetros de los modelos utilizados para las distintas unidades del circuito de granulación. El propósito de este estudio es evaluar si los perfiles óptimos obtenidos pueden conducir a soluciones óptimas aún cuando existan errores asociados a la estimación de parámetros de los modelos desarrollados. La necesidad de tener en cuenta las incertidumbres de los modelos para valorar trayectorias óptimas en procesos de granulación fue anteriormente considerada por Wang y Cameron en diferentes contribuciones (Cameron y Wang, 2007; Wang y Cameron, 2007a; Wang y Cameron, 2007b).

Para alcanzar el objetivo planteado, en primera instancia se identificaron las principales incertidumbres de los modelos utilizados. En el simulador del circuito implementado en esta Tesis, los parámetros de ajuste correspondientes al molino de rodillos y la zaranda de clasificación constituyen una de las principales fuentes de incertidumbres a estudiar. De acuerdo

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

a los modelos descriptos previamente, el molino posee 5 parámetros de ajuste (λ , μ , γ , β y ϕ) y la zaranda 3 (a , m y ρ_B). Antes de explorar el efecto de las incertidumbres de estos parámetros sobre los perfiles óptimos, se realizó un análisis de sensibilidad para seleccionar aquellos que poseen más influencia sobre la dinámica del circuito. Se llevaron a cabo distintas simulaciones partiendo del estado estacionario inicial propuesto (operación nominal) y perturbando cada uno de los parámetros en $\pm 5\%$ (porcentaje sugerido para análisis de incertidumbres por Cameron y Wang, 2007; Wang y Cameron, 2007a; Wang y Cameron, 2007b). Considerando que la PSD de salida del molino está principalmente determinada por el conjunto de parámetros que afectan al par de rodillos inferior, sólo éstos fueron variados en el marco del estudio de sensibilidad. En cuanto a la zaranda, ambas mallas son importantes en la clasificación, razón por la cual todos los parámetros del modelo fueron perturbados. Los resultados del análisis de sensibilidad indicaron que μ del par de rodillos inferior y m de la malla inferior son los parámetros de los modelos que más influyen sobre la dinámica del circuito. Debido a que al perturbar estos parámetros en un $\pm 5\%$ se generaron desviaciones dispares en las principales variables de salida del molino y la zaranda (caudal de gruesos, media aritmética en masa y desviación estándar para todas las corrientes), el nivel de incertidumbre de μ y m fue modificado en forma independiente para obtener respuestas semejantes en dichas variables. De este último análisis y para evitar incertidumbres excesivas en el parámetro m , se seleccionaron perturbaciones de $+3.5\%$ para μ y $+20\%$ para m , las cuales afectan de manera similar las variables del circuito.

Finalmente, los Casos 1, 2 y 3 analizados en las secciones anteriores fueron simulados nuevamente considerando en primer lugar un cambio escalón de $+3.5\%$ en μ y en segundo lugar un cambio de $+20\%$ en m . Ambas perturbaciones fueron incorporadas a las 2 horas de inicializada la optimización dinámica, partiendo del estado estacionario original (capacidad nominal, sin incertidumbre en los parámetros del modelo).

Para ejemplificar el efecto de las incertidumbres en los parámetros, sólo se muestran los resultados obtenidos para el Caso 3. En la Figura 7.10a se presenta la trayectoria de las variables manipuladas cuando se considera incertidumbre en el parámetro μ del molino. Queda demostrado que las trayectorias óptimas para el área de descarga del granulador y la temperatura del aire de fluidización a la segunda cámara son coincidentes para los casos de 0% y $+3.5\%$ de perturbación en μ . Con relación al caudal de solución de urea, la trayectoria para el modelo que contempla incertidumbre es levemente diferente a la exhibida cuando no se perturban los parámetros del modelo. De hecho, la máxima desviación a lo largo del tiempo para esta variable

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

no supera el 5 %. Además, la capacidad promedio en el tiempo de la planta permanece prácticamente constante. En efecto, existe una diferencia de 1.1 % entre la capacidad promedio predicha por el modelo con incertidumbres y aquella obtenida cuando no se perturban los parámetros.

Por otro lado, la Figura 7.10.b muestra la trayectorias de las tres variables manipuladas considerando una incertidumbre de +20 % en el parámetro m de la zaranda. Nuevamente, tanto la trayectoria del área de descarga como la de la temperatura del aire de fluidización a la segunda cámara para +20 % en m concuerdan con aquellas donde no se varía m . Una vez más, el perfil del caudal de solución de urea es el que más difiere. Sin embargo, la diferencia máxima entre los perfiles de capacidades obtenidos mediante los modelos con y sin incertidumbres es de 3.4 %. Por su parte, la capacidad promedio óptima encontrada perturbando los parámetros del modelo es sólo alrededor de un 2.3 % mayor respecto a la obtenida con el modelo sin incertidumbres.

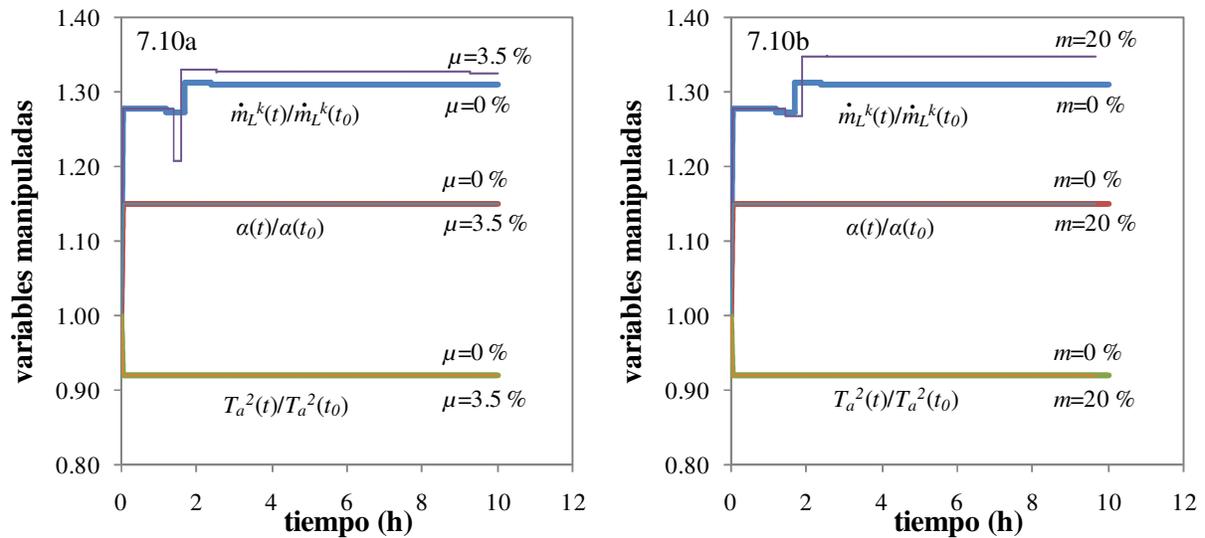


Figura 7.10. Trayectorias en el tiempo para las variables manipuladas del Caso 3 ante incertidumbres en los parámetros μ del par de rodillos inferior y m de la malla inferior.

En función de los resultados alcanzados, puede concluirse que las trayectorias óptimas encontradas para los Casos 1, 2 y 3 son poco sensibles a las incertidumbres del modelo (seleccionadas en base a un cuidadoso análisis de sensibilidad sobre el desempeño del circuito). Si bien no se muestran los resultados, la secuencia de aparición de cuellos de botella tampoco se ve modificada respecto a las optimizaciones realizadas con los valores nominales para los parámetros de modelo (i.e., despreciando las incertidumbres del modelo).

7.5. Conclusiones

A lo largo de este capítulo se demostraron las capacidades del simulador desarrollado para realizar tanto optimizaciones de estado estacionario como dinámicas. De las optimizaciones de estado estacionario fue posible encontrar nuevos valores de diseño para las variables manipuladas, que mejoran la capacidad de planta, mantienen la calidad del producto (a través de la fracción en especificación) y disminuyen la relación de reciclaje. Es importante destacar que el análisis de sensibilidad realizado en el Capítulo 6 resultó fundamental para la elección de las variables a manipular.

En cuanto a la optimización dinámica, se desarrollaron diferentes problemas de control óptimo con el objeto de encontrar y superar los cuellos de botella que se encontraron en la operación del circuito cuando se buscó aumentar la capacidad de planta. Los resultados indican que, si se seleccionan apropiadamente las variables a manipular, es posible incrementar el caudal de producto sin perder calidad e inclusive reducir la relación de reciclaje. Si bien las temperaturas de la segunda y tercera cámara de crecimiento pueden restringir la maximización de la producción, la altura del lecho fluidizado en la segunda cámara aparece claramente como la variable limitante.

Quedó demostrado que la manipulación del caudal de solución de urea únicamente (solución trivial al aumento de capacidad) no mejora notablemente la producción, debido a la activación de la restricción en la altura de lecho fluidizado. Sin embargo, la incorporación de la descarga del granulador como segunda variable a manipular produce una mejora considerable en la capacidad de planta. La adición de la temperatura del aire de fluidización, a la segunda cámara del granulador, como tercera variable manipulada también permite aumentar el caudal de producto. Globalmente, para el tipo de planta de granulación estudiada, los principales cuellos de botella están constituidos por la capacidad de descarga del granulador y la posibilidad de incorporar un enfriador para el aire de fluidización. Los resultados obtenidos sugieren el reemplazo de los ductos de descarga actuales por otros de mayor capacidad. No obstante, debe tenerse en cuenta que el área de descarga puede incrementarse hasta tanto se asegure un mínimo *holdup* necesario en las cámaras del granulador. La reducción en la temperatura de las cámaras de crecimiento, mediante la incorporación de un sistema de enfriamiento para el aire de fluidización, es otra buena estrategia para la eliminación de cuellos de botella. Sin embargo, debería realizarse un análisis de costo para evaluar si la mejora en capacidad es suficiente como para justificar la instalación del equipo de refrigeración. Para aumentar aún más la capacidad y sobrellevar la

7. Optimizaciones de estado estacionario y problemas de control óptimo

restricción de las alturas en las cámaras, se podría incrementar el área de los granuladores o bien adicionar más cámaras de crecimiento. Este problema no fue analizado porque los estudios se centraron en el aumento de capacidad de plantas existentes; no obstante, el simulador dinámico resulta también una herramienta valiosa para explorar problemas de diseño.

Se verificó que los perfiles óptimos obtenidos mediante el simulador desarrollado son poco sensibles a incertidumbres en los parámetros de los modelos implementados, lo cual indica que los perfiles óptimos podrían ser realizables.

Por último cabe señalar que las optimizaciones realizadas se basaron en el supuesto de recubrimiento como único fenómeno de cambio de tamaño de los gránulos. Sin embargo, se sabe que el caudal de ligante no puede ser aumentado indefinidamente sin afectar el mecanismo de aumento de tamaño. Por esta razón y en función de datos experimentales obtenidos en el grupo de investigación que han permitido relacionar los mecanismos de crecimiento con los valores de las variables operativas, como trabajo futuro, y tal como se describe en el Capítulo 8, se pretende incluir en los problemas de optimización planteados nuevas restricciones que garanticen el crecimiento por recubrimiento.

Capítulo 8

CONCLUSIONES GENERALES Y TRABAJOS FUTUROS

El trabajo de investigación realizado en el marco de la presente Tesis permitió desarrollar un simulador dinámico que representa adecuadamente la operación de circuitos de granulación de urea de gran escala. El simulador es apto para describir la operación en estado estacionario y no estacionario de circuitos para producción de urea granulada basados en tecnología UFT constituidos por el siguiente conjunto de equipos principales: una unidad central de granulación (lecho fluidizado multicámaras) donde se produce el crecimiento de partículas pequeñas de urea, un enfriador localizado aguas abajo; una zaranda de clasificación que separa (mediante el uso de dos mallas de diferentes aperturas) la corriente de salida del enfriador en material en especificación (producto), material de tamaño mayor que el deseado (gruesos) y material más fino que el producto (finos); y un molino de rodillos (constituido por dos pares de rodillos) que reduce el tamaño de los gruesos para ser reciclados al granulador junto con los finos provenientes de la zaranda.

La capacidad del simulador para brindar la evolución de las variables del proceso de manera satisfactoria, se sustenta en una correcta representación de los muy diferentes procesos físicos que tienen lugar en el circuito y en adecuados procedimientos de ajuste de parámetros planteados en los módulos de simulación del molino y la zaranda del circuito. Los parámetros se calcularon utilizando abundantes datos experimentales pertenecientes a una planta de producción de urea

granulada de gran escala y procesándolos con técnicas numéricas sofisticadas para garantizar la consistencia de los mismos.

El modelo matemático desarrollado por Austin et al. (1980 y 1981) resultó apto para predecir la granulometría de la corriente de salida de los gruesos molidos en función de la distribución de tamaño de partículas de la corriente de alimentación al molino y del espaciado entre los pares de rodillos superior e inferior que constituyen la unidad de molienda. Las simulaciones, coincidentes con las observaciones experimentales, indicaron que la mediana en masa de la PSD de las corrientes que abandonan cada par de rodillos se corresponde aproximadamente con el *GAP* entre ellos. No obstante, el módulo de simulación resultó ser indispensable para establecer la dispersión de las distribuciones de tamaño de partículas del material molido, la cual no puede ser inferida a priori. Mediante un estudio de sensibilidad, se demostró que el espaciado del par de rodillos inferior es el que más afecta la PSD del producto del molino, siendo el *gap* superior influyente sólo sobre la rotura de las partículas alimentadas de mayor tamaño.

La operación de la zaranda vibratoria de doble paño, luego de un análisis detallado de diferentes enfoques de modelado de unidades de clasificación, se representó mediante el modelo empírico reportado por Karra (1979). Dado el caudal y PSD de la corriente de sólidos alimentada a la zaranda y las aperturas de las mallas que la constituyen, es posible predecir los caudales y distribuciones de tamaño de partículas de todas las corrientes sólidas que abandonan la unidad de clasificación. El ajuste de los parámetros involucrados en el modelo se realizó utilizando información resultante del proceso de reconciliación de datos experimentales. Esta etapa fue necesaria no sólo para proporcionar información consistente respecto a los balances de masa globales y por clase de tamaño, sino también para estimar los caudales máxicos no medidos y requeridos para el modelado matemático de la unidad. El modelo permitió reproducir la información experimental reconciliada con precisión aceptable, y por lo tanto resultó apto para llevar cabo un análisis de sensibilidad paramétrica. Los resultados de este estudio permiten concluir que el aumento en la apertura de malla inferior conduce un producto con mayor SGN, pero a su vez a relaciones de reciclo más elevadas porque ocasiona que partículas clasificadas originalmente como producto pasen a la corriente de finos. Por su parte, el incremento de la apertura de la malla superior proporciona partículas de mayor tamaño a la corriente de producto, y por lo tanto ascensos en los valores de SGN. Esta acción trae aparejado una menor relación de reciclo y mayor dispersidad en la granulometría del producto. Por lo tanto, las aperturas de las mallas deben seleccionarse cuidadosamente de acuerdo a los requerimientos de cada planta

industrial. Tal selección no resulta trivial, y no podría hacerse de una manera precisa si no se cuenta con un módulo de simulación adecuado para representar la etapa de clasificación por tamaños del producto granular.

El modelo del granulador que se utilizó en esta Tesis fue una adaptación del desarrollado por el Doctor Diego Bertín, integrante de nuestro grupo de investigación, en el marco de su Tesis Doctoral. El modelo dinámico incluye los balances de masa, energía, cantidad de movimiento y población para cada una de las cámaras de crecimiento y enfriamiento que conforman la unidad de granulación, y sin contar con parámetros de ajuste fue apropiado para reproducir datos experimentales de una planta industrial (correspondientes a las temperaturas de las cámaras y el diámetro promedio de la distribución de tamaño de partículas que abandona el granulador). La representación matemática desarrollada por Bertín (2011) fue adaptada exitosamente para representar la regulación de la alimentación de aire de fluidización a las cámaras de crecimiento y enfriamiento de la unidad, existente en los granuladores de tecnología UFT. La modificación realizada en esta Tesis permitió adecuar el caudal másico de aire de fluidización de acuerdo a las pérdidas de carga existentes en el granulador, las cuales se estiman evaluando las variables del proceso de manera dinámica. En relación al enfriador de lecho fluidizado localizado aguas debajo de la unidad de granulación, su modelo es una adaptación del desarrollado para las cámaras de enfriamiento del granulador, el cual consideró sus características constructivas y operativas específicas.

Los modelos derivados o adaptados para cada una de las unidades, se integraron en un simulador completo del circuito de granulación de urea. Para ello se consideró el reciclo constituido por material clasificado como fuera de especificación en las zarandas y acondicionado en la etapa de molienda, el cual retroalimenta masa, energía y una granulometría específica a la unidad de granulación. Aún considerando que las únicas unidades que presentan modelos ajustados a partir de datos experimentales son la zaranda y el molino, y que los parámetros fueron obtenidos para la operación de dichos equipos de manera aislada, el simulador desarrollado demostró ser adecuado para representar satisfactoriamente las PSDs experimentales de las todas las corrientes sólidas de manera simultánea. Considerando al simulador desarrollado como apto para describir las tendencias observadas experimentalmente, el mismo permitió realizar diferentes estudios en estado estacionario y no estacionario con el propósito de mejorar el conocimiento acerca de los fenómenos que gobiernan la operación del circuito de granulación.

Un análisis de sensibilidad paramétrica del circuito operando en estado estacionario permitió determinar la influencia de ciertas variables operativas y de diseño sobre el desempeño del circuito. Se verificó que las variables claves del circuito (i.e, calidad granulométrica del producto, caudal y PSD del reciclo, caudales de gruesos y finos y temperaturas y alturas dentro del granulador) sufrieron cambios de diferente magnitud cuando se perturbaron las mallas de las zarandas (h_S y h_I), los espaciados entre los pares de rodillos superior e inferior (GAP_S y GAP_I) y el caudal de solución de urea en cada cámara (\dot{m}_L^k). Los resultados indicaron que las perturbaciones se pueden ordenar, de acuerdo a la magnitud del efecto causado, de la siguiente manera: $h_S \approx h_I > GAP_I > \dot{m}_L^k > GAP_S$. Por lo tanto, la selección adecuada de las aperturas de malla de los paños de la zaranda es fundamental para operar el circuito en las condiciones deseadas. Más aún, problemas industriales frecuentes, como el ensuciamiento u obstrucción de las mallas en el tiempo pueden asimismo afectar significativamente la calidad del producto final. Respecto a los espaciados entre rodillos del molino (y de acuerdo al análisis de sensibilidad realizado mediante el modelo del equipo aislado), el GAP inferior resultó ser más influyente que el superior, controlando la granulometría a la salida del molino. Por otro lado, el estudio de la dinámica del proceso ratificó que el valor de GAP_I tiene un efecto clave sobre la estabilidad del circuito. Se debe evitar operar con caudales máxicos de la corriente de gruesos muy bajos y con material molido muy fino. Situaciones alejadas de las propuestas pueden causar la inestabilidad del circuito de granulación. El análisis del comportamiento del circuito a lazo abierto para distintas perturbaciones demostró que, para situaciones donde el caudal de gruesos no es muy bajo y la granulometría de dicha corriente no es muy fina, las variables del proceso evolucionan dinámicamente de manera oscilatoria hacia estados finales estables. A pesar de la dinámica oscilatoria, se comprobó (operando a lazo abierto) que, aún cuando se perturba el sistema, el circuito presenta cierta capacidad de autocontrol que le permite alcanzar nuevos estados estacionarios estables con un producto de calidad aceptable. Debido a la presencia de la corriente de reciclo, resulta prácticamente imposible predecir las oscilaciones del circuito sin contar con un simulador que facilite esta tarea.

Una vez comprobadas la flexibilidad y robustez del simulador, se plantearon diversas estrategias de optimización de estado estacionario con el objeto de encontrar nuevos puntos operativos, sujetos a restricciones físicas que se imponen en la práctica industrial, manipulando las variables más influyentes de acuerdo a los resultados del análisis de sensibilidad. Los resultados indicaron que, manipulando las aperturas de las mallas de la zaranda y el espaciado del par de rodillos inferior, la fracción de reciclo puede ser minimizada pero a costa de una

pérdida en la calidad del producto. Para las mismas variables manipuladas, se observó que la fracción en masa dentro del rango 2-4 mm del producto puede maximizarse a expensas de aumentos sustanciales en el reciclo. Para una capacidad de planta constante, la calidad del producto puede mejorarse hasta que el reciclo alcance los máximos establecidos por la capacidad máxima de las zarandas y molinos. Si se modifica el caudal de solución de urea, la capacidad de la planta se puede incrementar un 13 %; aumentos superiores no son factibles porque se violan las restricciones impuestas en el problema de optimización planteado. Esta optimización resultó interesante ya que permitió mejorar la producción, reduciendo la relación de reciclo y manteniendo casi constante la fracción de producto en especificación.

Considerando que la dinámica de los circuitos de granulación suele ser oscilante en el tiempo a causa del reciclo, se postularon además optimizaciones dinámicas formuladas como problemas de control óptimo. En particular se estudió maximizar la capacidad de planta, manipulando diversas variables y teniendo en cuenta el cumplimiento de ciertas restricciones en variables del proceso y del producto a lo largo de un período de tiempo definido como horizonte de la optimización dinámica. En primera instancia, se manipuló el caudal de solución de urea demostrando que, como consecuencia de la restricción superior en la altura de los lechos fluidizados del granulador, el aumento de capacidad no puede superar el 12 %. La incorporación del área de descarga del granulador como segunda variable a manipular, permitió mejorar la producción de la planta (+27 % respecto al estado estacionario inicial). En este problema de optimización, la capacidad no puede seguir siendo aumentada debido a que las temperaturas de las cámaras de crecimiento alcanzan los valores máximos definidos como admisibles. Finalmente, y en función del resultado anterior, la adición de la temperatura del aire de fluidización a la segunda cámara del granulador como tercera variable manipulada también permitió aumentar el caudal de producto aunque en menor proporción. Para estos dos últimos problemas de control óptimo, tanto la descarga del granulador como la temperatura del aire de fluidización a la segunda cámara alcanzan los límites impuestos a sus rangos de variación. Para superar estos cuellos de botella, deberían considerarse las posibilidades de reemplazar los ductos de descarga del granulador por otros de mayor capacidad e incorporar un sistema de refrigeración para el aire de fluidización. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que el área de descarga puede incrementarse hasta tanto se asegure un mínimo *holdup* necesario en las cámaras del granulador, y que se requiere una evaluación costo-beneficio para justificar la instalación de un sistema de enfriamiento de aire frente a la ganancia en producción. El estudio de control óptimo realizado resultó de utilidad para identificar los cuellos de botella que limitan los

aumentos en capacidad y analizar posibles acciones tendientes a superarlos. Sus resultados indicaron que, si se seleccionan apropiadamente las variables a manipular, es posible incrementar el caudal de producto sin perder calidad e inclusive reducir la relación de reciclo. Por último, se verificó que los perfiles óptimos obtenidos mediante el simulador desarrollado son poco sensibles a incertidumbres en los parámetros de los modelos implementados, lo cual indica que los perfiles óptimos podrían ser realizables. El análisis de nuevos diseños que permitan aumentar aún más la capacidad (i.e., incrementos en el área del granulador, el número de cámaras, etc.) no fue abordado en esta Tesis debido a que los estudios llevados a cabo se focalizaron en plantas existentes. No obstante, el simulador dinámico resulta también una herramienta valiosa para explorar este tipo de problemas de diseño.

En síntesis, se dispone de un simulador dinámico que permite representar la operación de un circuito de granulación de urea de manera apropiada, el cual resulta apto para ser aplicado con múltiples propósitos: evaluar cambios de diseño o diagrama de flujo, ser usado como herramienta de capacitación, valorar el efecto de diferentes perturbaciones, estudiar distintos escenarios a lazo abierto o cerrado, etc. La herramienta desarrollada en el marco de esta Tesis cuenta con alto potencial para ser transferida a empresas de producción de urea granulada y de otros fertilizantes que operen con circuitos similares al estudiado.

Los conocimientos adquiridos, en el marco del desarrollo de la presente Tesis, permiten plantear tareas de investigación futuras tendientes a obtener un simulador más robusto y, consecuentemente, a mejorar el funcionamiento de circuitos de granulación aún en condiciones límites de operación. Entre los trabajos futuros identificados, caben mencionar:

- *Obtención de un modelo del granulador validado.* Como se explicó, el modelo del granulador fue capaz (sin el uso de parámetros de ajuste) de reproducir los diámetros promedios del producto granular que abandona el equipo y también los efectos térmicos que tienen lugar en la unidad de aumento de tamaño. Sin embargo, el simulador del granulador aislado no fue desarrollado con el objeto de predecir la PSD de la corriente del producto que genera. Para ello se requiere incorporar inicialmente el mecanismo de elutriación de finos que, mediante estudios recientes, se ha identificado como un fenómeno altamente factible dentro del granulador. La elutriación del polvo tiene asociada una cinética, cuyas constantes de velocidad deben ajustarse a partir de granulometría experimental.

- *Obtención de un modelo del granulador más robusto.* Todos los resultados obtenidos a largo de esta Tesis se sustentaron en el supuesto de recubrimiento como único fenómeno de cambio de tamaño posible dentro del granulador. Este mecanismo de crecimiento es sin duda el de mayor relevancia para un proceso operando en condiciones normales, al cual se le puede sumar (como se describió en el punto anterior) la elutriación de finos. Sin embargo, si el granulador operase en condiciones lejanas a su punto nominal (situación que puede ocurrir en la práctica o ser simulada en un proceso de optimización) pueden desencadenarse una serie de procesos que alteren el mecanismo de crecimiento. Por ejemplo, se conoce que el aumento del caudal de ligante o la disminución del caudal de aire de fluidización pueden favorecer la aglomeración de partículas y la potencial defludización de los lechos. Estudios experimentales recientes llevados a cabo en el grupo de investigación, han permitido establecer criterios para predecir los regímenes de operación del granulador. En resumen, actualmente se dispone de ecuaciones predictivas que en función de las variables operativas permiten distinguir el mecanismo de crecimiento principal que ocurrirá en el granulador (aglomeración o recubrimiento). Dichas ecuaciones pueden ser incluidas como restricciones en los problemas de optimización, permitiendo entonces encontrar óptimos altamente factibles de ser implementados en la práctica industrial, aún cuando se exploren regiones operativas lejanas a la nominal o de diseño.
- *Validación del simulador del circuito de granulación.* Una vez que se cuente con los modelos validados de todos los equipos, resulta de interés evaluar la capacidad del simulador completo en cuanto a predecir la granulometría experimental de las distintas corrientes sólidas involucradas en el circuito correspondientes a operaciones no utilizadas en los procesos de ajuste de parámetros.
- *Desarrollo de nuevas estrategias de optimización dinámica para el circuito de granulación.* Además de estudiar e implementar estrategias de control óptimo adicionales a las consideradas en esta Tesis, se prevé evaluar políticas de evolución de la planta desde un estado estacionario a otro (buscando alguna especificación en particular del producto o maximizar cierta variable) en tiempo mínimo, mediante la manipulación de variables del sistema respetando las restricciones operativas. Todas estas estrategias deberán tener en cuenta las restricciones del proceso ya contempladas (temperaturas y alturas admisibles en el granulador, calidad de

producto comercializable, etc.) junto con las nuevas ventanas operativas que aseguren el régimen de crecimiento por recubrimiento.

- *Implementación de lazos de control en el circuito de granulación (variables a manipular, objetivos de control, etc.).* El simulador dinámico de una planta es útil para conducir exitosamente varias tareas, entre otras, para desarrollar e implementar técnicas de control realizables en la práctica industrial. Considerando que actualmente no existen sistemas de control en las plantas de granulación que garanticen la calidad del producto granular, el estudio e implementación de lazos de control con este propósito resulta de interés.
- *Nuevos conceptos de circuitos de granulación:* Resulta también interesante explorar diferentes configuraciones de diagramas de flujo (tales como bypass y/o purga de la corriente de reciclaje o incorporación de semillas frescas al granulador) para el circuito, tendientes a resolver los cuellos de botella operativos que surjan de las investigaciones desarrolladas en las actividades anteriores.

Nomenclatura

a	Exponente de la expresión del d_{50} (-) Parámetro del PBE discretizado
a_i	Probabilidad de rotura primaria de una partícula de clase i (-)
a'_i	Probabilidad de re-rotura de una partícula de clase i (-)
A	Capacidad base de la zaranda (tn/h/m ²)
A_0^e	Área de descarga del enfriador (m ²)
A_0^k	Área de pasaje entre cámaras (m ²)
A_p	Área superficial de una partícula (m ²)
A_{PT}	Área superficial total de las partículas de una población (m ²)
A_{PT}^k	Área superficial total de las partículas pertenecientes a la cámara k del granulador (m ²)
Ar^k	Número de Arquímedes en la cámara k del granulador (-)
$A_{T_{blower}}$	Área transversal del ducto de succión del soplante del aire de fluidización (m ²)
A_T^e	Área transversal del enfriador (m ²)
A_T^k	Área transversal de la cámara k del granulador (m ²)
b	Parámetro del PBE discretizado
$b_{i,j}$	Función de rotura normalizada en masa, fracción en masa de partículas de la clase i generadas por rotura de partículas de la clase j (-)
B	Factor de corrección correspondiente al porcentaje de partículas de tamaño mayor a la apertura de malla en la alimentación a zaranda (-)

B_{ij}	Función de rotura acumulada normalizada en masa, fracción en masa de partículas de tamaños menores que la clase i generadas por rotura de partículas de clase j (-)
c	Subíndice correspondiente al número de corriente (-) Parámetro del PBE discretizado
C	Factor de corrección correspondiente al porcentaje de partículas de tamaño menor al 50 % de la apertura de malla en la alimentación a zaranda (-)
C_D	Coefficiente de descarga
Cp_a	Capacidad calorífica del aire (J/kg/K)
Cp_u	Capacidad calorífica de la urea sólida (J/kg/K)
Cp_v	Capacidad calorífica del vapor de agua (J/kg/K)
Cp_w	Capacidad calorífica del agua líquida (J/kg/K)
d	Tamaño de partículas (m)
d_5	Tamaño de partículas para el cual el 5 % en masa de la población es de menor tamaño (m)
d_{25}	Tamaño de partículas para el cual el 25 % en masa de la población es de menor tamaño (m)
d_{50}	Tamaño de corte, tamaño de partícula correspondiente al 50 % de la curva de partición (m)
d_{75}	Tamaño de partículas para el cual el 75 % en masa de la población es de menor tamaño (m)
d_{90}	Tamaño de partículas para el cual el 90 % en masa de la población es de menor tamaño (m)
d_g	Espaciado entre rodillos del molino (m)
d_i	Extremo del intervalo de tamaño i , inferior para grillas ascendentes y superior para grillas descendentes (m)
d_{me}	Mediana de la población, tamaño para el cual la distribución acumulada en masa (pasante o retenida) resulta igual al 50 % (m)
d_p	Diámetro de partículas (m)
d_w	Diámetro de alambre de una malla (m)

\bar{d}_i	Tamaño medio aritmético entre los extremos i e $i+1$ del intervalo i (m)
\bar{d}_i^A	Tamaño medio aritmético del intervalo i para la grilla A (m)
\bar{d}_i^B	Tamaño medio aritmético del intervalo i para la grilla B (m)
\bar{d}_i^g	Tamaño medio geométrico del intervalo i (m)
\bar{d}_i^J	Tamaño medio de Hounslow correspondiente al intervalo i (m)
\bar{d}_{SV}^k	Diámetro medio que conserva la superficie y volumen de la población en la cámara k del granulador (m)
D	Factor de corrección correspondiente a la posición del paño en una zaranda de múltiples paños (-)
E	Factor de corrección correspondiente al tamizado húmedo (-)
E_p	Probabilidad de Ecart (m)
f_i^{ap}	Frecuencia acumulada pasante correspondiente a la clase i
f_i^{ar}	Frecuencia acumulada retenida correspondiente a la clase i
F	Alimentación a las zarandas (tn/h)
F_A	Alimentación a la zaranda A (tn/h)
F_B	Alimentación a la zaranda B (tn/h)
F_D	Factor de corrección correspondiente a la densidad del lecho sobre la malla (-)
F_i	Frecuencia de distribución
FO	Función objetivo
g	Aceleración de la gravedad (m/s^2)
G	Factor de corrección correspondiente al porcentaje de partículas perteneciente a clases localizadas en el rango $0.75 h - 1.25 h$ en la alimentación a zaranda (-) Velocidad de crecimiento (m/s)
GAP_I	Espaciado entre el par de rodillos inferior del molino (mm)
GAP_S	Espaciado entre el par de rodillos superior del molino (mm)
G^k	Velocidad de crecimiento en la cámara k del granulador (m/s)
h	Apertura de malla (mm)

h_I	Apertura de la malla inferior (mm)
h_S	Apertura de la malla superior (mm)
H_a	Entalpía del aire (J/s)
H_u	Entalpía de la urea sólida (J/s)
H_v	Entalpía del vapor de agua (J/s)
H_w	Entalpía del agua líquida (J/s)
i	Clase de la población de partículas (-)
i_g	Clase de la población de partículas a la cual pertenece d_g (-)
k_c	Constante de velocidad asociada al pasaje de partículas en la región concentrada de una zaranda (tn/h/m ²)
k_{c50}	Parámetro de ajuste asociado a la constante de velocidad de la región concentrada de una zaranda (1/m)
k_e	Constante de velocidad de estratificación de las partículas de una zaranda (1/m)
k_p	Constante de velocidad de pasaje de las partículas de una zaranda (1/m)
k_s	Constante de velocidad asociada al pasaje de partículas en la región diluida de una zaranda (tn/h/m ²)
k_{s50}	Parámetro de ajuste asociado a la constante de velocidad de la región diluida de una zaranda (1/m)
K	Parámetro de corrección para el cálculo del d_{50} (tn/h/m ²)
K_{damper}^k	Constante de pérdida de carga en el dámper situado en la succión del aire de fluidización en la cámara k del granulador (-)
K_{grilla}	Constante de pérdida de carga en la grilla de distribución de aire (-)
K_s^k	Constante de la expresión de porosidad en la cámara k del granulador (-)
l	Coordenada axial, distancia desde el punto de alimentación de una zaranda (m)
L_c	Distancia desde la alimentación de la zaranda hasta el inicio de la región diluida (m)
L_D	Parámetro de corrección correspondiente a la posición del paño (-)
L_T	Longitud total de las partículas de una población (m)
L^e	Altura del lecho del enfriador (m)

L^k	Altura del lecho en la cámara k del granulador (m)
L^{weir}	Altura del tabique divisorio entre las cámaras (m)
m	Función densidad en masa continua (kg/m) Parámetro de ajuste de la función de Plitt (-)
m_i	Función densidad en masa discreta (kg/m)
m_i^{ap}	Masa de partículas de la clase i expresada en acumulada pasante (kg)
m_i^{ar}	Masa de partículas de la clase i expresada en acumulada retenida (kg)
m_O	Fracción acumulada en masa de la corriente de salida del molino con tamaño mayor a 2 mm (%p/p)
m_P	Masa de una partícula (kg)
m_S	Fracción acumulada en masa de la corriente de salida del molino con tamaño entre 1 y 2 mm (%p/p)
m_S^k	Masa de sólidos en la cámara k del granulador (kg)
m_S^e	Masa de sólidos en el enfriador (kg)
m_U	Fracción acumulada en masa de la corriente de salida del molino con tamaño menor a 1 mm (%p/p)
\dot{m}_a^e	Caudal másico de aire de fluidización que ingresa al enfriador (kg/s)
\dot{m}_a^k	Caudal másico de aire de fluidización que ingresa a cada cámara k del granulador (kg/s)
$\dot{m}_{a_{in}}^k$	Caudal másico de aire de fluidización y atomización a la entrada de la cámara k del granulador (kg/s)
$\dot{m}_{a_{out}}^k$	Caudal másico de aire de fluidización y atomización a la salida de la cámara k del granulador (kg/s)
\dot{m}_{at}^k	Caudal másico de aire de atomización que ingresa a las cámaras k de crecimiento del granulador (kg/s)
\dot{m}_{aT}	Caudal másico total de aire de fluidización (kg/s)
\dot{m}_{EV}^k	Caudal de agua evaporada en cada cámara k del granulador (kg/s)
\dot{m}_L^k	Caudal másico de solución de urea por cámara (kg/s)
\dot{m}_S	Caudal másico de la corriente de sólidos (kg/s)

$\dot{m}_{S_{in}}^e$	Caudal másico de sólidos de entrada al enfriador (kg/s)
$\dot{m}_{S_{in}}^k$	Caudal másico de sólidos de entrada a la cámara k del granulador (kg/s)
$\dot{m}_{S_{out}}^e$	Caudal másico de sólidos de salida del enfriador (kg/s)
$\dot{m}_{S_{out}}^k$	Caudal másico de sólidos de salida de la cámara k del granulador (kg/s)
\bar{m}	Función densidad en masa normalizada continua (kg/m)
\bar{m}_i^{ap}	Masa de partículas menores que el tamaño d_i de la clase i , expresada en función acumulada pasante normalizada (%)
M_i	Masa correspondiente a la clase i (kg)
\dot{M}_i	Masa de partículas de la clase i por unidad de tiempo (kg/s)
\bar{M}_{ci}	Fracción en masa estimada para la clase i correspondiente a la corriente c (-)
\bar{M}_{fi}	Fracción en masa de partículas pertenecientes a la clase i alimentadas al molino (p/p)
$\bar{M}_{F_{Ai}}$	Fracción en masa de la clase i en la alimentación a la zaranda A (p/p)
$\bar{M}_{F_{Bi}}$	Fracción en masa de la clase i en la alimentación a la zaranda B (p/p)
\bar{M}_{F_i}	Fracción en masa de la clase i en el material alimentado a la malla (p/p)
\bar{M}_i	Fracción en masa para cada clase i (p/p)
$\bar{M}_{i_{out}}^e$	Fracción en masa de la clase i en la corriente de salida del enfriador (p/p)
$\bar{M}_{m_{calc,i}}$	Fracción en masa calculada para el producto de la clase i del molino (p/p)
$\bar{M}_{m_{exp,i}}$	Fracción en masa experimental en el producto de la clase i del molino (p/p)
\bar{M}_{m_i}	Fracción en masa de producto de la clase i generado por el molino (p/p)
\bar{M}'_{m_i}	Fracción en masa de producto generado por rotura de partículas de la clase i en el molino (p/p)
$\bar{M}_{O_{Ai}}$	Fracción en masa para la clase i en los gruesos clasificados por la zaranda A (p/p)
$\bar{M}_{O_{Bi}}$	Fracción en masa de la clase i en los gruesos clasificados por la zaranda B (p/p)
\bar{M}_{O_i}	Fracción en masa de la clase i en el material retenido sobre la malla (p/p)
$\bar{M}_{O_{i,calc}}$	Fracción en masa calculada de la clase i en el material retenido sobre la malla (p/p)
$\bar{M}_{O_{i,exp}}$	Fracción en masa experimental de la clase i en el material retenido sobre la malla (p/p)

\bar{M}_{P_Ai}	Fracción en masa de la clase i en el producto clasificado por la zaranda A (p/p)
\bar{M}_{P_Bi}	Fracción en masa de la clase i en el producto clasificado por la zaranda B (p/p)
\bar{M}_{U_Ai}	Fracción en masa de la clase i en los finos clasificados por la zaranda A (p/p)
\bar{M}_{U_Bi}	Fracción en masa de la clase i en los finos clasificados por la zaranda B (p/p)
\bar{M}_{U_i}	Fracción en masa de la clase i en el material que atraviesa la malla (p/p)
$\bar{M}_{U_i,calc}$	Fracción en masa calculada para la clase i en el material que atraviesa la malla (p/p)
$\bar{M}_{U_i,exp}$	Fracción en masa experimental de la clase i en el material que atraviesa la malla (p/p)
$\bar{\bar{M}}_{ci}$	Valor experimental promedio (i.e., de cada muestra original y su réplica) para cada clase i correspondiente a una corriente c (p/p)
n	Función densidad en número continua (#/m)
n^{ap}	Función acumulada pasante en número continua (#)
n^{ar}	Función acumulada retenida en número continua (#)
n^k	Función densidad en número continua en la cámara k del granulador (#/m)
n_i	Función densidad en número discreta (#/m)
n_i^{ap}	Número de partículas de la clase i menores que el tamaño d_i (#)
n_i^{ar}	Número de partículas de la clase i mayores que el tamaño d_i (#)
\dot{n}	Función densidad en número continua por unidad de tiempo (#/m/s)
\dot{n}_i	Función densidad en número discreta por unidad de tiempo (#/m/s)
\dot{n}_{in}^k	Función densidad en número discreta por unidad de tiempo de entrada a cada cámara k del granulador (#/m/s)
\dot{n}_{out}^k	Función densidad en número discreta por unidad de tiempo de salida de cada cámara k del granulador (#/m/s)
\bar{n}	Función densidad en número continua normalizada (1/m)
\bar{n}_i	Función densidad en número discreta normalizada (1/m)
N_i	Número de partículas en la clase i (-)
N_i^e	Número de partículas de clase i en el enfriador (#)
N_i^k	Número de partículas de clase i en cada cámara k del granulador (#)

N_T	Número total de partículas de una población (#)
\dot{N}	Número de partículas por unidad de tiempo (#/s)
\dot{N}_i	Número de partículas de la clase i por unidad de tiempo (#/s)
\dot{N}_{in}^e	Caudal en número de entrada al enfriador(#/s)
\dot{N}_{in}^k	Caudal en número de entrada a cada cámara k del granulador (#/s)
\dot{N}_{out}^k	Caudal en número de salida de cada cámara k del granulador (#/s)
O	Corriente de gruesos clasificada por las zarandas (tn/h)
O_A	Corriente de gruesos clasificada por la zaranda A (tn/h)
O_B	Corriente de gruesos clasificada por la zaranda B (tn/h)
O_i	Caudal másico de partículas pertenecientes a la clase i retenido sobre una malla (tn/h)
P	Corriente de producto clasificada por las zarandas (tn/h)
P_A	Corriente de producto clasificada por la zaranda A (tn/h)
P_{atm}	Presión atmosférica (Pa)
P_B	Corriente de producto clasificada por la zaranda B (tn/h)
PBE	<i>Population Balance Equation</i> , balance de población (-)
PSD	<i>Particle Size Distribution</i> , distribución de tamaño de partículas (-)
P_{fondo}^k	Presión sobre la placa de distribución de aire en la cámara k del granulador (Pa)
P_{top}	Presión en el tope del granulador (Pa)
P_{tope}^k	Presión por encima del lecho de la cámara k del granulador (Pa)
q	Intentos de pasaje de una partícula a través de una malla (-)
Q	Porcentaje de partículas de tamaño mayor a la apertura de malla en la alimentación a zaranda (%p/p)
r	Razón geométrica entre clases consecutivas (-)
r^2	Coefficiente de regresión (-)
R	Relación de reciclaje (-)
Re^k	Número de Reynolds en la cámara k del granulador (-)

Re_{elu}^k	Número de Reynolds de elutriación en la cámara k del granulador (-)
Re_{mf}^k	Número de Reynolds de mínima fluidización en la cámara k del granulador (-)
R_{hs}	Porcentaje de partículas de tamaño $d_i < 0.5 h$ en la alimentación a zaranda (%p/p)
S	Superficie de la zaranda (m^2)
SGN	<i>Size Guide Number</i> , $100d_{me}$ (mm %)
$SGN_{producto}$	SGN correspondiente a la corriente de producto del circuito, (mm %)
$SGN_{reciclo}$	SGN correspondiente a la corriente de reciclo del circuito, (mm %)
t	Tiempo (s)
t_0	Tiempo inicial (s)
t_f	Tiempo final (s)
T	$T = 1.26h$
T^e	Temperatura en el enfriador ($^{\circ}C$)
T^k	Temperatura en la cámara k del granulador ($^{\circ}C$)
T_a^2	Temperatura del aire de fluidización de entrada a la segunda cámara del granulador ($^{\circ}C$)
$T_{a_{in}}^e$	Temperatura del aire de entrada al enfriador ($^{\circ}C$)
$T_{a_{in}}^k$	Temperatura del aire de fluidización y atomización (promedio de las contribuciones de ambas corrientes) de entrada a la cámara k del granulador ($^{\circ}C$)
$T_{af_{in}}^k$	Temperatura del aire de fluidización de entrada a la cámara k del granulador ($^{\circ}C$)
$T_{a_{out}}^e$	Temperatura del aire de salida del enfriador ($^{\circ}C$)
$T_{a_{out}}^k$	Temperatura del aire de salida de la cámara k del granulador ($^{\circ}C$)
$T_{at_{in}}^k$	Temperatura del aire de atomización de entrada a las cámaras k de crecimiento del granulador ($^{\circ}C$)
T_i	Coficiente de partición de la clase i
T_L^k	Temperatura de la solución de urea inyectada a la cámara k del granulador ($^{\circ}C$)
T_{ref}	Temperatura de referencia (variable auxiliar) ($^{\circ}C$)
T_x	Temperatura (variable auxiliar) ($^{\circ}C$)
$T_{S_{in}}^e$	Temperatura de la urea sólida de entrada al granulador ($^{\circ}C$)

T_{Sin}^k	Temperatura de la urea s3lida de entrada a la c3mara k del granulador ($^{\circ}\text{C}$)
T_{Sout}^k	Temperatura de la urea s3lida de salida de la c3mara k del granulador ($^{\circ}\text{C}$)
$u(t)$	Variables de optimizaci3n o manipuladas (-)
u	Velocidad superficial del gas (m/s)
u^e	Velocidad superficial del aire en el enfriador (m/s)
u^k	Velocidad superficial del aire de fluidizaci3n en la c3mara k del granulador (m/s)
u_0^k	Velocidad del flujo de s3lidos a trav3s del orificio que comunica la c3mara k del granulador con la $k+1$ (m/s)
u_{grilla}^k	Velocidad superficial del aire de fluidizaci3n en la grilla de distribuci3n de aire en la c3mara k del granulador (m/s)
u_{in}	Velocidad del aire de fluidizaci3n en la succi3n del soplante (m/s)
u_{mf}	Velocidad de m3nima fluidizaci3n (m/s)
u_{out}	Velocidad del aire de fluidizaci3n en el tope del granulador (m/s)
u_{mf}^k	Velocidad de m3nima fluidizaci3n del aire en la c3mara k del granulador (m/s)
u_t	Velocidad terminal (m/s)
u_t^k	Velocidad terminal en la c3mara k del granulador (m/s)
u_{tope}^k	Velocidad del aire en la parte superior del lecho de la c3mara k del granulador (m/s)
U	Corriente de finos clasificada por las zarandas (tn/h)
U_A	Corriente de finos clasificada por la zaranda A (tn/h)
U_B	Corriente de finos clasificada por la zaranda B (tn/h)
UI	<i>Uniformity Index</i> , $100 d_5/d_{90}$ (mm %)
U^T	Caudal m3sico de part3culas de tama3o menor que la apertura de malla (tn/h)
V_P	Volumen de una part3cula (m^3)
V_T	Volumen total de las part3culas de una poblaci3n (m^3)
w	Variable manipulada (-)
w^{min}	L3mite inferior para la restricci3n en todo tiempo (-)
w^{max}	L3mite superior para la restricci3n en todo tiempo (-)

$W_{2-4\text{ mm}}$	Fracción en masa de producto en especificación (%p/p)
$W_{<2\text{ mm}}$	Fracción en masa de producto de tamaño menor a 2 mm (%p/p)
$W_{>4\text{ mm}}$	Fracción en masa de producto de tamaño mayor a 4 mm (%p/p)
W_{ci}	Varianza asociada a las muestras experimentales tomadas alrededor de las zarandas (-)
W_i	Caudal másico axial de partículas de la clase i que queda retenido sobre una malla por unidad de ancho de la zaranda (tn/h/m)
$x(t)$	VARIABLES DE ESTADO (-)
x_L^k	Contenido de agua en la solución de urea inyectada a la cámara k del granulador (p/p)
X	Porcentaje de partículas pertenecientes a clases localizadas en el rango $0.75 h - 1.25 h$ en la alimentación a zaranda (-)
X_{in}^k	Contenido de agua en la urea sólida de entrada a la cámara k del granulador (p/p)
X_{out}^k	Contenido de agua en la urea sólida de salida de la cámara k del granulador (p/p)
y	Probabilidad de pasaje a través de una malla de una partícula en un único intento (-)
y'	Probabilidad de retención sobre una malla de una partícula en q intentos (-)
Y	Número de corrientes alrededor de las zarandas (-)
Y_{ain}^k	Fracción másica de agua en base seca para la fase gas a la entrada de la cámara k del granulador (p/p)
Y_{aout}^k	Fracción másica de agua en base seca para la fase gas a la salida de la cámara k del granulador (p/p)
z	Variable auxiliar que cuantifica la desviación de las restricciones en todo tiempo (-)
Z	Número total de clases en que se divide la distribución de partículas (-)

Símbolos griegos

α	Fracción de área de descarga del granulador (-)
β	Parámetro de ajuste de la función $B_{i,j}$ para el modelo del molino de rodillos (-)
γ	Parámetro de ajuste de la función $B_{i,j}$ para el modelo del molino de rodillos (-)
λ	Parámetro de ajuste de la función a_i para el modelo del molino de rodillos (-)

ε	Porosidad de lecho fijo (-)
ε^e	Porosidad del lecho de partículas en el enfriador (-)
ε^k	Porosidad del lecho de partículas en la cámara k del granulador (-)
ε_{mf}^k	Porosidad de mínima fluidización del lecho de partículas en la cámara k del granulador (-)
ε_{tol}	Tolerancia al error en las restricciones para todo tiempo (-)
μ	Parámetro de ajuste de la variable a_i para el modelo del molino de rodillos (-) Viscosidad del aire (Pa s)
ϕ	Parámetro de ajuste de la variable $B_{i,j}$ para el modelo del molino de rodillos (-)
ζ	Fracción de división de la alimentación a zarandas en el derivador (-)
η_j	Momento j de una población de partículas
ρ_a	Densidad del aire (kg/m^3)
$\rho_{a_{in}}$	Densidad del aire de fluidización en el ducto de succión del soplante (kg/m^3)
$\rho_{a_{out}}$	Densidad del aire de fluidización en el tope del granulador (kg/m^3)
ρ_a^e	Densidad del aire en el enfriador (kg/m^3)
$\rho_{a_{grilla}}^e$	Densidad del aire de fluidización en la grilla de distribución de aire del enfriador (kg/m^3)
ρ_a^k	Densidad del aire en la cámara k del granulador (kg/m^3)
$\rho_{a_{damper}}^k$	Densidad del aire de fluidización en el dämpers situado en la succión del aire de la cámara k del granulador (kg/m^3)
$\rho_{a_{grilla}}^k$	Densidad del aire de fluidización en la grilla de distribución de aire de la cámara k del granulador (kg/m^3)
ρ_B	Densidad del lecho de partículas (kg/m^3)
ρ_{bed}^e	Densidad del lecho de partículas en el enfriador (kg/m^3)
ρ_{bed}^k	Densidad del lecho de partículas en la cámara k del granulador (kg/m^3)
ρ_p	Densidad de la partícula (kg/m^3)
σ	Parámetro asociado a la constante de velocidad de la región concentrada de una zaranda (-)

ψ	Propiedad genérica de la población
ω	Parámetros de ajuste de las constantes de velocidad de pasaje y estratificación de una zaranda (-)
$\Delta \psi$	Variación en propiedad genérica de la población
Δd	Variación en el tamaño de partícula (m)
$\Delta E h^k$	Cambio de energía potencial en la cámara k del granulador (Pa)
$\Delta E k$	Cambio de energía cinética (Pa)
ΔH_{DIS}	Calor de disolución (J/s)
ΔH_{EV}	Calor de evaporación (J/s)
Δn^{ap}	Variación en la función acumulada pasante en número (#)
$\Delta P_{arrastre}^k$	Fuerza de arrastre ejercida por el fluido en la cámara k del granulador (Pa)
ΔP_{blower}	Aumento de presión provisto por el soplante del aire de fluidización (Pa)
ΔP_{bed}^e	Caída de presión en el lecho de partículas del enfriador (Pa)
ΔP_{bed}^k	Caída de presión en el lecho de partículas de la cámara k del granulador (Pa)
ΔP_{damper}^k	Caída de presión en el dämpfer situado en la succión del aire de fluidización en la cámara k del granulador (Pa)
ΔP_f^k	Caída de presión por fricción en la cámara k del granulador (Pa)
ΔP_{grilla}^e	Caída de presión en la grilla de distribución de aire en el enfriador (Pa)
ΔP_{grilla}^k	Caída de presión en la grilla de distribución de aire de la cámara k del granulador (Pa)
ΔP_T	Caída de presión total (Pa)
ΔP_T^e	Caída de presión total en el enfriador (Pa)

Bibliografía

A

Abastecimiento de urea para el sector agropecuario, Ministerio de Economía y Producción, Expte. N° S01: 0263111, Resolución SCT N° 149, 2004.

Adetayo, A. A. Modelling and Simulation of a Fertilizer Granulation Circuit, PhD Thesis, University of Queensland, Australia, 1993.

Adetayo, A. A.; Litster, J. D.; Desai, M. The effect of process parameters on drum granulation of fertilizers with broad size distributions. *Chemical Engineering Science* **1993**, *48*, 3951-3961.

Adetayo, A.; Litster, J.; Cameron, I. T. Steady state modelling and simulation of a fertilizer granulation circuit. *Computers & Chemical Engineering* **1995**, *19*, 383-393.

Allen, T. *Particle Size Measurement I: Powder Sampling and Particle Size Measurement*; Chapman & Hall: London, England, 1997.

Alnajar, A. Framing the best practices in granulation operation. *Arab Fertilizer* **2010**, *58*, 26-29.

Aspen Aspen Plus 12.1 Unit Operation Models 2005.

Athena Visual Studio. Software for modeling and parameter estimation, Naperville, IL USA. www.AthenaVisual.com 2011.

Austin, L. G. A review introduction to the mathematical description of grinding as a rate process. *Powder Technology* **1971/72**, *5*, 1-17.

Austin, L. G.; Bhatia, V. K. Experimental methods for grinding studies in laboratory mills. *Powder Technology* **1971/72**, 261-266.

Austin, L. G.; Luckie, P. The estimation of non-normalized breakage distribution parameters from batch grinding tests. *Powder Technology* **1971/72**, *5*, 267-271.

Austin, L. G.; Van Orden, D.; Perez, J. W. A preliminary analysis of smooth roll crushers. *International Journal of Mineral Processing* **1980**, *6*, 321-336.

Austin, L. G.; Van Orden, D.; McWilliams, B.; Perez, J. W. Breakage parameters of some materials in smooth roll crushers. *Powder Technology* **1981**, *28*, 245-251.

Austin, L.; Cho, H. An alternative method for programming mill models. *Powder Technology* **2002**, *122*, 96-100.

B

Baeder, A. Rotoform Urea Pastilles. The sustainable premium urea product. Process Paper 2010; <http://www.ureaknowhow.com>.

Balliu, N. An Object Oriented Approach to the Modelling and Dynamics of Granulation Circuits, PhD Thesis, University of Queensland, Australia, 2005.

Balliu, N.; Cameron, I. T. Performance assessment and model validation for an industrial granulation circuit. *Powder Technology* **2007**, *179*, 12-24.

Barbosa-Cánovas, G. V.; Ortega-Rivas, E.; Juliano, P.; Yan, H. *Food Powders: Physical Properties, Processing, and Functionality*; Kluwer Academic Publishers: New York, United States, 2005; Vol. 1.

Benzer, H.; Ergun, L.; Oner, M.; Lynch, A. J. Simulation of open circuit clinker grinding. *Minerals Engineering* **2001**, *14*, 701-710.

Bertín, D. E.; Mazza, G.; Piña, J.; Bucalá, V. Modeling of an industrial fluidized-bed granulator for urea production. *Industrial & Engineering Chemistry Research* **2007**, *46*, 7667-7676.

Bertín, D. E. Modelado y Simulación de un Granulador de Lecho Fluidizado para la Producción de Urea, Tesis Doctoral, Universidad Nacional del Sur, Argentina, 2011.

Bertín, D. E.; Cotabarrén, I. M.; Bucalá, V.; Piña, J. Analysis of the product granulometry, temperature and mass flow of an industrial multichamber fluidized bed urea granulator. *Powder Technology* **2011**, *206*, 122-131.

Brooker, D. Improving Granulation Techniques of 'N-gold' Fertilizer, Master Thesis, University of Queensland, Australia, 1999.

Brouwer, M. The different forms of solid urea & the background of caking. Process Paper 2010a; <http://www.ureaknowhow.com>.

Brouwer, M. Dust emission from prilling towers. Process Paper 2010b; <http://www.ureaknowhow.com>.

Brouwer, M. World scale urea plants. Process Paper 2010c; <http://www.ureaknowhow.com>.

Bucalá, V.; Piña, J. Teaching population balances for the students: application to granulation processes. *Chemical Engineering Education* **2007**, *41*, 209-217.

Bucalá, V.; Borio, D.; Porras, J. Thermal regimes in concurrently cooled fixed-bed reactors for parallel reactions: application to practical design problems. *Chemical Engineering Science* **1997**, *52*, 1577-1587.

Buitnik, F. Recent highlights of Stamicarbon urea technology. *22nd AFA International Fertilizers Technology Conference & Exhibition*, Marrakech, Morocco, June 30 - July 2 2009.

Burgschweiger, J.; Tsotsas, E. Experimental investigation and modelling of continuous fluidized bed drying under steady-state and dynamic conditions. *Chemical Engineering Science* **2002**, *57*, 5021-5038.

C

Cameron, I. T.; Wang, F. Y.; Immanuel, C.; Stepanek, F. Process systems modelling and applications in granulation: A review. *Chemical Engineering Science* **2005**, *60*, 3723-3750.

Cameron, I. T.; Wang, F. Y. Process Systems Engineering Applied to Granulation. In *Handbook of Powder Technology*; Salman, A.D., Hounslow, M.J., Seville, J.P.K. Eds.; Elsevier: Amsterdam, The Netherlands, 2007.

Campbell, G.; Webb, C. On predicting roller milling performance. Part I: the breakage equation. *Powder Technology* **2001**, *115*, 234-242.

CF Industries. Product specification sheet: Granular urea. Deerfield, Illinois, USA. <http://www.cfindustries.com/ProductUrea.htm> 2011.

Chiesa, M.; Mathiesen, V.; Melheim, J.; Halvorsen, B. Numerical simulation of particulate flow by the Eulerian-Lagrangian and the Eulerian-Eulerian approach with application to a fluidized bed. *Computers & Chemical Engineering* **2005**, *29*, 291-304.

Christofides, P.; El-Farra, N.; Li, M.; Mhaskar, P. Model-based control of particulate processes. *Chemical Engineering Science* **2008**, *63*, 1156-1172.

CIAFA, Cámara de la Industria de Fertilizantes y Agroquímicos. <http://www.ciafa.org.ar/mercado.htm> 2008.

Cissé L. Balanced fertilization for sustainable use of plant nutrients. Contribution to Fertilizer Best Management Practices, IFA, Belgium, Marzo 2007.

Cotabarren, I. M.; Schulz, P. G.; Bucalá, V.; Piña, J. Modeling of an industrial double-roll crusher of a urea granulation circuit. *Powder Technology* **2008**, *183*, 224-230.

Cotabarren, I. M.; Rossit, J.; Bucalá, V.; Piña, J. Modeling of an industrial vibrating double-deck screen of a urea granulation circuit. *Industrial & Engineering Chemistry Research* **2009**, *48*, 3187-3196.

Cotabarren, I. M.; Bertín, D. E.; Romagnoli, J.; Bucalá, V.; Piña, J. Dynamic simulation and optimization of a urea granulation circuit. *Industrial & Engineering Chemistry Research* **2010**, *49*, 6630-6640.

Cotabarren, I. M.; Bertín, D.; Piña, J.; Bucalá, V. Analysis of optimal control problems and plant debottlenecking for urea granulation circuits. *Industrial & Engineering Chemistry Research* **2011**, *50*, 11996-12010.

D

Daubert, T. E.; Danner, R. P. *Thermodynamics Properties of Pure Chemicals: Data Compilation*; Taylor & Francis: London, England, 1996.

Dosta, M.; Heinrich, S.; Werther, J. Fluidized bed spray granulation: Analysis of the system behaviour by means of dynamic flowsheet simulation. *Powder Technology* **2010**, *204*, 71-82.

Drechsler, J.; Peglow, M.; Heinrich, S.; Ihlow, M.; Morl, L. Investigating the dynamic behaviour of fluidized bed spray granulation processes applying numerical simulation tools. *Chemical Engineering Science* **2005**, *60*, 3817-3833.

F

FAO, Food and Agriculture Organization, Los fertilizantes y su uso, Roma, 2002.

FAO, Food and Agriculture Organization of the United Nations, Uso de fertilizantes por cultivo en Argentina, Roma, 2004.

FAO, Food and Agriculture Organization of the United Nations, La agricultura mundial en la perspectiva del año 2050, Roma, 2009a.

FAO, Food and Agriculture Organization of the United Nations, Cómo alimentar al mundo en 2050, Roma, 2009b.

FAO, Food and Agriculture Organization of the United Nations, El desafío de la tecnología, Roma, 2009c.

FAOSTAT, Food and Agriculture Organization of the United Nations, base de datos online 2011.

Fayed, M. E.; Otten, L. *Handbook of Powder Science & Technology*; Chapman & Hall: New York, United States, 1997.

Ferrara, G.; Preti, U.; Schena, G. D. Modelling screening operations. *International Journal of Mineral Processing* **1988**, *22*, 193-222.

Fertilizer Manual. United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) and International Fertilizer Development Center (IFDC). Kluwer Academic Publishers: The Netherlands, 1998.

Franzrahe, H. Start-up experience of the MOPCO urea granulation plant. *23rd AFA International Technical Conference & Exhibition*, Tunisia, June 29 – July 1 2010.

Fries, L.; Antonyuk, S.; Heinrich, S.; Palzer, S. DEM–CFD modeling of a fluidized bed spray granulator. *Chemical Engineering Science* **2011**, *66*, 2340-2355.

Fung, K. Y.; Ng, K. M.; Nakajima, S.; Wibowo, C. A systematic iterative procedure for determining granulator operating parameters. *AIChE Journal* **2006**, *52*, 3189-3202.

G

García, M.G. Fertilización en Trigo: Campaña 2003/04. SAGPyA, Dirección de Agricultura, 2005.

Garnavi, L.; Kasiri, N.; Hashemabadi, S. Mathematical modeling of a continuous fluidized bed dryer. *International Communications in Heat and Mass Transfer* **2006**, *33*, 666-675.

Gatzke, E.; Doyle III, F. J. Model predictive control of a granulation system using soft output constraints and prioritized control objectives. *Powder Technology* **2001**, *121*, 149-158.

Geldart, D. Types of gas fluidization. *Powder Technology* **1973**, *7*, 185-292.

Giovanelli, A.; Schech, R. The Stacx project. *Tenth Stamicarbon Urea Symposium*, 2004.

Glaser, T.; Sanders, C. F. W.; Wang, F. Y.; Cameron, I. T.; Litster, J. D.; Poon, J. M.-H.; Ramachandran, R.; Immanuel, C. D.; Doyle III, F. J. Model predictive control of continuous drum granulation. *Journal of Process Control* **2009**, *19*, 615-622.

gPROMS Documentation. *Process System Enterprise*. 2009.

Grace, J. In *Gas Fluidization Technology*; D., G., Ed.; John Wiley & Sons, Inc., 1986.

Groenewold, H.; Tsotsas, E. Drying in fluidized beds with immersed heating elements. *Chemical Engineering Science* **2007**, *62*, 481-502.

Gupta, S. S.; Yan, D. *Mineral Processing Design and Operations*; Elsevier: Amsterdam, The Netherlands, 2006.

H

Halstensen, M.; Debakker, P.; Esbensen, K. Acoustic chemometric monitoring of an industrial granulation production process—a PAT feasibility study. *Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems* **2006**, *84*, 88-97.

Han, C.; Wilenitz, I. Mathematical modeling of steady-state behavior in industrial granulators. *Industrial Engineering Chemistry Fundamentals* **1970**, *9(3)*, 401-411.

Heffer, P.; Prud'homme, M. Fertilizer Outlook 2011– 2015. *79th IFA Annual Conference*, Montreal, Canada, Mayo 2011.

Heinrich, S.; Mörl, L. Description of the temperature, humidity, and concentration distribution in gas-liquid-solid fluidized beds. *Chemical Engineering & Technology* **1999a**, *22*, 118-122.

Heinrich, S.; Mörl, L. Fluidized bed spray granulation—A new model for the description of particle wetting and of temperature and concentration distribution. *Chemical Engineering and Processing* **1999b**, *38*, 635-663.

Heinrich, S. Unsteady and steady-state particle size distributions in batch and continuous fluidized bed granulation systems. *Chemical Engineering Journal* **2002**, *86*, 223-231.

Heinrich, S.; Peglow, M.; Ihlow, M.; Henneberg, M.; Morl, L. Analysis of the start-up process in continuous fluidized bed spray granulation by population balance modelling. *Chemical Engineering Science* **2002**, *57*, 4369-4390.

Heinrich, S.; Peglow, M.; Ihlow, M.; Morl, L. Particle population modeling in fluidized bed-spray granulation—analysis of the steady state and unsteady behavior. *Powder Technology* **2003**, *130*, 154-161.

Heinrich, S.; Henneberg, M.; Peglow, M.; Drechsler, J.; Mörl, L. Fluidized bed spray granulation: analysis of heat and mass transfers and dynamic particle populations. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* **2005**, *22*, 181-194.

Hess, F. W. Mathematical Modeling of Screens and Related Units for Plant Simulation, PhD Thesis, University of Queensland, Australia, 1983.

Holdich, R. G. *Fundamentals of Particle Technology*; Midland Information Technology and Publishing: Shepshed, United Kingdom, 2002.

Hounslow, M. J.; Ryall, R.; Marshall, C. A discretized population balance for nucleation, growth, and aggregation. *AIChE Journal* **1988**, *34*, 1821-1832.

Hounslow, M. J. A discretized population balance for continuous systems at steady state. *AIChE Journal* **1990**, *36*, 106-116.

J

Jacob, M. Granulation Equipment. In *Handbook of Powder Technology*; Salman, A. D.; Hounslow, M. J.; Seville, J. P. K., Eds.; Elsevier: Amsterdam, The Netherlands, 2007.

K

Karnaphuli Fertilizer Company Limited. Rangadia, Anowara Chittagong, Bangladesh. <http://www.kafcobd.com/html/products.html> 2011.

- Karra, V. K. Development of a model for predicting the screening performance of a vibrating screen. *CIM Bulletin* **1979**, 167-171.
- Kars, F. Prilling or granulation of urea. *IFA Technical Conference*, Paris, France, 5-8 November 1984.
- Kayaert, A.F. N.S.M. fluidised-bed urea granulation process. *Proceedings of the 30th Annual Meeting Fertilizer Industry Round Table* 1980.
- Kayaert, A.F.; Antonus, R.A.C. Process for the Production of Urea Granules. US Patent 5653781, 1997.
- King, R. P. *Modeling and Simulation of Mineral Processing Systems*; Butterworth-Heinemann: Oxford, UK, 2001.
- Kis, P.; Mihalyko, C.; Lakatos, B. Discrete model for analysis and design of grinding mill-classifier systems. *Chemical Engineering and Processing* **2006**, *45*, 340-349.
- Klimpel, R. R.; Austin, L. G. The back-calculation of specific rates of breakage and non-normalized breakage distribution parameters from batch grinding data. *International Journal of Mineral Processing* **1977**, *4*, 7-32.
- Kumar, S.; Ramkrishna, D. On the solution of population balance equations by discretization - III. Nucleation, growth and aggregation of particles. *Chemical Engineering Science* **1997**, *52*, 4659-4679.
- Kunii, D.; Levenspiel, O. *Fluidization Engineering*; Butterworth-Heinemann: Newton, United States, 1991.

L

- Lai, F. S.; Chen, Y. Modelling and simulation of a continuous fluidized-bed dryer. *Chemical Engineering Science* **1986**, *41*, 2419-2430.
- Li, J.; Webb, C.; Pandiella, S.; Campbell, G. Discrete particle motion on sieves—a numerical study using the DEM simulation. *Powder Technology* **2003**, *133*, 190-202.
- Litster, J.; Ennis, B.; Liu, L. *The Science and Engineering of Granulation Processes*; Particle Technology Series, Kluwer Academic Publishers: Dordrecht, 2004.
- Luckie, P. Size Separation. In *Kirk-Othmer Encyclopedia*; John Wiley & Sons Inc: New York, United States, 2000.

M

Massimilla, L. Flow Properties of the Fluidized Dense Phase. In *Fluidization*; Davidson, J. F.; Harrison, D., Eds.; Academic Press: New York, United States, 1971.

Meessen J.H.; Petersen H. Urea. In: *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*; VCH: Weinheim, Germany, 1996.

Meessen, J.; van Baal, H. Stamicarbon's granulation technology: diamonds, pearls and Stamicarbon granules. *IFA Technical Committee*, Hilton Abu Dhabi. 30 September – 2 October 2003.

Modsim Simulator Mineral Technologies Inc.: Salt Lake City, UT <http://www.mineraltech.com/MODSIM> 2008.

Molerus, O.; Hofmann, H. Darstellung von windsichtercurven durch ein stochastisches Modell. *Chemie Ingenieur Technik* **1969**, *41*, 340-344.

Moly-CopTools. Moly-Cop Chile S.A.: Santiago, Chile <http://molycop.cl> 2008.

Mörl, L.; Heinrich, S.; Peglow, M. Fluidized Bed Spray Granulation. In *Handbook of Powder Technology*; Salman, A. D.; Hounslow, M. J.; Seville, J. P. K., Eds.; Elsevier: Amsterdam, The Netherlands, 2007.

N

Nagaiah, C.; Warnecke, G.; Heinrich, S.; Peglow, M. Numerical simulation of temperature and concentration distributions in fluidized beds with liquid injection. *Chemical Engineering Science* **2007**, *62*, 1567-1590.

Nagaiah, C.; Warnecke, G.; Heinrich, S.; Peglow, M. Three-dimensional numerical study of heat and mass transfer in fluidized beds with spray nozzle. *Computers & Chemical Engineering* **2008**, *32*, 2877-2890.

Nakamura, S. The TOYO urea granulation technology - the challenges and achievements in producing urea granules. *20th AFA International Annual Technical Conference*, Tunisia, 19-21 Junio 2007.

Nicmanis, M.; Hounslow, M. J. Finite-element methods for steady-state population balance equations. *AIChE Journal* **1998**, *44*, 2258-2272.

Niks, A.; Van Hijfte, W.H.P.; Goethals, R.A.J. Process for Urea Granulation. U.S. Patent 4219589, 1980.

Nordberg Process Machinery: Reference Manual 1st ed., Rexnord, 1976.

Nowee, S. M.; Abbas, A.; Romagnoli, J. a. Model-based optimal strategies for controlling particle size in antisolvent crystallization operations. *Crystal Growth & Design* **2008**, *8*, 2698-2706.

P

Palo D.R. Methanol steam reforming for hydrogen production. *Chemical Reviews* **2007**, *107*(10), 3992–4021.

Plitt, L. R. The analysis of solid-solid separations in classifier. *CIM Bulletin* **1971**, *64*, 42-47.

Potthoff, M. Mega urea granulation plants up and running - potentials for future developments. *20th AFA International Technical Fertilizer Conference*, 2007.

Pottmann, M.; Ogunnaike, B. A.; Adetayo, A.; Ennis, B. J. Model-based control of a granulation system. *Powder Technology* **2000**, *108*, 192-201.

Q

Qamar, S.; Warnecke, G. Numerical solution of population balance equations for nucleation, growth and aggregation processes. *Computers & Chemical Engineering* **2007**, *31*, 1576-1589.

R

Radichkov, R.; Muller, T.; Kienle, A.; Heinrich, S.; Peglow, M.; Morl, L. A numerical bifurcation analysis of continuous fluidized bed spray granulation with external product classification. *Chemical Engineering and Processing* **2006**, *45*, 826-837.

Ramkrishna, D. *Population Balances*; Academic Press: London, England, 2000.

Randolph, A. D.; Larson, M. A. *Theory of Particulate Processes*; Academic Press: New York, United States, 1971.

Reimers, C.; Werther, J.; Gruhn, G. Flowsheet simulation of solids processes: Data reconciliation and adjustment of model parameters. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* **2008**, *47*, 138-158.

Reimers, C.; Werther, J.; Gruhn, G. Design specifications in the flowsheet simulation of complex solids processes. *Powder Technology* **2009**, *191*, 260-271.

Rhodes, M. J. *Introduction to Particle Technology*; 2nd ed.; Wiley & Sons: Chichester, England, 2008.

Rogers, R. S. C.; Shoji, K. A double-roll crusher model applied to a full scale crusher. *Powder Technology* **1983**, *35*, 123-129.

Rotex. www.rotex.com 2012.

Roy P.; Khanna R.; Subbarao D. Granulation time in fluidized bed granulators. *Powder Technology* **2010**, *199*, 95-99.

S

Saleh, K. PhD Thesis, Contribution a l'Etude de l'Enrobage de Particules Solides en Lit Fluidise. Institut National Polytechnique de Toulouse, France, 1998.

Saleh, K.; Guigon, P. Coating and Encapsulation Processes in Powder Technology. In *Handbook of Powder Technology*; Salman, A. D.; Hounslow, M. J.; Seville, J. P. K., Eds.; Elsevier: Amsterdam, The Netherlands, 2007.

Sanders, C. F. W.; Hounslow, M. J.; Doyle III, F. J. Identification of models for control of wet granulation. *Powder Technology* **2009**, *188*, 255-263.

SABIC. Saudi Basic Industries Corporation. Prilled urea and granular urea data sheet. <http://www.sabic.com/asia/en/productsandservices/fertilizers/prilledureaandgranularurea.aspx> 2012.

Scarlett, B. Particle Populations—to balance or not to balance, that is the question! *Powder Technology* **2002**, *125*, 1-4.

Schwier, D.; Hartge, E.-U.; Werther, J.; Gruhn, G. Global sensitivity analysis in the flowsheet simulation of solids processes. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* **2010**, *49*, 9-21.

Seville, J.; Tüzün, U.; Clift, R. *Processing of Particulate Solids*; Chapman & Hall: London, England, 1997.

Smith, P. G.; Nienow, A. W. Particle growth mechanisms in fluidised bed granulation - I. *Chemical Engineering Science* **1983**, *38*, 1223-1231.

Snow, R.; Allen, T.; Ennis, B.; Litster, J. Size Reduction and Size Enlargement. In: *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, The McGraw-Hill Companies, 1999.

Soldinger, M. Interrelation of stratification and passage in the screening process. *Minerals Engineering* **1999**, *12*, 497-516.

SolidSim. <http://www.solidsim.com> 2011.

Stamicarbon. <http://www.stamicarbon.com> 2011.

Standish, N.; Bharadwaj, A. K.; Hariri-Akbari, G. A study of the effect of operating variables on the efficiency of a vibrating screen. *Powder Technology* **1986**, *48*, 161-172.

Subasinghe, G. K. N. S.; Schaap, W.; Kelly, E. G. Modelling the screening process: A probabilistic approach. *Powder Technology* **1989**, *59*, 37-44.

Subasinghe, G. K. N. S.; Schaap, W.; Kelly, E. G. Modelling the screening process as a conjugate rate process. *International Journal of Mineral Processing* **1990**, *28*, 289-300.

T

Tan, H.; Goldschmidt, M.; Boerefijn, R.; Hounslow, M. J.; Salman, A. D.; Kuipers, J. A. M. Building population balance model for fluidized bed melt granulation: lessons from kinetic theory of granular flow. *Powder Technology* **2004**, *142*, 103-109

Teunou, E.; Poncelet, D. Batch and continuous fluid bed coating – review and state of the art. *Journal of Food Engineering* **2001**, *50*, 325-340.

The World Bank Data. <http://data.worldbank.org/indicator> 2011.

Toomey, R. D.; Johnstone, H. F. Gaseous fluidization of solid particles. *Chemical Engineering Progress* **1952**, *48*, 220.

U

UFT Fluid-bed Granulation – Superior Technology 2011 Brochure, FL240e/2000 2/2011 Uhde/TK Printmedia/ Germany; <http://www.uhde-fertilizer-technology.com>.

Uhde Fertilizer Technology, <http://www.uhde-fertilizer-technology.com>.

Uhde Technology Profile, Uhde GmbH. <http://www.uhde.eu/en.html> 2012.

V

Veliz, S.; Mirazú, L.; Piña, J.; Pedernera, M.; Bucalá, V. Efecto del caudal de aire de fluidización sobre la calidad de urea granulada obtenida en un granulador de lecho fluidizado escala piloto. In *VI Congreso Argentino de Ingeniería Química*; Mar del Plata, Argentina, 2010.

W

Wang, F. Y.; Cameron, I. T. A multi-form modelling approach to the dynamics and control of drum granulation processes. *Powder Technology* **2007a**, *179*, 2-11.

Wang, F. Y.; Cameron, I. T. Multi-level optimal control of particulate process with on-line identification. In *7th World Congress of Chemical Engineering*; Glasgow, Scotland, 2007b.

Wang, F. Y.; Ge, X. Y.; Balliu, N.; Cameron, I. T. Optimal control and operation of drum granulation processes. *Chemical Engineering Science* **2006**, *61*, 257-267.

Wang, V.; Brouwer, M. Worldwide urea plants overview. Process Paper 2011; <http://www.ureaknowhow.com>.

Wen, C. Y.; Yu, Y. H. A generalised method for predicting minimum fluidization velocity. *AIChE Journal* **1966**, *12*, 610.

Werther, J.; Heinrich, S.; Dosta, M.; Hartge, E.-U. The ultimate goal of modeling—Simulation of system and plant performance. *Particuology* **2011**, *9*, 320-329.

Whiten, W. J. Simulation and Model Building for Mineral Processing, PhD Thesis, University of Queensland, Australia, 1972.

Wildeboer, W. J. Steady State and Dynamic Simulations of a Closed Loop Granulation Circuit, Master Thesis Delft University of Technology, The Netherlands, 1998.

Wills, B.; Napier-Munn, T. J. *Will's Mineral Processing Technology, Seventh Edition: an Introduction to the Practical Aspects of Ore Treatment and Mineral Recovery*; Butterworth-Heinemann: London, England, 2006.

Z

Zhang, J.; Litster, J.; Wang, F. Y.; Cameron, I. T. Evaluation of control strategies for fertiliser granulation circuits using dynamic simulation. *Powder Technology* **2000**, *108*, 122-129.