



FACULTAD DE INGENIERÍA

TESIS DE GRADO

**SECADO DE BAGAZO DE CEBADA CERVECERA EN
LECHOS FLUIDIZADOS TIPO REMOLINO Y
BURBUJEANTE. ESTUDIO COMPARATIVO**

Tesista: Cejas Pecoretti, Gastón Ezequiel

Director: Dr. Mazza, Germán

Co-director: Dr. Reyes Urrutia, Andrés

Carrera: Ingeniería Química

Lugar de Trabajo: PROBIEN (Instituto de Investigación y Desarrollo en Ingeniería de Procesos, Biotecnología y Energías Alternativas)

Año: 2024

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, por darme la vida y los valores correctos para poder afrontar cada uno de los desafíos que se me han presentado. Agradecerles por darme el privilegio de poder estudiar y terminar una carrera.

Al Dr. Germán Mazza, quien me dio la oportunidad de realizar este proyecto en las instalaciones del PROBIEN (Instituto de Investigación y Desarrollo en Ingeniería de Procesos, Biotecnología y Energías Alternativas)

Al Dr. Andrés Reyes, por su paciencia y dedicación en el día a día de este proyecto, un gran profesor y una gran persona.

A la Dra. Carmen Maturano, por su ayuda y asesoramiento en el laboratorio.

A mis compañeros de la facultad que atravesaron conmigo todos estos años, gracias por las tardes de estudio y hacer de este tiempo tan memorable para toda la vida.

A mis amigos de siempre, por darme soporte todo este tiempo y estar en los peores momentos.

A Abril, la mejor compañera que se puede tener. Gracias por estar siempre, en las buenas y en las malas, y por tu paciencia en todo este proceso.

Por último, gracias a la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional del Comahue y a todos los profesores que atravesaron mi vida, dejando su granito de arena en cada clase.

RESUMEN

En este trabajo se estudian diversas tecnologías de secado haciendo énfasis en la técnica de secado por lecho fluidizado. El elemento de estudio es el grano de cebada cervecera, o también llamado BSG por sus siglas en inglés (Brewer's Spent Grain). Los ensayos de secado se realizaron en el laboratorio del Grupo de Ingeniería de Reactores y Procesos Químicos. Se analizó el tamaño medio de las partículas de bagazo y luego se estudió el efecto de la temperatura, de la velocidad del aire y del uso de distintas placas distribuidoras en el lecho sobre el efecto del tiempo de secado. Los resultados experimentales fueron comparados con modelos matemáticos. Por último, se realizó una comparativa entre el secado de bagazo con lecho fluidizado y un método de secado convencional.

El trabajo se divide en 7 capítulos resumidos a continuación.

En el capítulo 1 se realiza una introducción sobre el BSG y se definen los objetivos de este proyecto.

En el capítulo 2 se describe la historia del bagazo de cerveza y se hace un análisis de su potencial en la industria alimentaria.

En el capítulo 3 se desarrollan varios métodos de secado utilizados en la industria de alimentos.

En el capítulo 4 se describe el apartado teórico de la fluidización, detallando cuales son los parámetros fundamentales y las características fluidodinámicas a tener en cuenta.

En el capítulo 5 se detallan los materiales y métodos utilizados para realizar los ensayos de este proyecto.

En el capítulo 6 se describen los resultados obtenidos. Estos consisten en la determinación de tamaño de las partículas de bagazo, la velocidad de mínima fluidización de las partículas, la velocidad de secado a distintas temperaturas, velocidades y placas distribuidoras de aire; y una comparativa entre la velocidad de secado en lecho fluidizado y un método de secado convencional.

En el capítulo 7, por último, se presentan las conclusiones del trabajo.

Índice

1. INTRODUCCIÓN	7
1.1 Generalidades	7
1.2 Objetivo general.....	9
1.3 Objetivos específicos.....	9
2. EL BAGAZO Y SU POTENCIAL EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA... 11	
2.1 Breve historia sobre el bagazo de cerveza	11
2.2 Potencial del BSG en la industria	12
2.3 Aporte nutricional del BSG y su marco normativo en Argentina	13
3. TÉCNICAS DE SECADO	17
3.1 Introducción.....	18
3.2 Secado por aire caliente	18
3.3 Secado por contacto con una superficie caliente.....	25
3.4 Secado mediante el aporte de energía por una fuente radiante	29
3.5 Liofilización	31
4. LECHOS FLUIDIZADOS	37
4.1 Introducción.....	37
4.2 Sistemas fluidizados	37
4.3 Componentes de un lecho fluidizado	39
4.4 Características fluidodinámicas	41
4.5 Regímenes de fluidización	52
5. MATERIALES Y MÉTODOS.....	55
5.1 Materiales Utilizados.....	55
5.2 Instalación experimental	56
5.3 Procedimiento experimental	62
6. RESULTADOS	65
6.1 Determinación del tamaño medio de las partículas de bagazo	65

6.2	Determinación de la velocidad de mínima fluidización	66
6.3	Curvas de secado con lecho fluidizado	68
6.4	Aplicación de modelos matemáticos	79
6.5	Comparación de secado de bagazo con lecho fluidizado y secado convencional con horno eléctrico convectivo	87
7.	CONCLUSIÓN.....	90
	BIBLIOGRAFÍA	90

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Generalidades

El bagazo de cerveza, también llamado bagazo de cebada o por sus siglas en inglés BSG (Brewer's Spent Grain), es un subproducto de la industria cervecera que representa una fracción significativa del residuo generado durante la producción de cerveza. Este material, compuesto principalmente por cáscaras de cebada, restos de lúpulo y levadura, tiene un alto contenido de humedad y un bajo valor energético en su estado fresco, lo que limita sus aplicaciones industriales y agrícolas. Sin embargo, debido a su riqueza en fibra y proteínas, su valorización mediante procesos de secado y transformación es un área de creciente interés en el ámbito de la economía circular y la sostenibilidad.

El secado del bagazo de cerveza es un paso crítico para reducir su volumen, mejorar su estabilidad microbiológica y aumentar su tiempo de almacenamiento, permitiendo su aprovechamiento en la producción de alimentos para animales, biocombustibles, y otros productos de valor añadido. Entre los diferentes métodos de secado disponibles, el lecho fluidizado por aire se presenta como una opción prometedora debido a su alta eficiencia de transferencia de calor y masa, además de su capacidad para manejar grandes volúmenes de material.

En términos cuantitativos, el BSG es el subproducto más abundante del proceso de elaboración de cerveza, cuya producción a nivel mundial alcanzó los 1950 millones de hectolitros en el año 2017 (Bart, 2019). Si se considera un valor estimado de 0,2 kg de BSG como residuo por cada litro de cerveza (Buffington, 2014), la cantidad de residuo generado arroja un total aproximado de 39 millones de toneladas de BSG. A nivel nacional, se estima que existen más de 1.500 productores de cerveza artesanal que elaboran en total 25 millones de litros por año, generando alrededor de 15 millones de kilos de bagazo por año (Ministerio de Agricultura Ganadería y Pesca, 2022). En la Provincia de Neuquén, según un relevamiento parcial realizado en el año 2022, en el marco del 9° Festival Provincial de Cerveza Artesanal de Aluminé, al que asistieron 21 cerveceros caseros y 32 micro cervecerías, se determinó que los primeros elaboraban

8.530 litros por año, mientras que las cervecerías alcanzaban 1.100.000 litros anuales (Ministerio de Turismo de Neuquén, 2022).

El secado puede realizarse en dos etapas, la primera mediante presión o estrujamiento, para luego completar el proceso mediante el secado en horno o estufa. En este sentido, es importante mencionar que el secado en horno implica la exposición a altas temperaturas durante períodos prolongados, lo que genera efectos adversos sobre las propiedades fisicoquímicas y nutricionales de los productos alimenticios (Pratap et al., 2019). La liofilización, es considerada como la mejor alternativa para preservar productos alimenticios funcionales sin embargo resulta costosa y poco eficiente (San et al., 2018). El secado al vacío en microondas se desarrolló recientemente como una estrategia efectiva que utiliza una combinación de microondas y vacío, donde la aplicación del vacío cumple una doble función: aumenta la velocidad de eliminación de la humedad y reduce el punto de ebullición del agua para controlar la temperatura a la que ocurre el secado. Respecto del uso de contactores fluidizados, De Camargo et al (2019) compararon los secados de BSG en un horno y en un lecho fluidizado de pulso. Los autores concluyeron que el secado en el lecho de pulso reducía significativamente los tiempos de secado. A modo de ejemplo, para reducir la humedad a 10% a 90°C, en el caso del horno convectivo, el tiempo de secado fue de 70 minutos, mientras que en el lecho pulsante el tiempo se redujo a 30 minutos.

En este contexto, el presente trabajo se centra en la evaluación de la eficiencia del secado del bagazo de cerveza en un lecho fluidizado por aire. Se pretende analizar las variables que influyen en el proceso, tales como la temperatura del aire, la velocidad superficial y el tipo de distribución de flujo, con el objetivo de optimizar las condiciones operativas y maximizar la eficiencia del secado. Respecto a los patrones de flujo, se utilizaron dos tipos de distribuidor, por un lado, uno de placa perforada que permite la fluidización en régimen burbujeante, y, por otro lado, un distribuidor que genera una distribución tipo remolino, que permite trabajar a mayor turbulencia de flujo de gas.

Este análisis permitirá establecer una base teórica y experimental para el diseño y operación de sistemas de secado industrial a gran escala, contribuyendo así a la valorización de este subproducto y a la reducción de residuos en la industria cervecera.

1.2 Objetivo general

Estudiar el secado de bagazo de cebada, residuo proveniente de la elaboración artesanal de cerveza en la Provincia de Neuquén. Realizar experiencias de secado en una unidad fluidizada con dos tipos de placa distribuidora, para lograr diferentes patrones de flujo: por un lado, lecho fluidizado burbujeante y por otro, lecho de remolino. Comparar los resultados obtenidos a partir de la construcción de curvas de secado a diferentes temperaturas de operación.

1.3 Objetivos específicos

- a) Caracterización de muestras
- b) Puesta a punto de la operación de secado, selección de velocidad superficial adecuada para secado en unidades fluidizadas.
- c) Secar el bagazo en lecho fluidizado burbujeante a diferentes temperaturas.
- d) Secar el bagazo en lecho fluidizado de remolino (operando a las mismas temperaturas que en el caso de lecho burbujeante).
- e) Construcción de curvas de secado: durante los experimentos, extraer periódicamente muestras. Determinar la humedad por diferencia de pesada luego de secar cada muestra durante 24 horas en estufa convectiva.
- f) Selección de un modelo semiempírico para la operación de secado desarrollada.
- g) Analizar los datos y comparar los resultados.

CAPÍTULO 2

2. EL BAGAZO Y SU POTENCIAL EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA

2.1 Breve historia sobre el bagazo de cerveza

El bagazo de cerveza ha sido aprovechado desde hace siglos, aunque su valorización industrial es relativamente reciente. Históricamente, el bagazo de cerveza ha sido utilizado principalmente en el ámbito rural para la alimentación animal. En las cervecerías artesanales, este subproducto era entregado a granjeros locales como alimento para el ganado, una práctica común que se remonta a tiempos antiguos (Mussatto et al., 2006).

Con la Revolución Industrial y el incremento en la producción de cerveza a gran escala, comenzó a generarse un excedente significativo de bagazo. Este aumento en la producción transformó al bagazo de un simple recurso local a un desafío logístico para las cervecerías industriales, que debían encontrar maneras de deshacerse de grandes volúmenes de este subproducto (Aliyu y Bala, 2011). A medida que la producción de cerveza continuó creciendo, las industrias comenzaron a explorar nuevas formas de aprovechar el bagazo, buscando alternativas que no solo evitaran el desperdicio, sino que también generaran valor añadido (Kunze, 2014).

Durante el siglo XX, el interés en la valorización del bagazo de cerveza aumentó considerablemente. Las investigaciones comenzaron a centrarse en su composición química, revelando su riqueza en fibra, proteínas y otros nutrientes, lo que abrió nuevas posibilidades para su utilización en la alimentación humana y animal, así como en la producción de biocombustibles (Kaur y Singh, 2017). Además, se exploraron aplicaciones en la producción de papel, como adsorbente en tratamientos de aguas residuales, y en otros procesos industriales, marcando el inicio de su valorización integral (Patel, 2017).

En las últimas décadas, con la creciente preocupación por la sostenibilidad y la economía circular, el bagazo de cerveza ha vuelto a ganar atención. Se ha convertido en un ejemplo de cómo los subproductos industriales pueden ser reutilizados en lugar de ser descartados, promoviendo prácticas más sostenibles en la industria cervecera y en otras áreas (Pronyk & Mazza, 2009).

2.2 Potencial del BSG en la industria

El BSG ha demostrado un notable potencial para diversas aplicaciones, especialmente en el contexto de una economía más sostenible y circular. Este material es rico en componentes valiosos como fibra, proteínas, y polifenoles, lo que lo convierte en una materia prima atractiva para múltiples industrias. (Mussatto et al., 2006).

Uno de los principales usos del bagazo de cerveza es en la alimentación animal. Debido a su alto contenido en fibra y proteínas, es un suplemento nutritivo ideal para la dieta del ganado, especialmente en áreas rurales donde la accesibilidad a otros recursos puede ser limitada. Esta práctica no solo maximiza el aprovechamiento del subproducto, sino que también reduce el desperdicio en la industria cervecera.

En el ámbito alimentario, el bagazo de cerveza ha sido explorado como ingrediente en la formulación de productos ricos en fibra, tales como panes, galletas y otros productos de panadería (**Figura 2.1**). Su inclusión en alimentos funcionales no solo mejora el valor nutricional de los productos, sino que también responde a una creciente demanda de alimentos más saludables y una producción más sostenible (Aliyu & Bala, 2011).

Además de su aplicación en la alimentación animal, el bagazo de cerveza ha sido investigado como fuente de energía renovable. Su alto contenido en lignocelulosa lo convierte en un candidato prometedor para la producción de biocombustibles, como biogás y bioetanol. La conversión del bagazo en energía no solo ayuda a mitigar el impacto ambiental del desecho, sino que también ofrece una alternativa sostenible a los combustibles fósiles. (Mussatto, 2006).

El potencial del bagazo de cerveza también se extiende a aplicaciones industriales, como en la producción de papel y como material adsorbente para la remoción de contaminantes en aguas residuales. Estas aplicaciones aprovechan la estructura fibrosa y la capacidad de absorción del bagazo, proporcionando soluciones innovadoras para problemas industriales comunes (Kunze, 2014).



Figura 2.1: Pan hecho con harina de bagazo de cerveza (El mundo revista digital, 2023)

2.3 Aporte nutricional del BSG y su marco normativo en Argentina

El BSG es especialmente rico en fibra dietética, particularmente hemicelulosa, celulosa y lignina, que representan una porción significativa de su composición. Esta alta concentración de fibra lo hace útil no solo como suplemento alimenticio para el ganado, sino también como ingrediente en productos alimenticios diseñados para mejorar la digestión y la salud intestinal en humanos (Patel, 2017).

Además de la fibra, el BSG contiene una cantidad considerable de proteínas, que varían entre el 15-25% en base seca, dependiendo del tipo de cebada y del proceso de elaboración de cerveza. Estas proteínas son principalmente insolubles, lo que las hace útiles en aplicaciones donde se busca mejorar la textura y el valor proteico de los alimentos.

El contenido de lípidos en el BSG es relativamente bajo, pero es suficiente para aportar ácidos grasos esenciales. También contiene minerales como calcio, magnesio, fósforo, y una serie de compuestos fenólicos con propiedades antioxidantes, lo que contribuye a su perfil nutricional beneficioso (Kaur y Singh, 2017).

En nuestro país, en noviembre de 2023, la Secretaría de Calidad en Salud y Secretaría de Agricultura, Ganadería y Pesca incorporaron en el Código Alimentario

Argentino (CAA) al bagazo de cerveza, denominándolo como “bagazo cervecero seco”, para su uso comercial y alimenticio en la fabricación de harina. Dentro del CAA se establecen ciertas condiciones que debe cumplir el BSG para ser comercializado y consumido. Estas son las siguientes:

- El tiempo de almacenamiento de bagazo húmedo previo al secado o estabilización no debe superar las 6 horas.
- El bagazo seco contendrá una humedad inferior a 15% en base húmeda.
- Se someterá a un proceso de deshidratación en bandejas con un (1) cm de espesor de bagazo durante al menos 3 horas a 102°C o tratamiento térmico equivalente.
- Su composición dependerá de las materias primas empleadas en la elaboración de la cerveza de acuerdo con lo mencionado en el artículo 1080 inciso 1.1.5. En cualquier caso, deberá responder a las características establecidas en la **Tabla 2.1**.
- El bagazo cervecero seco deberá satisfacer ciertos criterios microbiológicos, detallados en la **Tabla 2.2**. Los criterios de aceptación son los siguientes:
 - **Valor “n”**: Es el número de unidades de muestra (paquetes, envases, botellas, etc.) de un lote que se deben examinar para satisfacer un plan de muestreo dado.
 - **Valor “c”**: Es la cantidad máxima de unidades que se permite excedan el criterio microbiológico **m**. Cuando este número se excede, el lote se rechaza, aunque obligatoriamente no tenga que destruirse.
 - **Valor “m”**: Es el número máximo de unidades formadoras de colonias (UFC) o número más probable (**NMP**) sobre gramo o mililitro de alimento. En los planes de atributos de dos clases separa los alimentos en aceptables (valores iguales o inferiores a **m**) o inaceptables (valores superiores a **m**). En un plan de tres clases, **m** separa los productos de buena calidad (valores < **m**) de los aceptados marginalmente (valores > **m**). En las situaciones de presencia/ausencia de los planes de dos clases, es

común asignar el valor $m = 0$. Para los planes de tres clases, el valor m es un valor superior a 0. Los valores m están asociados a las buenas prácticas de manufactura.

- **Valor “M”**: Es una cantidad de unidades formadoras de colonias (UFC) o número más probable (NMP) sobre gramo o mililitro de alimento que se usa para separar la calidad marginalmente aceptable de la inaceptable. **M** se utiliza en los planes de tres clases. Cifras mayores a **M**, en cualquiera de las unidades analizadas, son inaceptables y están relacionadas con riesgo sanitario, indicadores sanitarios o con un deterioro potencial. El valor de **M** debe ser tan alto que su presencia constituya un peligro definitivo o un deterioro evidente.
- Queda prohibida la circulación, tenencia y/ o expendio de bagazo cervecero seco que presente sabor y/ o aroma u olor anormales o impropios del producto.

Tabla 2.1: Composición general del BSG para su consumo (Boletín Oficial, 2023)

Humedad (%)	Máx. 15
Fibra dietaria (%)	Mín. 35
Proteínas (%)	Mín. 4
Cenizas 525°C (%)	Máx. 4,6

Tabla 2.2: Criterios microbiológicos para el consumo y comercialización del BSG (Boletín Oficial, 2023)

Parámetro	Criterio de aceptación	Metodología
Recuento de hongos y levaduras (UFC/g)	n=5, c=2, m= 103, M=104	ISO 21527-2: 2008, BAM-FDA (capítulo 18), APHA (2)
Recuento de E. coli (UFC/g)	n=5, c=1, m=10, M=100	ISO 16649-2: 2001
Recuento de presuntos Bacillus cereus (UFC/g)	n=5, c=1, m=103, M=104	ISO 7932: 2004
Salmonella spp/ 25 g	n=5, c=0, m= Ausencia	ISO 6579: 2017. Enmienda 2020 BAM-FDA (Capítulo 5)

En este contexto, el presente trabajo basado en el uso de unidades fluidizadas para el secado de bagazo de cerveza podría proporcionar datos a la industria para la elección de contactores que reduzcan la humedad en tiempos menores a los establecidos en el CAA, con el tratamiento de grandes volúmenes de materia.

CAPÍTULO 3

3. TÉCNICAS DE SECADO

3.1 Introducción

Las propiedades organolépticas son aquellas características de un producto que pueden ser percibidas por los sentidos humanos. El agua es un contribuyente importante a las propiedades organolépticas de los alimentos. La pérdida de agua en los alimentos ricos en ella, o la ganancia de agua en alimentos en que es escasa, reduce su calidad organoléptica y por tanto su aceptabilidad. Por otra parte, la presencia de agua, en ciertas concentraciones, en los alimentos facilita su deterioro por acción de los microorganismos y las enzimas, o a través de reacciones químicas o enzimáticas. Por lo tanto, retirando agua de los alimentos o haciéndola menos disponible, se puede extender la vida útil de los mismos.

Para retirar el agua de los alimentos y así prolongar su conservación en estado seco, se utilizan diversas técnicas de secado. La elección de la técnica a utilizar depende principalmente del tipo de alimento que se desea secar, del nivel de calidad que se quiere obtener, y del costo que se puede justificar. Adicionalmente, algunos alimentos son mucho más sensibles al calor que otros. Por esta razón, se requiere una técnica de deshidratación más suave para estos alimentos, que permita conservar la mayor parte de sus características y obtener un producto de calidad aceptable. Por ejemplo, el jugo de manzana es mucho más sensible al calor que el almidón.

Según el proceso de transmisión de calor predominante, las técnicas empleadas en el secado de los alimentos pueden clasificarse de la siguiente manera (Brennan et al., 1998):

- Secado por aire caliente
- Secado por contacto con una superficie caliente
- Secado mediante el aporte de energía por una fuente radiante
- Liofilización

3.2 Secado por aire caliente

En este caso, el mecanismo de transferencia de calor predominante es el convectivo, donde el aire caliente aporta el calor sensible y el calor latente de

vaporización del agua y actúa también como gas portador, para eliminar el vapor de agua que se forma en la vecindad de la superficie de evaporación. Básicamente, esta técnica consiste en hacer circular aire previamente calentado a través del alimento a deshidratar (Brennan et al., 1998).

Para la circulación del aire generalmente se utilizan ventiladores o algún tipo de sistema de compresión que logre efectuar el desplazamiento del mismo (convección forzada). A su vez, para el calentamiento del aire suelen ser utilizadas resistencias eléctricas o intercambiadores de calor basados en la circulación de fluidos calefactores como agua, vapor u otros gases. El aire puede hacerse circular paralela o transversalmente al producto de acuerdo con las necesidades del proceso y del alimento (Ibarz et al., 2003).

Esta técnica se aplica para la deshidratación de materiales sólidos como granos, frutas y vegetales en rodajas, o productos fragmentados. La industria usa secadores de aire caliente disponibles comercialmente en una amplia variedad de productos (Barbosa-Canovas, G. et al., 2000).

A continuación, se detallan algunos equipos que hacen uso de la técnica de secado por aire caliente.

3.2.1 Equipos de secado por aire caliente: Secador de armario

Este equipo consiste básicamente en una cabina aislada, provista de un ventilador, para hacer circular el aire a través de elementos calefactores, como pueden ser resistencias eléctricas, colocados en su interior (**Figura 3.1**). El alimento a deshidratar es colocado en bandejas, donde el aire puede circular verticalmente u horizontalmente, dependiendo de las necesidades del proceso y el requerimiento de secado del alimento. Incluso las bandejas pueden estar perforadas para permitir una mayor superficie de contacto entre el alimento y el aire caliente. Para equipos industriales de gran porte no suele ser común utilizar resistencias eléctricas, como sí se utilizan en los secadores armario tipo piloto. Para equipos de gran tamaño se pueden utilizar quemadores de gas directo o serpentines calentados con vapor. Los secadores de armario, o también llamados secadores tipo bandeja, resultan relativamente baratos, muy flexibles y de bajo costo de mantenimiento.

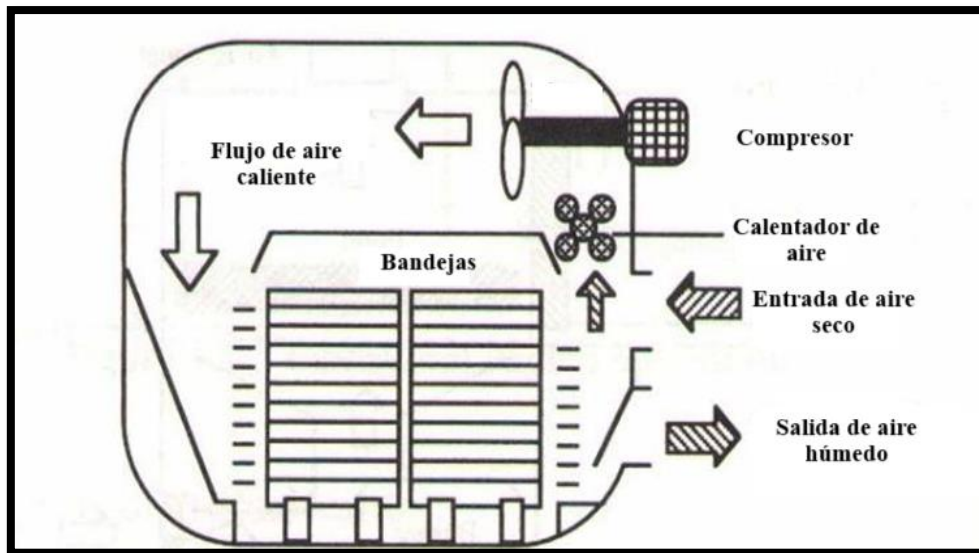


Figura 3.1: Arreglo típico de un secador de armario (adaptado de Barbosa-Canovas, G. et al., 2000)

3.2.2 Equipos de secado por aire caliente: Secadores de túnel

Estos tipos de secadores se utilizan para secar frutas y hortalizas de forma semicontinua, en instalaciones de gran capacidad de producción. Consisten en túneles, que puede tener hasta unos 24 m de longitud, con una sección transversal, rectangular o cuadrada, con 2 m de arista. El producto húmedo se extiende, en capas uniformes, sobre bandejas de listones de madera o malla metálica. Las bandejas se apilan en carretillas o vagonetas, dejando espacios entre las bandejas para que pase el aire de secado. A medida que se introduce una carretilla por el “extremo húmedo” del túnel, se retira otra de producto seco por el “extremo seco”. El aire se mueve mediante ventiladores, que lo hacen pasar a través de calentadores, y fluye luego horizontalmente, entre las bandejas, aunque también se produce cierto flujo cruzado a través de estas.

Los secadores de túnel se pueden clasificar según como sea el movimiento relativo de las carretillas con respecto al movimiento del aire. Si la carretilla con el alimento húmedo ingresa por el extremo opuesto al que ingresa el aire caliente, entonces se dice que el secador tipo túnel está operando en contracorriente, tal como se muestra en la **Figura 3.2**. Por el contrario, si por donde ingresa la carretilla con el alimento húmedo (extremo húmedo) también ingresa el aire caliente, entonces se dice que el

secador opera en co-corriente, como muestra la **Figura 3.3**.

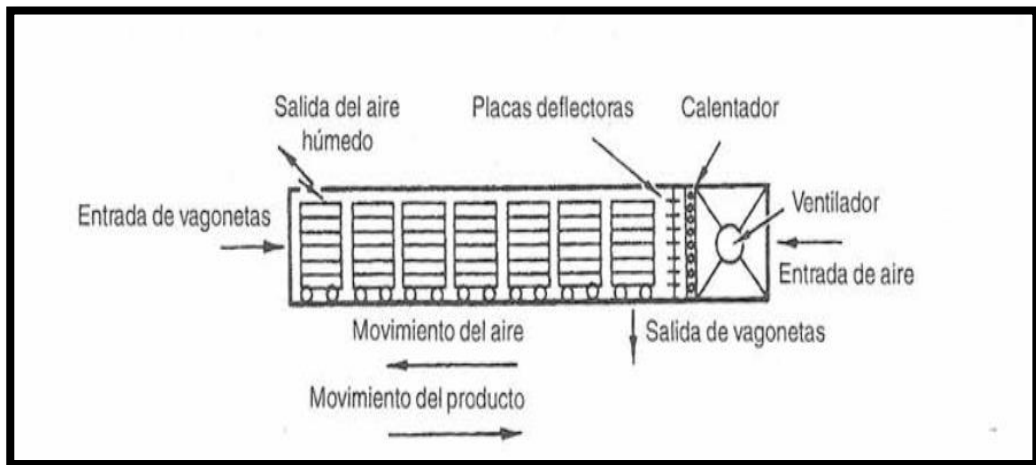


Figura 3.2: Secador tipo túnel en contracorriente (Brennan et al., 1998)

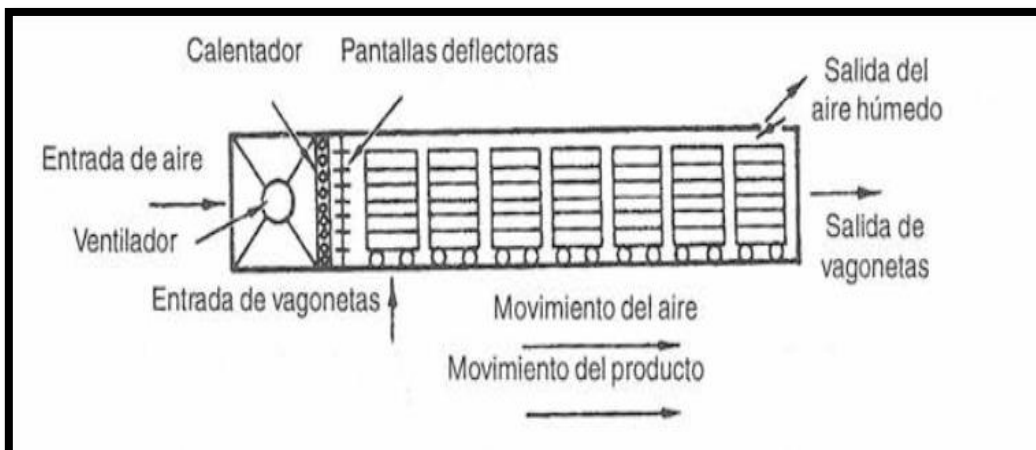


Figura 3.3: Secador tipo túnel en co-corriente (Brennan et al., 1998)

Para poder controlar con mayor flexibilidad las condiciones de secado durante las diversas etapas del ciclo, pueden utilizarse dos o más túneles en serie. La combinación más empleada consta de un túnel primario en co-corriente, seguido por un túnel secundario en contracorriente. La ventaja de este sistema es que se aprovechan las altas velocidades iniciales de secado del túnel en co-corriente y las condiciones apropiadas para un secado intenso del túnel en contracorriente, permitiendo una conclusión más rápida del proceso y un menor contenido final de humedad.

Existe otro tipo de secador de túnel que emplea un sistema de flujo cruzado en el movimiento aire/producto. En la **Figura 3.4** se ilustra el principio de esta unidad, cuya ventaja es que permite un buen control de las condiciones de secado y del contenido en agua del producto final.

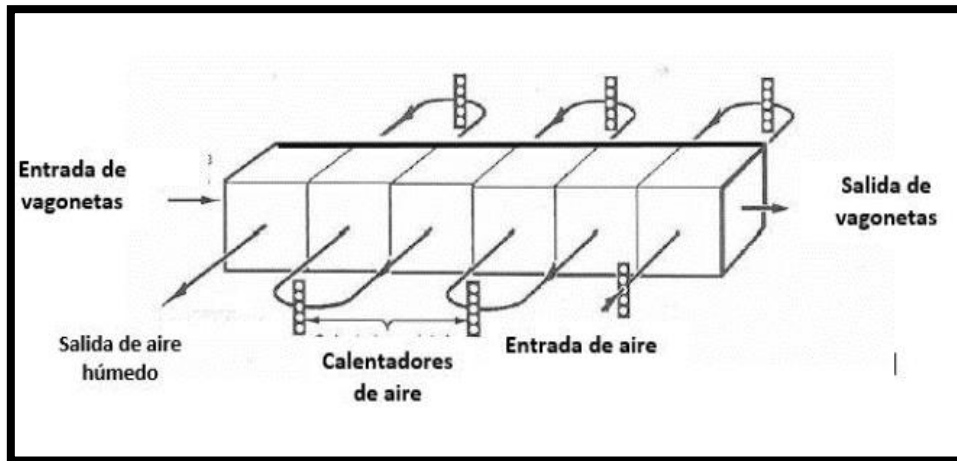


Figura 3.4: Secadero de túnel de flujo cruzado (Brennan et al., 1998)

Desde el punto de vista de la economía en la utilización del calor y del control de la humedad del aire, puede parecer ventajosa la recirculación de parte del aire de los túneles de secado. Cada operación de secado tiene que evaluarse por su costo global, ya que la recirculación inevitablemente determina una reducción en la capacidad de procesado de producto húmedo. En determinadas circunstancias, se puede recircular hasta el 75% del aire, pero en algunas situaciones, resulta más económico no recircular aire o recircular muy poco. Muchos secadores de túnel comerciales modernos se construyen en forma de líneas simples, con flujo de aire vertical. (Van Arsdel et al., 1964).

3.2.3 Equipos de secado por aire caliente: Secador de cinta transportadora

Este tipo de secadores se basan en el mismo principio que los secadores tipo túnel, con la diferencia de que aquí el producto a secar se mueve en cintas transportadoras en vez de carretillas. Así mismo, puede utilizarse cualquiera de los sistemas de movimiento producto/aire de los que se ha hecho referencia en los secadores

de túnel, aunque cabe destacar que el sistema más utilizado en la práctica es el de flujo vertical, donde el aire atraviesa la cinta transportadora y la capa de producto. Con frecuencia, en el “extremo húmedo” del túnel, se emplea aire de flujo ascendente y en el “extremo seco” aire de flujo descendente, con el fin de evitar el levantamiento del producto seco de baja densidad. Generalmente, los tiempos de secado son cortos, y su uso se limita a partículas sólidas que conforman un lecho poroso. Para reducir los costos, se puede retirar el producto con un contenido en agua relativamente alto y acabar la operación en un secador de menor costo operativo.

3.2.4 Equipos de secado por aire caliente: Secador de arcón

En su forma más simple, este tipo de secador consiste en una caja, con un falso fondo o una base de malla metálica. Un ventilador impulsa el aire sobre un calentador y le obliga a ascender a través del producto, a una velocidad relativamente baja, no superior a 0.5 m/s. Los arcones estacionarios de gran capacidad tienen incorporados sus propios ventiladores y calentadores; también se utilizan arcones portátiles, provistos de ruedas, que pueden acoplarse a la boca de la tobera de un sistema estacionario de suministro de aire. La velocidad de secado es muy baja, sin embargo, el bajo costo justifica su uso. Se usan para el “acabado” de productos vegetales, que se han secado hasta reducir su contenido en agua al 15% en otro tipo de secaderos, permaneciendo durante esta última etapa hasta reducir la humedad a valores cercanos al 3%

3.2.5 Equipos de secado por aire caliente: Secador de lecho fluidizado

En este tipo de secadores el aire caliente es forzado a pasar a través de un lecho de sólidos, de forma que estos se mantengan suspendidos en el aire. El aire caliente actúa como medio de fluidización y de secado.

Los secadores de lecho fluidizado pueden operar de manera continua o discontinua. En escala piloto o de laboratorio es más común encontrar secadores operando en discontinuo (tipo “batch”), mientras que en la industria, donde se trabaja con volúmenes mucho mayores, la operación suele darse de manera continua tal como se muestra en la **Figura 3.5**. El elemento del equipo que soporta al lecho es llamado distribuidor, aquí es por donde ingresa el aire caliente y se contacta con los sólidos a

secar. El espacio ubicado debajo del distribuidor es llamado “plenum”. El distribuidor puede ser una placa perforada o una rejilla. El aire húmedo egresa por la parte superior del equipo luego de separarse de los finos arrastrados.

En el capítulo 4 se hablará más en detalle sobre los secadores de lecho fluidizados y los tipos de distribuidores que se pueden emplear.

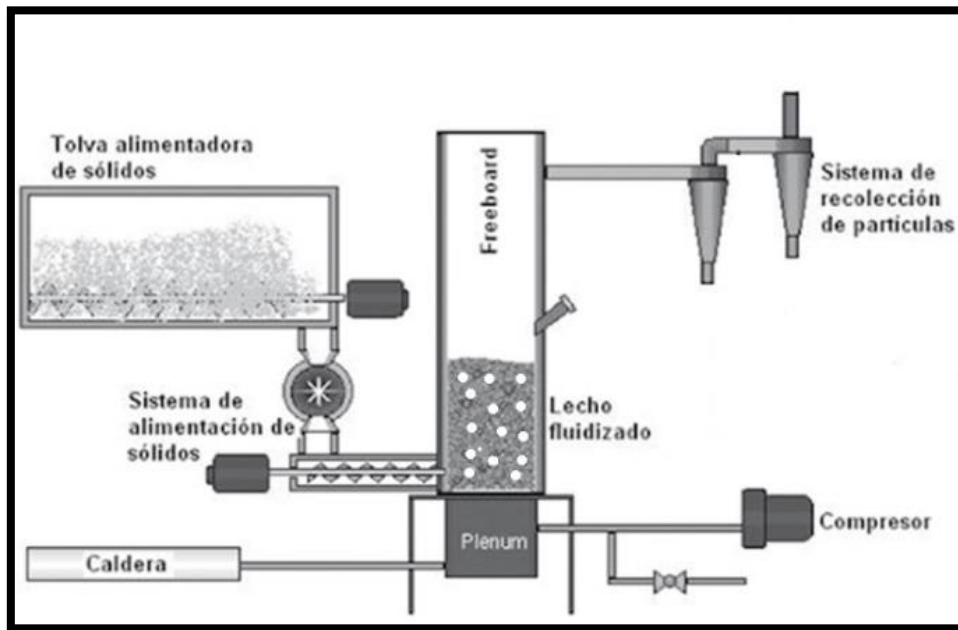


Figura 3.5: Secador de lecho fluidizado continuo (adaptado de Yepes & Janna, 2012)

3.2.6 Equipos de secado por aire caliente: Secador con transporte neumático

En este tipo de secador, el producto húmedo se mantiene en suspensión en una corriente de aire caliente, que lo transporta a través del sistema de secado. El funcionamiento es similar a una desecación en lecho fluidizado, con la diferencia de que se emplean velocidades de aire más altas que hacen que los sólidos se transporten junto con el aire. En otras palabras, todos los sólidos son arrastrados y ya no puede hablarse de un “lecho” fluidizado, pues el lecho no existe en este sistema

En un secador simple de este tipo, la corriente de alimentación se mezcla con una corriente de aire caliente y los sólidos son transportados por la misma, a través de conductos de longitud suficiente para lograr un tiempo de residencia adecuado. El aire

sale del sistema a través de un separador sólido/gas, normalmente de tipo ciclón, recogiendo el producto seco.

Los conductos de desecación pueden estar dispuestos de manera vertical u horizontal. En los sistemas de paso único, las temperaturas del aire tienen que ser relativamente altas, para evitar conductos excesivamente largos. Introduciendo en el sistema cámaras de expansión, pueden controlarse mejor las temperaturas del aire en las diferentes fases. Otra posibilidad consiste en disponer, en serie, dos o más secadores y suministrar aire fresco a cada uno de ellos.

En algunos casos, el producto puede permanecer circulando de forma continua durante varios minutos, mientras se renueva constantemente el aire de secado. La alimentación con producto fresco, y la descarga de producto seco, se verifican de forma continua. En este tipo de unidades, el tiempo de secado puede variar dentro de un amplio margen.

3.3 Secado por contacto con una superficie caliente

Esta técnica de secado se basa en la transferencia de calor por medio del mecanismo de conducción, donde el agua del producto o alimento a secar se evapora gracias al contacto directo con una superficie caliente que provee el calor tanto sensible como latente necesario para llevar a cabo el proceso de deshidratación.

Este tipo de secado es similar al realizado por aire caliente, en términos de que el proceso transcurre en dos etapas principales. Durante la etapa inicial, a velocidad de deshidratación constante, la temperatura del producto se aproxima a la del punto de ebullición del agua, a la presión de trabajo. Las velocidades de secado, durante este período, son mayores que las que se consiguen en el secado con aire a la misma temperatura que la superficie caliente. Cuando la velocidad a la que el líquido se desplaza hacia la superficie de evaporación es menor que la velocidad a que esta transcurre, se inicia el período de velocidad decreciente y la temperatura del producto se eleva, acercándose a la de la superficie caliente. Si el secado se realiza a presión atmosférica, durante la fase inicial, la temperatura del producto puede superar los 100°C. Con el fin de lograr tiempos de secado razonables y bajo contenido de agua, la temperatura de la superficie caliente tiene que ser bastante superior a los 100°C, por lo que la temperatura

del producto puede aumentar excesivamente hacia el final del secado pudiendo afectar la calidad de los alimentos termosensibles. Para reducir este riesgo, es frecuente efectuar el secado por contacto a presión reducida, para que puedan emplearse temperaturas más bajas en la superficie y en el producto (Brennan et al., 1998).

A continuación, se describen algunos equipos utilizados en el secado por contacto directo.

3.3.1 Equipos de secado por contacto directo: Secador de tambor, de rodillos o de película

Este tipo de secaderos consta esencialmente de uno o más cilindros metálicos, huecos, que giran sobre ejes horizontales y son internamente calentados con vapor, agua u otro medio líquido calefactor. Sobre la superficie del tambor, se aplica una película de espesor uniforme, del producto a secar, en este caso un líquido. El líquido se va secando durante el giro del tambor y el producto desecado se desprende de la superficie del tambor mediante una cuchilla fija, que se suele situar a una distancia de 1/2 o 3/4 de revolución del punto de aplicación del líquido. Los secaderos de tambor se clasifican normalmente en tres tipos: de tambor único (**Figura 3.6a**), de tambor doble (**Figura 3.6b**) y de tambores gemelos (**Figura 3.6c**).

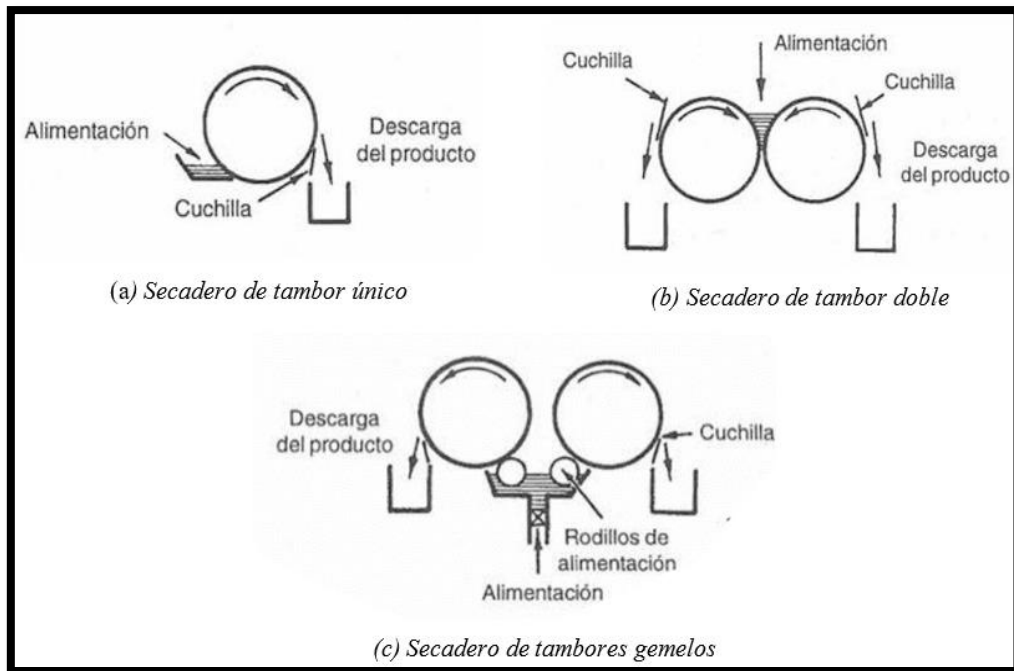


Figura 3.6: Representación de diversos tipos de secaderos de tambor (Brennan et al, 1998)

Al secar un producto en un secadero de tambor, hay diversos factores que afectan a la velocidad de secado y al contenido de agua final en dicho producto, estos factores son: la velocidad de rotación del cilindro (de ésta depende el tiempo de contacto), la presión de vapor, la temperatura del medio de calentamiento y el grosor de la película. Éste último depende del mecanismo de alimentación utilizado, del contenido en sólidos del líquido a secar, de las propiedades reológicas y de la tensión superficial del mismo.

Las ventajas del secado en tambores son su alta velocidad de secado y su utilización eficiente y optimizada del calor en el proceso. La principal limitación que tiene este método es que sólo puede aplicarse a alimentos líquidos, o en forma de papilla, capaces de resistir temperaturas relativamente altas durante tiempos cortos (2-30 s). Los secaderos de tambor se han empleado para secar leche, sopas, alimentos infantiles, puré de papa y cereales para el desayuno. (Brennan et al., 1998).

3.3.2 Equipos de secado por contacto directo: Secador de armario a vacío

Este tipo de secadores se utilizan principalmente para secar alimentos termosensibles, líquidos o sólidos, mediante la aplicación de calor por conducción. Un

secador de armario a vacío está construido por una cámara hermética y robusta con una o más puertas de acceso y una salida para los vapores y los gases. El interior de la cámara está provisto de placas huecas horizontales y paralelas, por las que circula el medio de calentamiento. El alimento se extiende en capas uniformes y delgadas sobre bandejas metálicas que se colocan encima de las placas huecas. Seguidamente, se hace el vacío en la cámara por el conducto de salida del vapor para que el secado tenga lugar. Las velocidades iniciales de secado son altas, pero a medida que el producto se deseca y se retrae, el contacto con la bandeja va siendo progresivamente menos eficaz y disminuye la velocidad de transmisión de calor. La temperatura de las placas tiene que ser muy cuidadosamente controlada, para evitar el sobrecalentamiento de las porciones secas del producto que contacta con las bandejas. El costo de inversión en los secaderos de placas a vacío y su equipo auxiliar es alto; por ello, sólo se usan, normalmente, para secar alimentos muy sensibles al calor, como concentrados de jugos de fruta. (Brennan et al., 1998).

3.3.3 Equipos de secado por contacto directo: Secadero a vacío de cinta sinfín

Este secadero se utiliza principalmente para secar líquidos y papillas. El principio por el que este secadero opera se muestra en la **Figura 3.7**. Consta de una cinta transportadora continua, de acero inoxidable, que se desplaza sobre un tambor de calentamiento y otro de enfriamiento, situados en el interior de una cámara de vacío. El líquido de alimentación se aplica por la parte inferior de la cinta transportadora y el calor se aporta, tanto por el tambor de calentamiento, como por calentadores radiantes. El producto seco se enfría al pasar la cinta sobre el tambor enfriado y se desprende con una cuchilla rascadora. Pueden utilizar otras fuentes de calor, como serpentines o placas calentados por vapor. Se usan para secar concentrados de jugos de fruta, concentrados de extractos de café, bebidas malteadas, yema y clara de huevo. (Brennan et al., 1998).

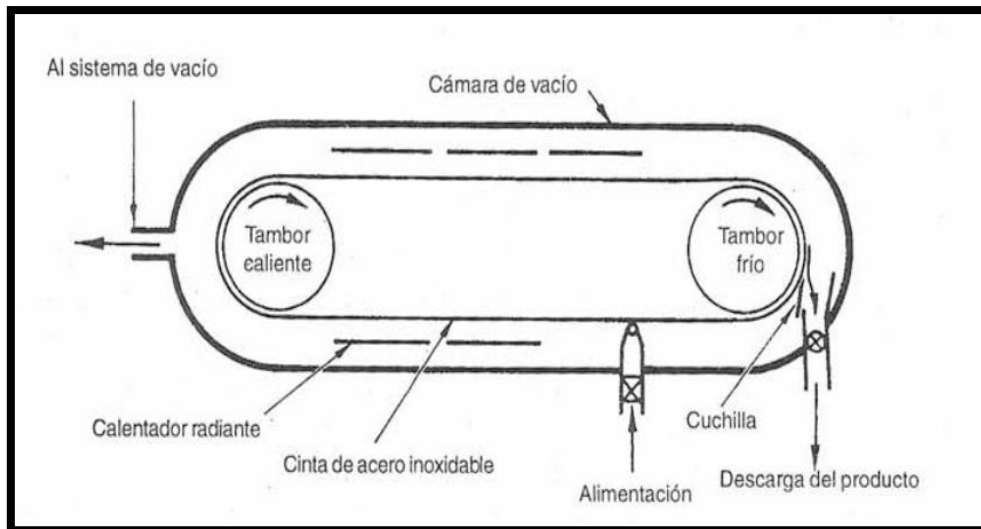


Figura 3.7: Esquema de un secadero a vacío de cinta sinfín (Brennan et al., 1998).

3.4 Secado mediante el aporte de energía por una fuente radiante

Este método de secado se lleva a cabo mediante el uso de radiación electromagnética con longitudes de onda en el rango de las microondas y las ondas infrarrojas.

El calor radiante coparticipa en el aporte del calor sensible y del calor latente de vaporización, tanto en el secado por aire caliente, como en el que tiene lugar por contacto directo. Si se toma como ejemplo el secadero de armario, el alimento recibe calor radiante de las paredes de la cámara, de las bandejas y de otras partes metálicas de la cabina.

Este es un método que no ha sido muy utilizado para el secado de los alimentos, debido a que la aplicación de calor radiante, como fuente principal de secado, se ve limitada por su reducida capacidad de penetración, salvo a determinadas longitudes de onda. La naturaleza heterogénea de los alimentos, tanto en lo que se refiere a su superficie, como a sus características de absorción, puede dar lugar a un calentamiento no uniforme y, en consecuencia, un secado irregular. Además, para evitar el sobrecalentamiento, se necesita controlar cuidadosamente las fuentes de alta temperatura. Como ventaja de este método cabe destacar que los calentadores radiantes no adolecen de los inconvenientes propios de la mayor parte de las fuentes de

conducción, como las deficiencias del contacto y la lenta respuesta a los cambios de temperatura. (Brennan et al., 1998).

3.4.1 Equipos de secado por energía radiante: Secadero continuo de infrarrojos

En los secaderos de este tipo, el producto alimenticio es transportado sobre una cinta continua, o soporte vibratorio, bajo fuentes de radiación infrarroja durante los tiempos de secado necesarios. Las fuentes para calentar alimentos termosensibles suelen ser lámparas de onda corta, por otro lado, con los productos menos sensibles pueden usarse generadores de barra de onda larga. Cabe destacar que cuando se habla de onda corta se está haciendo referencia al espectro del infrarrojo cercano (800 nm a 2500 nm), y cuando se habla de onda larga se hace referencia al infrarrojo lejano (50 μm a 1000 μm) siendo estas las ondas menos energéticas dentro del espectro infrarrojo. En las lámparas de onda larga los materiales que forman los filamentos de éstas en el interior de los tubos son de sílice o metal, alcanzando así temperaturas de entre 500 y 1000°C. Por otro lado, las lámparas de onda corta utilizan filamentos de tungsteno protegidos por tubos de cuarzo, logrando calentarse hasta unos 2500°C. En el calentamiento de alimentos, sólo ofrecen importancia práctica las longitudes de onda inferiores a los 50 μm . Tanto el agua como los sistemas acuosos absorben mejor la energía a longitudes de onda de alrededor de 1 μm (Brennan et al., 1998).

3.4.2 Equipos de secado por energía radiante: Secado por calentamiento dieléctrico y microondas

El término calentamiento dieléctrico puede ser aplicado generalmente a todas las frecuencias electromagnéticas a lo largo de todo el espectro infrarrojo. Sin embargo, generalmente se acepta que el calentamiento dieléctrico se emplea a frecuencias entre 1 y 100 MHz, mientras que el calentamiento por microondas ocurre entre 300 MHz y 300 GHz, siendo esta la principal diferencia entre ambos sistemas. (Schiffman, 1995).

El calentamiento dieléctrico se define como el que experimenta un material aislante eléctrico, en virtud de las pérdidas que se producen en él cuando se lo somete a un campo eléctrico alterno. El material para calentar conforma el dieléctrico cuando se

lo posiciona entre dos placas capacitantes, conectadas a un generador capacitivo alterno, de alta frecuencia. El calentamiento se produce por fricción molecular, causada por la rápida reorientación de los dipolos eléctricos, bajo la influencia de la alternancia de alta frecuencia del campo aplicado. La teoría del calentamiento dieléctrico está basada principalmente en el mecanismo de rotación dipolar y conducción iónica. En la rotación dipolar, moléculas individuales rotan para alinearse por sí mismas con el campo eléctrico. En el equipo de radiofrecuencia, la polaridad del campo eléctrico se invierte millones de veces por segundo, lo cual ocasiona que las moléculas individuales roten de la misma forma. Este movimiento molecular causa fricciones que generan calor. Por otra parte, en la conducción iónica, los iones están siempre moviéndose hacia la carga opuesta. Debido a que la polaridad del campo eléctrico en el equipo de radiofrecuencia es invertida millones de veces por segundo, los iones dentro del material, que están en constante movimiento, colisionan con otras partículas. Estas colisiones causan fricción y con ello calor dentro del material. (Schiffman, 1995).

Para proveer los diferentes tipos de calentamiento, hay algunas diferencias fundamentales en el diseño del equipo. La radiofrecuencia es desarrollada entre electrodos, mientras que, en los microondas las ondas son propagadas y reflejadas bajo las leyes de la óptica. Para sistemas de calentamiento dieléctrico generalmente se tiene un diseño discreto de un oscilador donde el producto a calentar es el dieléctrico o el circuito de capacitancia resonante. En cambio, en un sistema de microondas, debido a la longitud de onda corta, el oscilador entero está dentro del tubo del circuito del mismo y la energía es irradiada desde una antena hasta el producto. (Peterson et al., 1985). La radiofrecuencia trabaja bien con grandes cantidades de materia que tienen alta conductividad iónica, mientras que los microondas trabajan bien con pequeñas cantidades de una naturaleza dipolar (Orsat, 1999).

3.5 Liofilización

En este método de secado, el producto se deshidrata congelándolo primero y sublimándolo después. La sublimación logra un gradiente de presión de vapor entre el entorno inmediato al producto y el frente de hielo del interior del mismo. El secado tiene

lugar en tres fases. Inicialmente, mediante la congelación, se separa el agua de los componentes hidratados del producto, por la formación de cristales de hielo o mezclas eutécticas. La subsiguiente sublimación de estos cristales elimina el agua del seno del producto. Cuando se ha sublimado todo el hielo, los sólidos remanentes todavía retienen una pequeña cantidad de agua absorbida en el interior de la estructura de sus componentes. Esta agua residual se puede eliminar por evaporación en el propio equipo de liofilización, cosa que normalmente se hace elevando la temperatura del producto, en el mismo equipo, o en otro tipo de secadero.

La eliminación de la mayor parte del agua por sublimación genera un producto ligero, de estructura porosa, que conserva el tamaño y la forma del producto original. Muchos de los inconvenientes propios de otros métodos de secado son superados o reducidos al mínimo en la liofilización. Otra ventaja de este método es que los alimentos liofilizados se reconstituyen rápidamente y, además, retienen en gran medida los compuestos volátiles responsables del sabor. Una desventaja a destacar en este tipo de secado es que la estructura celular del alimento puede quedar dañada durante la congelación, perjudicando la textura del producto reconstituido, además, el producto seco es muy quebradizo y susceptible a los daños mecánicos. (Brennan et al., 1998).

En condiciones ideales, para una liofilización correcta, debería congelarse todo el líquido presente en el alimento. Sin embargo, en la práctica, esto no es posible y, siempre que la cantidad de líquido no congelado sea pequeña, la calidad del producto no se ve seriamente afectada.

En la **Figura 3.8** se puede ver el esquema simplificado de un sistema de liofilización. A continuación, se detallan algunos equipos que se utilizan para efectuar este método de deshidratación.

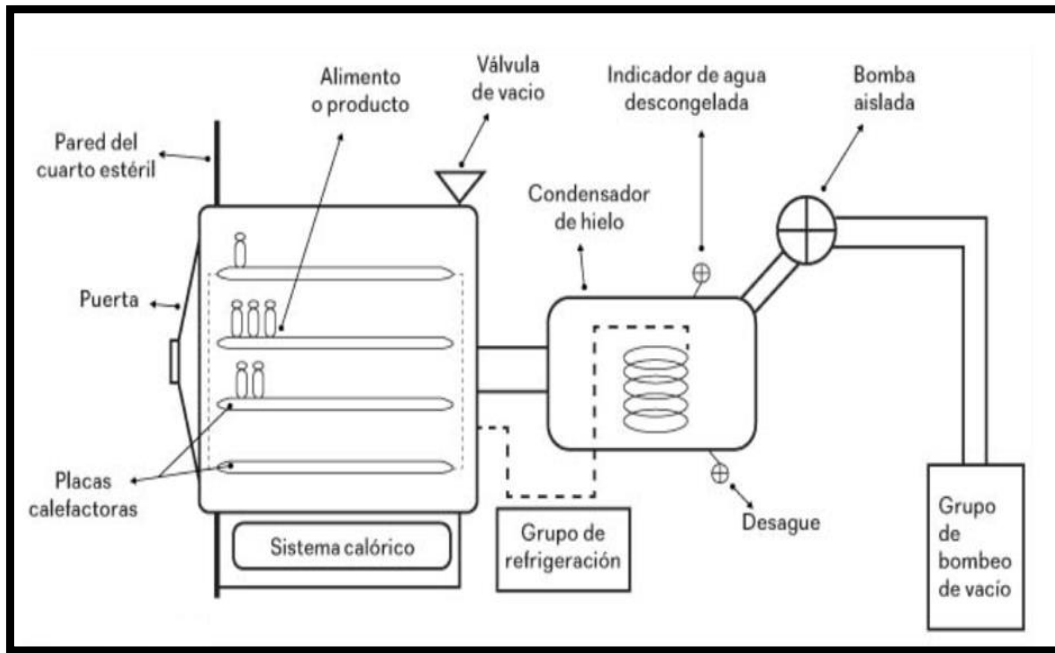


Figura 5.8: Equipo esquematizado de liofilización (Brennan et al., 1998)

3.5.1 Equipos de secado por liofilización: Liofilizadores discontinuos

Los componentes esenciales de un liofilizador discontinuo son una cámara de vacío, un sistema de producción de vacío y otro de calentamiento. Las cámaras de liofilización son esencialmente similares a los secaderos en vacío de placas. Las partes que contactan directamente con los alimentos suelen ser de acero inoxidable; las restantes superficies internas están adecuadamente revestidas.

El sistema de vacío tiene que ser capaz de evacuar inicialmente la cámara en un corto período de tiempo, para evitar la fusión del producto congelado. En la práctica, esto viene a significar que la presión de la cámara debe reducirse a un valor entre 6,67 y 1,33 mbar en menos de 10 minutos. Seguidamente, la presión de la cámara tiene que reducirse al valor deseado para el secado, normalmente a menos de 1,33 mbar y mantenerse en él durante toda la liofilización. El sistema de vacío tiene que extraer el vapor de agua producido durante la sublimación, los gases liberados del alimento y el aire que penetra en la cámara, a través de las fugas. Normalmente, para la evacuación inicial se emplea un tipo de compresor con elevada capacidad, y luego otros de menor capacidad, para mantener el vacío durante el secado.

Para producir y mantener el vacío de la cámara, a nivel industrial, suelen usarse condensadores refrigerados, provistos de un sistema de bombeo mecánico. La mayor parte del vapor de agua se condensa en forma de hielo (escarcha), sobre placas o

serpentes refrigerados, utilizándose las bombas para eliminar los gases no condensables y el vapor residual. La colocación de dos o más condensadores en cámaras separadas (trampas), conectadas a la cámara de secado a través de compuertas o válvulas deslizables, facilita el desescarchado durante la operación del liofilizador. En lugar de sistemas condensador-compresor, pueden emplearse eyectores de vapor de múltiples etapas, pero son menos eficaces a presiones bajas de la cámara.

El calor puede aportarse al producto congelado por conducción o radiación. Las instalaciones más modernas utilizan ambos mecanismos. Las bandejas con el alimento congelado se sitúan entre las placas calientes, a una distancia fija, mayor que el grosor de la placa cargada con el alimento. El calor se transmite al alimento por conducción, desde abajo, y por radiación, desde la placa situada encima, hasta la superficie del alimento. Un buen diseño de placas y bandejas facilita una transmisión rápida. Para este fin, también se ha estudiado el calentamiento por microondas, con resultados prometedores. (Brennan et al., 1998).

3.5.2 Equipos de secado por liofilización: Unidades de múltiples cámaras

Estos equipos se usan para liofilizar alimentos a gran escala: su capacidad de producción es del orden de 5.080 kg al día. (Brennan et al., 1998). Una unidad típica consta de cuatro cámaras, dotadas de sus propias placas calentadoras, pero conectadas a dos distribuidores de vacío; uno de ellos para la evacuación rápida inicial y el otro para mantener la presión adecuada durante la desecación. Las cámaras se cargan secuencialmente, a intervalos adecuados, que dependen del alimento; normalmente cada 2-3 horas. El sistema de vacío se controla de forma que se mantenga constante la presión adecuada en todas las cámaras.

3.5.3 Equipos de secado por liofilización: Liofilizador de túnel

Son utilizados también para producción a gran escala. Constan de un túnel cilíndrico, de unos 1,8-2,4 m de diámetro, provisto de placas calefactoras situadas a distancias fijas. Las bandejas, con el alimento, son transportadas sobre un carro que rueda sobre rieles colocados en el suelo o que va suspendida de un riel elevado, de forma que las bandejas pasen intercaladas entre las placas calefactoras. En algunas unidades,

se pueden bajar las bandejas hasta contactar directamente con las placas calefactoras. La longitud del túnel depende, en gran parte, de la capacidad de producción deseada y, generalmente, consta de diversas secciones estándar. El túnel, en su conjunto, está equipado con antecámaras herméticas de carga y descarga, situadas en los extremos del mismo. Las cargas se introducen en el túnel, a intervalos adecuados, por la antecámara de entrada (de carga). La antecámara se evacúa rápidamente después de cada carga. Cuando la carga pasa de la antecámara de entrada al túnel propiamente dicho, una compuerta que se desliza a presión cierra la antecámara, en la que puede ya romperse el vacío para admitir la carga siguiente. El producto liofilizado se descarga, de forma similar, por la otra antecámara, en la que el vacío se puede romper admitiendo un gas inerte.

Debido al alto costo de instalación y mantenimiento y a las rígidas exigencias del envasado, la liofilización resulta ser un método de conservación muy caro. Entre las aplicaciones industriales de la liofilización figuran la deshidratación de extractos de café y té, carne y pescados (gambas, langostinos) y de algunos derivados de frutas y hortalizas. (Mellor, 1978).

CAPÍTULO 4

4. LECHOS FLUIDIZADOS

4.1 Introducción

Un equipo de fluidización consta fundamentalmente de un cilindro donde está contenido el material a fluidizar, una placa perforada o sinterizada para promover el flujo uniforme de un gas o un líquido a lo largo de la columna, y el plenum, por debajo del distribuidor, con la función de reducir la velocidad del agente fluidizante previo a su ingreso al lecho de partículas. A bajas velocidades ascendentes de gas, el material a fluidizar se encuentra conformando un lecho fijo de partículas. En este trabajo, el material a fluidizar es bagazo de cerveza y el agente fluidizante es aire a la temperatura de operación de interés.

Cuando la velocidad del aire que circula es lo suficientemente alta, el material sólido comienza a moverse con un comportamiento similar al de un fluido, es aquí cuando se dice que el lecho está fluidizado. La velocidad del fluido debe ser lo suficientemente alta como para suspender las partículas, pero a la vez no tan elevada como para expulsar las partículas fuera del recipiente. En los sistemas fluidizados se logra un buen contacto entre el material sólido y el fluido circulante, lo que favorece la transferencia de materia y energía de un medio a otro. Los contactores fluidizados no sólo sirven para efectuar procesos de secado, tal como se mencionó en la sección 3.2.5, sino que también son frecuentemente utilizados para procesos en los que se ven involucradas reacciones químicas donde aquí estos equipos reciben el nombre de reactores de lecho fluidizado.

En la siguiente sección se ahondará en mayor detalle el concepto de sistemas fluidizados, en los aspectos relevantes y necesarios para abordar el tema estudiado en este trabajo.

4.2 Sistemas fluidizados

Partiendo de un lecho de partículas en reposo, cuando la velocidad del fluido que lo atraviesa de manera ascendente es baja, los espacios interparticulares ofrecen la suficiente resistencia para provocar una caída de presión en la corriente de fluido que aumentará conforme la velocidad superficial se incremente, debido a las fuerzas de

arrastre. No obstante, en un cierto momento, se alcanzará la condición en la cual la resistencia por rozamiento sobre las partículas iguale a su peso aparente (valor obtenido restando el empuje al peso real). En este estado, las partículas sufren un reordenamiento ofreciendo una resistencia menor al desplazamiento del fluido y adquieren movimiento en la dirección del fluido, generando un aumento en la separación entre ellas, que se encontrarán “flotando hidrodinámicamente” o en estado fluidizado (fluidización incipiente). Cuando se alcanza este punto, entonces se habrá alcanzado la condición de “mínima fluidización”. A partir de esta velocidad superficial del fluido, nos encontraremos con un sistema fluidizado.

El comportamiento del lecho depende principalmente de la velocidad del fluido y de si el medio fluidizante es líquido o gas. Cuando la velocidad es aún mayor, finalmente las partículas son arrastradas fuera del recipiente que las contiene. Esta velocidad máxima admisible para la condición de lecho cautivo es la denominada velocidad terminal o “free-fall velocity”. A esta velocidad, la resistencia por rozamiento ejercida en una partícula por el gas ascendente se iguala a la fuerza de gravedad. (Yang, 2003).

Generalmente, todos los sistemas gas-sólido se comportan de manera similar al sobrepasar el caudal de mínima fluidización; aparecen situaciones de inestabilidad con formación de burbujas de gas. Con un caudal elevado, la agitación se torna muy violenta y el movimiento de las partículas sólidas es importante. Además, el lecho no se expande mucho más allá de su volumen de mínima fluidización. Este tipo de situación se conoce como lecho fluidizado heterogéneo o lecho fluidizado burbujeante. En casos excepcionales de sólidos de densidad muy alta, fluidizados por líquidos de baja densidad, también se puede observar este comportamiento burbujeante.

Un lecho de partículas fluidizado con gas se asemeja mucho a un líquido en ebullición y, en muchos aspectos, muestra un comportamiento similar al de un fluido, cumpliendo con las propiedades que se esquematizan en la **Figura 4.1**.

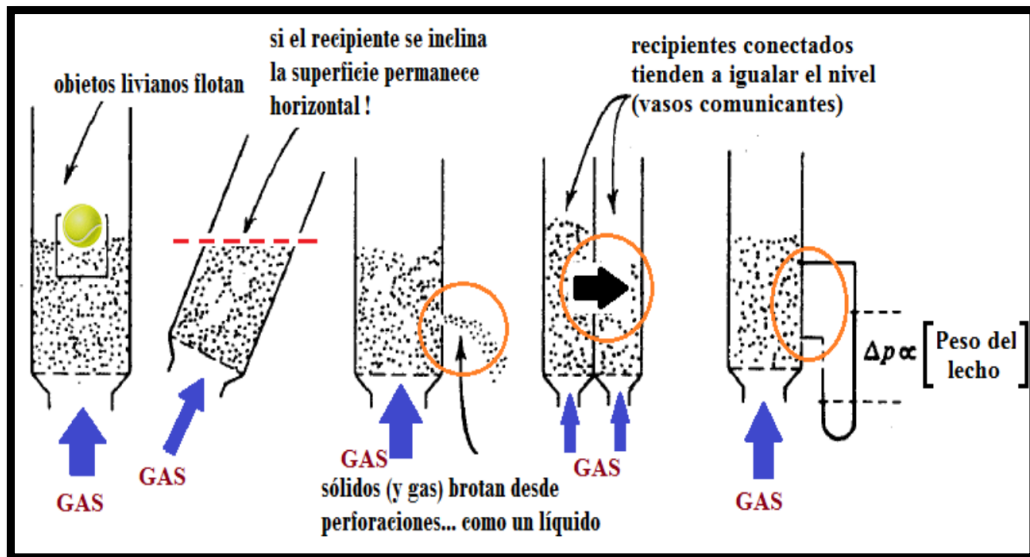


Figura 4.1: Similitud de comportamiento entre un lecho fluidizado y un líquido.

Las principales características de un lecho fluidizado son:

- Los objetos livianos flotarán sobre la superficie
- Los sólidos saldrán como un chorro que brota de perforaciones en el recipiente.
- El lecho mantiene la horizontalidad de la superficie aun si se inclina el recipiente.
- Dos recipientes que contienen lechos fluidizados y se conectan, por el principio de vasos comunicantes tenderán a igualar el nivel del “fluido”.
- La caída de presión entre dos puntos que signifiquen dos alturas del lecho es aproximadamente igual a la presión hidrostática entre ambos puntos.

4.3 Componentes de un lecho fluidizado

En la mayoría de los equipos que trabajan con lechos fluidizados podemos encontrar los siguientes componentes (**Figura 4.2**):

- 1) **Columna de fluidización:** es la denominación del tubo o recipiente que contiene a la suspensión gas-sólido.

- 2) **Difusor o Plenum:** se encuentra en la parte baja del distribuidor. Su finalidad es dar uniformidad al perfil de velocidad del fluido ingresante al lecho (sección de calma del fluido).
- 3) **Distribuidor:** es el dispositivo que determina la modalidad de ingreso del fluido al lecho de partículas. Existen diversas alternativas de diseño para esta placa y sus perforaciones. Es uno de los elementos más importantes y de su diseño adecuado depende la calidad de la fluidización.
- 4) **Sistema de suministro de fluido:** es el conjunto de dispositivos y tuberías, instrumentos medidores y controladores de flujo, calefactores y accesorios que permiten obtener la corriente de fluido en condiciones fluidodinámicas y termodinámicas específicas de la fluidización que se desea realizar.
- 5) **Medidores de presión y temperatura.**
- 6) **Superficie libre del lecho (freeboard):** corresponde a la región donde finaliza la fluidización, se rompen las burbujas y retornan los sólidos.

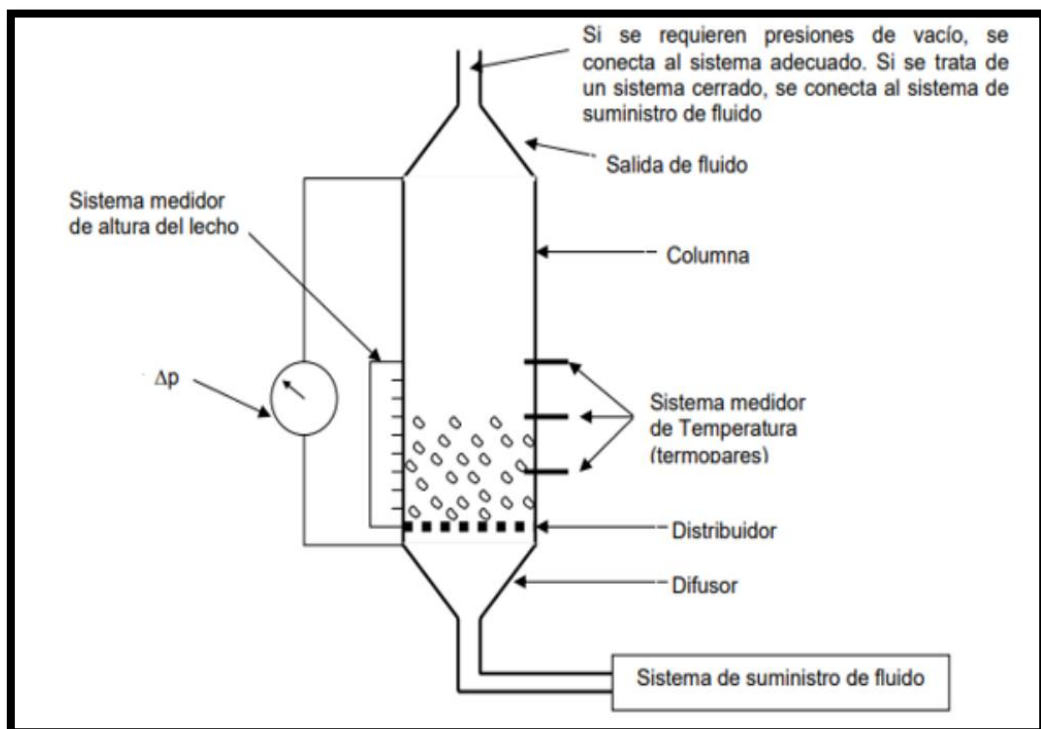


Figura 4.2: Componentes fundamentales de un lecho fluidizado por gas (Mazza, 2024).

4.4 Características fluidodinámicas

Para caracterizar los lechos fluidizados se deben establecer una serie de variables cuyas definiciones se darán a continuación.

4.4.1 Caracterización de las partículas sólidas y del lecho

Las principales características relevantes en fluidización son:

- I. Diámetro de las partículas.
- II. Factor de forma de las partículas.
- III. Densidad de las partículas.
- IV. Porosidad del lecho.
- V. Clasificación de Geldart de las partículas.

I) Diámetro de las partículas (d_p)

Normalmente las partículas no presentan un tamaño uniforme, por ese motivo, se requieren de diferentes métodos para determinar la distribución de tamaño de partículas y el diámetro medio. Para partículas grandes ($d_p > 5$ mm) se emplean métodos directos de medición, como lo son calibradores digitales o micrómetros. Para partículas pequeñas ($d_p < 0.4$ mm) se emplean métodos indirectos, tales como los sistemas electrónicos, y para valores de $0.4 \text{ mm} < d_p < 5$ mm, el tamizado es el método más utilizado.

II) Factor de forma de las partículas (φ_p)

Como las partículas que integran un lecho tienen variedad de formas geométricas, se utiliza un parámetro que determina que tanto se asemeja la forma de dicha partícula a la forma de una esfera. Es por esto que este parámetro es conocido como factor de forma o de esfericidad y se define de la siguiente manera:

$$\varphi_p = \frac{\text{Superficie de una esfera de igual volumen que la partícula}}{\text{Superficie de la partícula}} \quad (4.1)$$

III) Densidad de las partículas (ρ)

En sistemas fluidizados, se distinguen tres clases de densidades, estas corresponden a la densidad a granel, la densidad específica y la densidad aparente.

La densidad a granel de la partícula (ρ_{gr}) se determina mediante el peso y el volumen de una masa de partículas empacadas. Se clasifica de acuerdo al grado de compactación en: densidad aireada, cuando las partículas son empacadas por gravedad; y en densidad empacada, cuando las partículas son sometidas a un periodo de vibración por un tiempo determinado, con lo cual se consigue una disminución de la porosidad del lecho.

La densidad específica de la partícula (ρ_e) se define como el cociente entre la masa de la partícula y el volumen ocupado por ella sin considerar el volumen ocupado por los poros.

$$\rho_e = \frac{\text{Masa de la partícula}}{\text{Volumen de la partícula (sin poros)}} \quad (4.2)$$

La densidad aparente de la partícula (ρ_p) se define como el cociente entre la masa y el volumen ocupado por la partícula, teniendo en cuenta el volumen que ocupan sus poros. Esta densidad es la utilizada en la determinación de parámetros característicos de fluidización.

$$\rho_p = \frac{\text{Masa de la partícula}}{\text{Volumen de la partícula (incluidos los poros)}} \quad (4.3)$$

IV) Porosidad de un lecho de partículas (ε)

Un lecho poroso está formado por un conjunto de partículas sólidas que dejan espacios vacíos o huecos entre sí, los cuales son ocupados por el fluido. La porosidad del lecho ε , se define como el cociente entre el volumen de huecos y el volumen total del lecho.

$$\varepsilon = \frac{\text{Volumen de huecos}}{\text{Volumen total del lecho}}, \quad \varepsilon < 1 \quad (4.4)$$

Un parámetro importante para la caracterización de los lechos fluidizados es la porosidad en condición de mínima fluidización ε_{mf} . Este parámetro se define como (Mazza, 2024):

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{W}{H_{mf}A(\rho_p - \rho_g)} \quad (4.5)$$

Siendo esta una ecuación de carácter empírico-experimental. H_{mf} es el valor de la altura de lecho en la condición de mínima fluidización.

En ausencia de datos experimentales, ε_{mf} puede estimarse por medio de correlaciones. Empíricamente, Wen y Yu (1966) observaron empíricamente que las siguientes relaciones se mantenían relativamente constantes para varios tipos de partículas:

$$\frac{1}{\varphi_p \varepsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad (4.6)$$

$$\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varphi_p \varepsilon_{mf}^3} \cong 11 \quad (4.7)$$

I) Clasificación de Geldart

Geldart desarrolló un método para clasificar los sistemas a fluidizar usando el diámetro medio de los sólidos y las densidades aparentes de los mismos y del agente fluidizante. Este método permite predecir el tipo de fluidización esperable en función del par gas-sólido. Estableció cuatro clases de partículas bien definidas: A, B, C y D (Figura 4.3). La transición de un grupo a otro no presenta límites definidos sino que es progresiva, lo cual significa que los grupos adjuntos en sus regiones de separación crean subgrupos con propiedades de los grupos adyacentes.

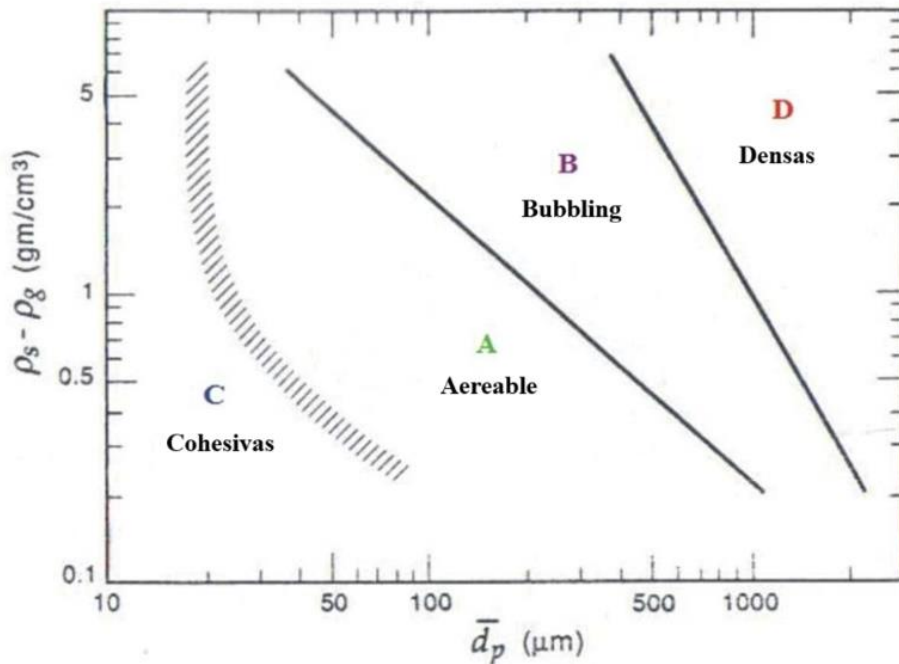


Figura 4.3: Clasificación de Geldart (adaptado de Kunii y Levenspiel, 1991).

Ordenadas de menor a mayor tamaño, los tipos de partícula según Geldart son:

- **Partículas C:** se trata de polvos muy finos o cohesivos, con diámetros entre 20 y 30 μm y muy baja densidad. Debido a que las fuerzas interparticulares son de mayor magnitud que las de arrastre, tienden a formar agregados y a compactarse, por lo que son difíciles de fluidizar. Para poder fluidizarlas, deben ser mezcladas con partículas de mayor tamaño. Ejemplos: talco, harina, azúcar impalpable.
- **Partículas A:** de diámetro mayor que las anteriores (entre 20 y 100 μm), pero aún pequeñas o de baja densidad ($<1400 \text{ kg/m}^3$). Fácilmente fluidizables, presentan fluidización homogénea o suave (similar a un líquido) a bajas velocidades de gas. Los catalizadores de cracking catalítico constituyen un ejemplo de este tipo de partículas.
- **Partículas B:** conocidas como arenosas, representadas típicamente por la arena, son partículas de diámetro medio entre 40 y 500 μm y densidad comprendida entre 1400 y 4000 kg/m^3 , son perfectamente fluidizables, con burbujeo vigoroso en el lecho y crecimiento apreciable de las burbujas con la altura.

- **Partículas D:** Se trata de partículas grandes (diámetro mayor que 600 μm) y/o densas. Tienen un comportamiento errático. En lechos profundos, presentan grandes dificultades para fluidizar, generando apreciables explosiones de burbujas o severas canalizaciones. Son las partículas usadas en los “spoutedbed” o lechos a chorro. Ejemplos: guisantes y granos de café, carbón a gasificar, partículas de urea granulada.

En la **Tabla 4.1** se resumen las propiedades características de cada grupo de partículas de acuerdo con la clasificación desarrollada por Geldart.

Tabla 4.1: Síntesis de la clasificación de Geldart (Mazza, 2024).

	Grupo A	Grupo B	Grupo C	Grupo D
Características principales	Ideales para fluidización. Muestran un rango de no burbujeo	Comienzo del burbujeo a U_{mf}	Cohesivas, dificultad para fluidizar	Tamaño elevado, y/o densas
Partículas típicas	Catalizadores de craqueo	Arena de construcción	Harina Cemento	Grava Granos de café
Expansión del lecho	Alta	Moderada	Baja, por aparición de canales	Baja
Velocidad de aireación	Lenta, lineal	Rápida	Inicialmente rápida, luego exponencial	Rápida
Propiedades de las burbujas	Formación y coalescencia de burbujas hasta tamaño máximo	Crecimiento de burbujas sin tamaño límite	No hay burbujas, sólo canales	Crecimiento de burbujas sin tamaño límite
Mezcla de partículas	Alta	Moderada	Muy baja	Baja
Mezcla de gas	Alta	Moderada	Muy baja	Baja
Slugging	Axiales si $D < d_{m\acute{a}x}$ y la velocidad del gases elevada	Asimétrico, luego se torna simétrico	Forman “pistones” de sólidos	Huecos horizontales, “pistones” de sólidos, <i>slugs</i> de pared
Aparición de chorros	No	Solo en lechos poco profundos	No	Si, incluso en lecho profundos

4.4.2 Velocidades lineales y velocidades superficiales de gases y sólidos

En el estudio del comportamiento de lechos fluidizados es importante que se definan los conceptos de velocidad de gas y de partículas, como así también la velocidad relativa de ambos, conocida en inglés como “slip velocity”.

La velocidad superficial del gas U se define como el cociente entre el caudal volumétrico de gas Q_f y la sección transversal del tubo o recipiente que contiene al medio fluidizado A :

$$U = \frac{Q_f}{A} \quad (4.8)$$

De manera análoga, la velocidad superficial de los sólidos U_p se define como el cociente entre el flujo volumétrico de partículas Q_p y el área transversal del recipiente A :

$$U_p = \frac{Q_p}{A} \quad (4.9)$$

La fracción de la superficie transversal de recipiente o tubo disponible para el flujo de gas se supone usualmente igual a la fracción volumétrica de gas, es decir a la porosidad o fracción de huecos (ϵ). La fracción de área transversal disponible para el flujo de sólidos es, en consecuencia $(1 - \epsilon)$. En este contexto, las velocidades reales (lineales) de la fase gaseosa y del sólido, u y u_p deben expresarse mediante las relaciones siguientes:

$$u = \frac{Q_f}{A\epsilon} \quad u_p = \frac{Q_p}{A(1 - \epsilon)} \quad (4.10)$$

Las velocidades lineales y superficiales se vinculan mediante las relaciones (4.11) que se incluyen a continuación:

$$U = u\epsilon \quad U_p = u_p(1 - \epsilon) \quad (4.11)$$

La velocidad relativa entre las fases, U_{rel} , se define como la diferencia de las velocidades antes definidas y es usual referirse a ella, como se mencionó previamente, como “slip velocity”, u_{slip} :

$$\mathbf{u}_{rel} = \mathbf{u}_{slip} = \mathbf{u} - \mathbf{u}_p \quad (4.12)$$

4.4.3 Pérdida de carga en lechos fluidizados

La resistencia al flujo de un fluido a través de los huecos de un lecho de sólidos es la resultante del rozamiento total de todas las partículas del lecho. El rozamiento total por unidad de área es igual a la suma de dos tipos de fuerza: fuerzas de rozamiento viscoso y fuerzas inerciales. El diagrama de pérdida de carga en función de la velocidad superficial del agente fluidizante es un buen indicativo de la calidad de la fluidización, especialmente cuando la observación visual no es posible. Se obtiene cuando, partiendo de un lecho fijo (no fluidizado previamente) se aumenta la velocidad superficial y se registra la diferencia de presión (**Figura 4.5**). El valor de Δp corresponde a la diferencia de presión entre una posición en la sección superior, definida por la altura del lecho en reposo, y otra, ubicada inmediatamente sobre la placa distribuidora de gas. Δp no incluye la pérdida de carga en el distribuidor.

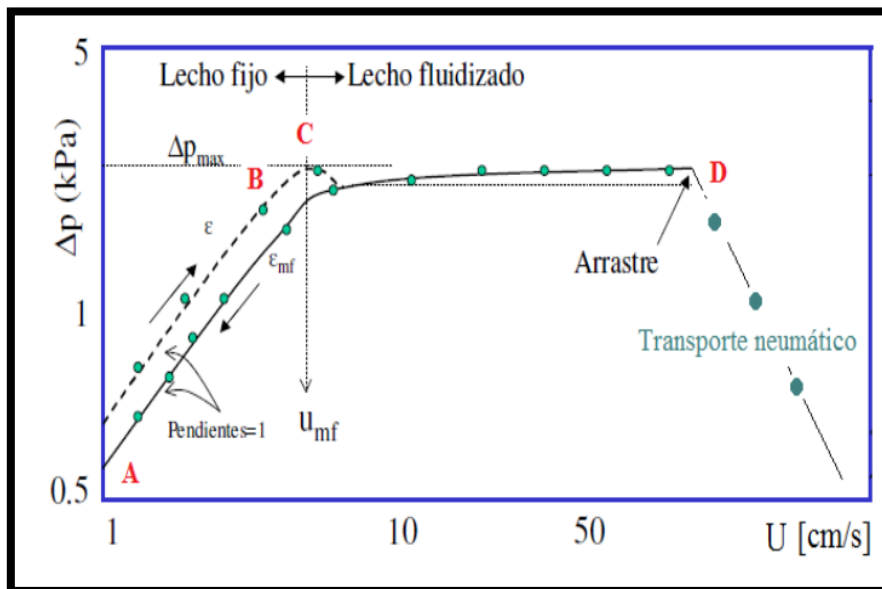


Figura 4.4: Gráfico de pérdida de carga a través del lecho vs velocidad superficial del gas.

La velocidad superficial mínima de gas que se requiere para alcanzar la condición de fluidización se conoce como velocidad de mínima fluidización (U_{mf}), punto C.

Cuando la velocidad superficial del gas U , es menor que U_{mf} , el lecho se comporta como un lecho fijo (región **A-B**). En la situación en la que la velocidad U excede en gran medida el valor de mínima fluidización, los sólidos son expulsados del lecho, correspondiendo esta situación a la denominada condición de transporte neumático. La velocidad superficial mínima de gas que se requiere para alcanzar la condición de transporte neumático, punto **D**, se conoce como velocidad terminal (U_t), y es la velocidad a la cual la fuerza de arrastre que ejerce el gas sobre las partículas, supera su peso arrastrándolas fuera del recipiente.

Si se representa la caída de presión a través del lecho frente a la velocidad superficial se obtiene una variación lineal si el régimen es laminar hasta el punto en que tiene lugar la expansión del lecho, pero luego la pendiente de la curva disminuye gradualmente a medida que el lecho se expande. Al aumentar la velocidad, la caída de presión pasa por un máximo (punto **C**), disminuyendo ligeramente, adoptando un valor aproximadamente constante (región **C-D**) debido a que la expansión del lecho genera suficientes espacios intersticiales para que el aire pueda fluir fácilmente, por lo que independientemente de la velocidad superficial del gas el valor de Δp se estabiliza en el valor correspondiente al peso del lecho dividido el área de la sección transversal del lecho, (W/A). En la práctica, sin embargo, la caída de presión en la condición de mínima fluidización es menor que W/A debido a que, un pequeño porcentaje de las partículas del lecho es soportado por las paredes del mismo y, en el caso de que el diseño del distribuidor no sea correcto y se trate de un lecho estrecho, existe la posibilidad de canalización del fluido. Si se reduce de nuevo la velocidad, el lecho se contrae hasta alcanzar la condición en que las partículas se posan unas sobre otras; la porosidad adquiere entonces el valor máximo estable para un lecho fijo de las partículas en cuestión. Si la velocidad disminuye aún más, el lecho permanece en esa condición. La caída de presión en este lecho fijo reformado es entonces menor que la obtenida originalmente para la misma velocidad. Si se aumentara ahora de nuevo la velocidad, sería de esperar que se siguiera la nueva curva y que la pendiente cambie súbitamente de 1 a 0 en el punto de fluidización. Este comportamiento del lecho que se logra al aumentar y disminuir la velocidad se conoce como ciclo de histéresis. (J. Couderc, 1985; Kunii y Levenspiel, 1969).

En la región **A-B**, la caída de presión se puede estimar mediante la correlación propuesta por Ergun:

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150(1 - \varepsilon)^2 \mu_g}{\varepsilon^3 d_p^2} u + \frac{1,75(1 - \varepsilon) \rho_g}{\varepsilon^3 d_p} u^2 \quad (4.13)$$

La caída de presión en la región fluidizada se puede estimar realizando un balance de fuerzas en la condición de mínima fluidización. Ignorando las fuerzas sobre la pared del recipiente, se tiene que:

$$\text{Fuerza de arrastre ejercida por el gas} = \text{Peso aparente de las partículas} \quad (4.14)$$

Que se puede reescribir del siguiente modo:

$$\begin{matrix} \text{(Pérdida de} \\ \text{carga a} \\ \text{través del} \\ \text{lecho)} \end{matrix} \times \begin{matrix} \text{(Área} \\ \text{transversal} \\ \text{del lecho)} \end{matrix} = \begin{matrix} \text{(Volumen} \\ \text{del lecho)} \end{matrix} \times \begin{matrix} \text{(Fracción} \\ \text{de} \\ \text{sólidos)} \end{matrix} \times \begin{matrix} \text{(Peso} \\ \text{aparen} \\ \text{te del} \\ \text{sólido)} \end{matrix} \quad (4.15)$$

Escribiendo la ecuación 4.15 para la condición de mínima fluidización se tiene:

$$\Delta P \cdot A = W = A \cdot H_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \quad (4.16)$$

Reacomodando factores:

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = g \cdot (\rho_p - \rho_g) (1 - \varepsilon_{mf}) \quad (4.17)$$

Donde ε_{mf} y H_{mf} son la porosidad y la altura del lecho en condiciones de mínima fluidización, respectivamente; ρ_p es la densidad del sólido, ρ_g es la densidad del gas, y A es el área de la sección transversal del lecho.

Un aspecto relevante de los lechos fluidizados por gas se presenta para valores donde la velocidad superficial se encuentra entre la mínima fluidización y la velocidad terminal. Debido a que la diferencia de presión entre la parte superior del lecho y la base

sobre el distribuidor debe mantenerse constante para que las partículas permanezcan en el lecho, éste debe expandirse para reducir la fricción ejercida por el fluido, determinando la formación de bolsones de gas, que prácticamente carecen de partículas en su interior, y ascienden a través del lecho con una velocidad determinada por el balance de fuerzas inerciales y de flotación ejercidas por el resto del lecho. De esta forma, el lecho se compone, prácticamente, de dos fases: la denominada fase densa o emulsión, en la cual la velocidad del gas tendrá un valor U_d , y una segunda fase, discontinua en sí, formada por los bolsones de gas que se conoce como fase burbuja, aludiendo a su semejanza con las burbujas gaseosas en un líquido.

4.4.4 Determinación de la velocidad de mínima fluidización

La velocidad de mínima fluidización define el paso del estado de lecho fijo al de lecho fluidizado. Es posible obtener una expresión para su cálculo igualando la expresión de pérdida de carga en el lecho fijo (ecuación. 4.13) con la expresión de pérdida de carga en el lecho fluidizado (ecuación. 4.16), en la condición de mínima fluidización:

$$g(\rho_p - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf}) = \frac{150(1 - \varepsilon)^2 \mu_g}{\varepsilon^3 d_p^2} u_{mf} + \frac{1,75(1 - \varepsilon) \rho_g}{\varepsilon^3 d_p} u_{mf}^2 \quad (4.18)$$

La expresión (4.18) se puede escribir en función del número de Reynolds y del número de Arquímedes, [Kunii y Levenspiel \(1991\)](#):

$$Ar = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} + 1,75 \frac{1}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (4.19)$$

Donde Re_{mf} es el número de Reynolds en condiciones de mínima fluidización (ecuación 14.20) y Ar es el número de Arquímedes (ecuación 14.21):

$$Re_{mf} = \frac{d_p \rho_g U_{mf}}{\mu_g} \quad (4.20)$$

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)d_p^3 g}{\mu_g^2} \quad (4.21)$$

4.5 Regímenes de fluidización

Durante los procesos de fluidización se pueden encontrar diferentes regímenes de flujo. Los más comunes son: fluidización suave, con burbujeo, turbulento, con “slugging” axial y plano, y de fase diluida con transporte neumático. La fluidización suave sólo puede lograrse en sistemas líquido-sólido. En la **Figura 4.5** se visualizan en la práctica los diferentes regímenes mencionados.

Cuando algunas burbujas suben a través de una columna usualmente se unen y puede llegar cierto momento en que la burbuja formada sea tan grande que ocupe toda la sección transversal. De esta manera, las pequeñas partículas fluyen hacia abajo por la pared, alrededor del hueco formado por el gas. Esto es lo que se denomina *slugging axial*. Con partículas gruesas esto no es posible y entonces la burbuja empuja la porción del lecho hacia arriba y las partículas bajan cuando el *slug* se desintegra. Esto se conoce como *slugging plano*.

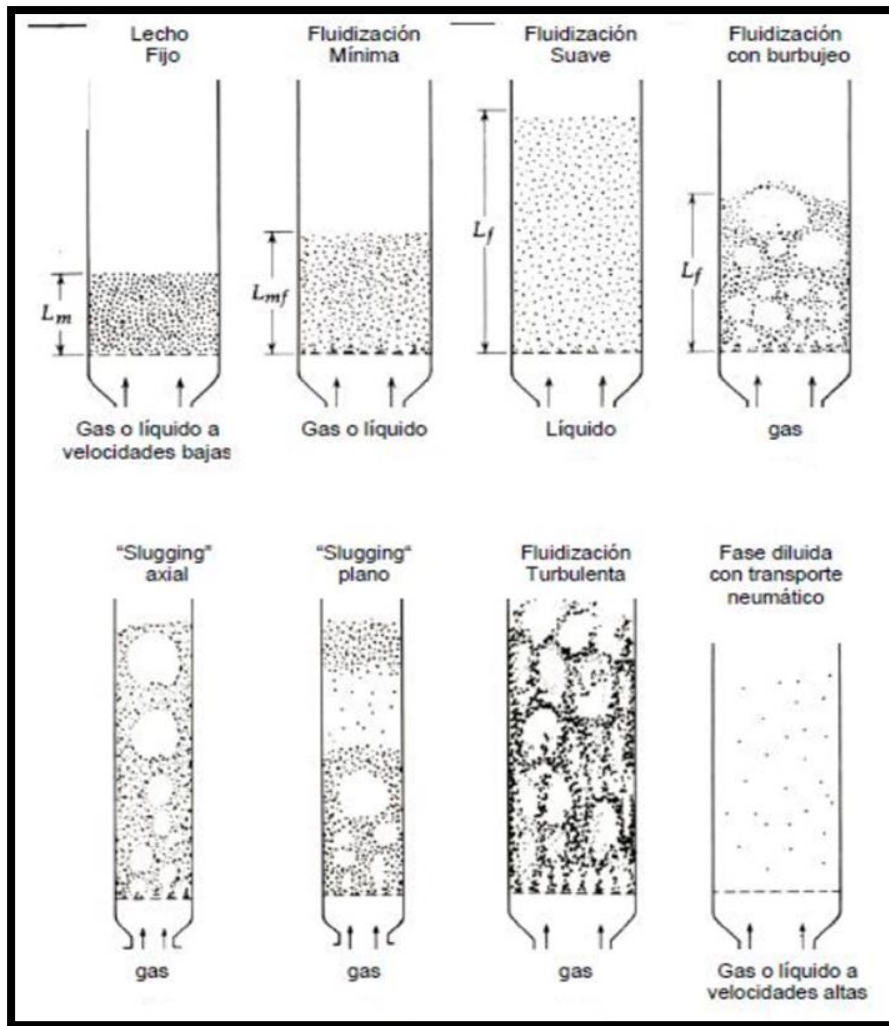


Figura 4.5: Regímenes de fluidización en función del incremento de la velocidad superficial del fluido (Kunii y Levenspiel, 1991).

CAPÍTULO 5

5. MATERIALES Y MÉTODOS

5.1 Materiales Utilizados

En este estudio se utilizaron muestras de bagazo de cerveza artesanal de la variedad *porter*, suministradas por un productor artesanal de la ciudad de Neuquén (**Figura 5.1**).

Los granos de bagazo fueron congelados al momento de su recepción, para así preservar sus propiedades al momento de realizar los ensayos. Para llevar a cabo las experiencias, el día previo se extraía una muestra de este de bagazo del congelador y se dejaba reposar a la intemperie para lograr su descongelamiento.

La **Figura 5.2**, ilustra visualmente el tamaño de las partículas utilizadas. El análisis cuantitativo del tamaño y de la densidad de las mismas se muestra en el capítulo 6.



Figura 5.1: Muestra seca de bagazo



Figura 5.2: Dimensionamiento del tamaño de los granos de bagazo

5.2 Instalación experimental

Las experiencias de secado se desarrollaron en el laboratorio de Ingeniería de Reactores y Procesos Químicos del instituto PROBIEN, en la ciudad de Neuquén, Argentina.

En la **Figura 5.3** se muestra el lecho fluidizado utilizado en las experiencias de secado. La unidad fluidizada está construida en acrílico transparente, y tiene una altura de 120 cm y un diámetro interno de 10,8 cm.

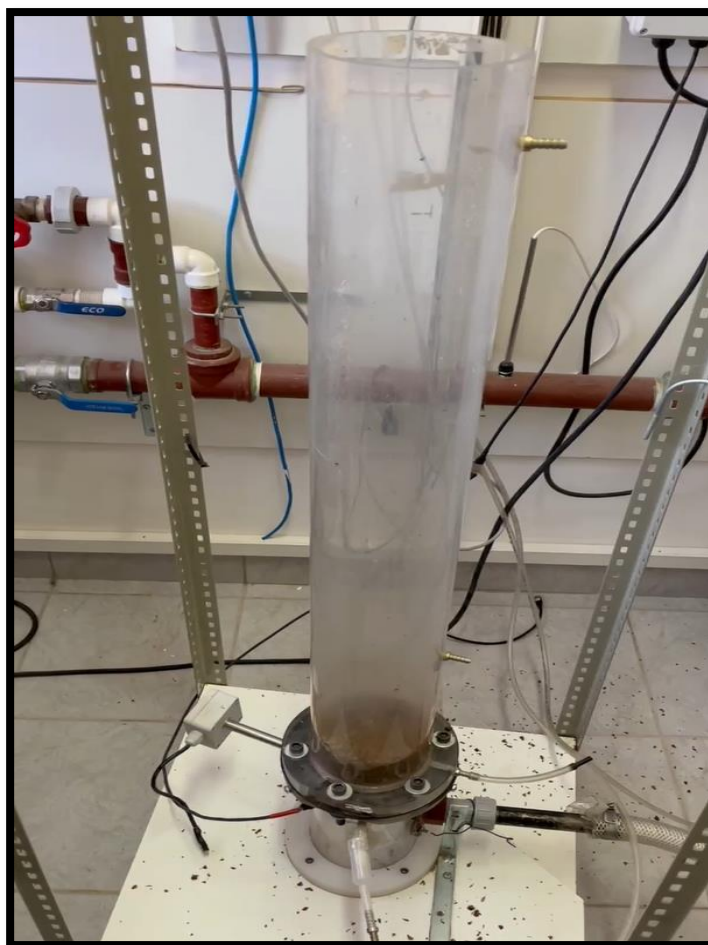


Figura 5.3: Lecho fluidizado empleado en los ensayos experimentales

Para realizar los ensayos se utilizaron 2 tipos de distribuidores. Por un lado, una placa de acrílico perforada, con orificios de 1 mm de diámetro (**Figura 5.4**). El otro tipo de distribuidor utilizado fue un distribuidor tipo “swirling” o “placa distribuidora con aletas inclinadas” (**Figura 5.5**).



Figura 5.4: Placa de distribución perforada de acrílico



Figura 5.5: Placa de distribución tipo “swirling”

El agente fluidizante utilizado fue aire impulsado por un compresor centrífugo a través de un sistema de cañerías y válvulas. Se utilizó un compresor marca GREENCO, modelo IP 54, de 3,45 kW de potencia, capaz de elevar la presión del aire a 230 mbar (**Figura 5.6a**). La velocidad de circulación del aire se midió con un anemómetro de hilo caliente y se controló mediante un sistema de purga empleando una serie de válvulas que se regulan manualmente (**Figura 5.6b**).



(a)



(b)

Figura 5.6: Elementos del sistema de suministro de aire, (a) compresor, (b) conjunto de válvulas

Además, se utilizaron dos sensores para monitorear la velocidad del aire y la pérdida de carga en el lecho, tal como se muestra en la **Figura 5.7**.



Figura 5.7: Sensores de presión y velocidad para monitoreo del sistema

Para elevar la temperatura del agente fluidizante, se utilizó un intercambiador de calor conformado por una resistencia interna de 1600 W y un tubo metálico (**Figura 5.8**). Este elemento calefactor, funciona como elemento final de control del lazo de control de temperatura. La temperatura de operación deseada se controló mediante un controlador PID Novus N1030. En la **Figura 5.9** se esquematiza la disposición de cada componente descrito junto con el sistema de control y el sistema de adquisición de dato.



Figura 5.8: Intercambiador de calor

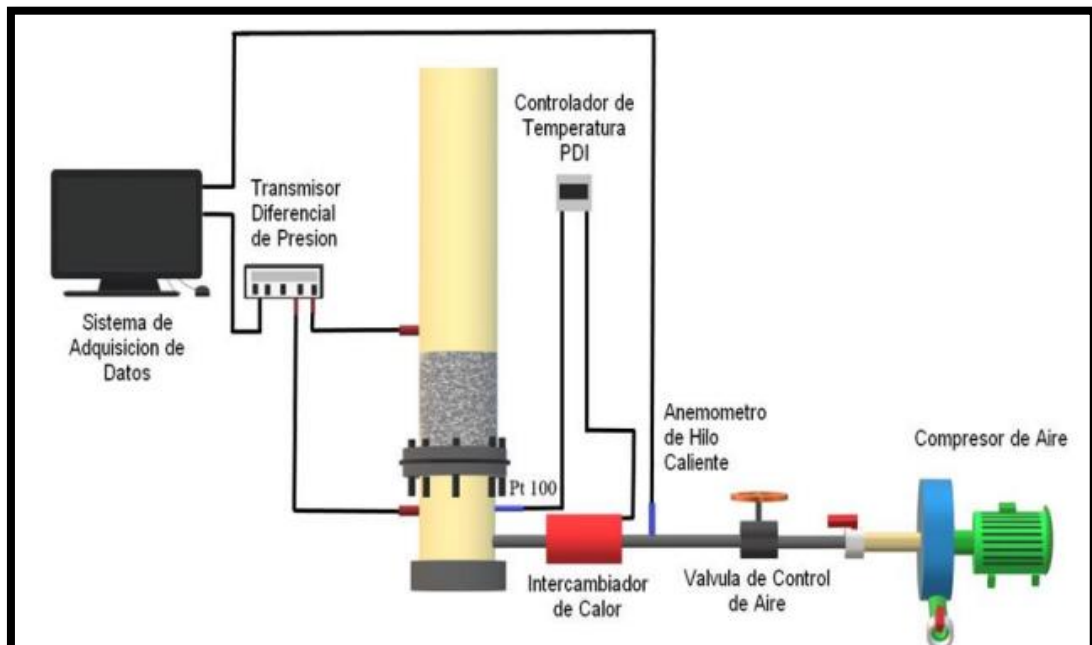


Figura 5.9: Diagrama de la instalación

Por otro lado, para la determinación de humedad del bagazo en diferentes tiempos de secado en el lecho fluidizado, las muestras fueron secadas durante 24 h a 105°C, de acuerdo a lo establecido en la norma **ASTM E871 - Standard Test Method for Moisture Analysis of Particulate Wood Fuels**. Para esto, se utilizó una estufa de precisión marca “San Jor” serie SL DB. (**Figura 5.10**).

Por último, para determinar el peso de las muestras se usó una balanza RADWAG de capacidad máxima 2000 g y capacidad mínima 0.01 g (**Figura 5.11**).



Figura 5.10: Estufa de precisión



Figura 5.11: Balanza RADWAG

5.3 Procedimiento experimental

En primer lugar, se caracterizaron las partículas de bagazo. La determinación de un diámetro medio se realizó empleando el análisis de imágenes con el *software* libre FIJI ImageJ. El software permite obtener la distribución de tamaños y el diámetro medio de la muestra a partir de medir el diámetro de Feret. La densidad aparente de las partículas se determinó a partir de considerar una cierta masa y la medición del volumen desplazado por las mismas en un picnómetro con mercurio.

En segunda instancia, se determinó la velocidad de mínima fluidización del bagazo seco. El valor determinado resulta útil como referencia para las experiencias de secado. El lecho empleado tiene un diámetro interno de 10,8 cm y se cargó con una altura de bagazo de 9,8 cm. El ensayo consiste en aumentar paulatinamente la velocidad superficial del aire U y registrar la pérdida de carga (Δp) asociada a diferentes valores de velocidad. Una vez fluidizado el lecho, se procede a disminuir la velocidad de manera lenta, generando registros desde la condición fluidizada hasta velocidad cero, pasando por el estado de lecho fijo. Finalmente, la velocidad de mínima fluidización se determina mediante los datos obtenidos con velocidad de gas decreciente, mediante la intersección de la curva Δp vs. U generada mediante interpolación en la condición de lecho fijo, y la curva obtenida en la condición fluidizada.

Los ensayos de secado se realizaron ajustando la velocidad del gas y la temperatura en valores específicos. La velocidad fue fijada manualmente por medio de una válvula, y la temperatura se especificó en un controlador PID. Con las condiciones operativas ajustadas, el bagazo se puso en el lecho y comenzó a correr el tiempo del ensayo. Luego, cada 5 minutos se extrajo una porción pequeña de bagazo usando una varilla y se colocó en una caja de Petri, pesada previamente, y rotulada con el minuto correspondiente para registrar el valor del peso para ese tiempo. Luego, la caja de Petri se puso en la estufa eléctrica por 24 h a 105°C para determinar la humedad correspondiente a ese tiempo. Por lo general, luego de pasado los 20 min, las extracciones se realizaron cada 10 minutos porque los cambios en la humedad a partir de ese tiempo no eran tan importantes como durante los primeros minutos. En los primeros ensayos la última extracción de muestra se hizo a los 90 min, pero luego se llegó a la conclusión de que este tiempo era excesivo y que realizando la última

extracción a los 60 min los resultados eran igualmente satisfactorios ya que a partir de este tiempo no se apreciaba una notable pérdida de humedad en las muestras.

Luego de 24 horas de permanencia de las muestras en la estufa, se procedió a retirarlas y pesarlas nuevamente para así determinar la variación de masa y la pérdida de agua en el lecho y así construir las curvas de secado.

Por último, para comparar la eficiencia de un secado por lecho fluidizado con un secado convencional en estufa eléctrica, se realizaron 3 ensayos de secado en estufa durante 1 hora a 60 °C.

CAPÍTULO 6

6. RESULTADOS

6.1 Determinación del tamaño medio de las partículas de bagazo

En primera instancia, se determinó el tamaño medio de las partículas de bagazo para clasificarlas dentro del espectro de Geldart, de acuerdo con lo descrito en el capítulo 4. La determinación de tamaño es sumamente relevante para predecir el tipo de fluidización esperable para el par gas-sólido de interés.

Para caracterizar el bagazo seco, se utilizó el programa de código abierto FIJI ImageJ. En la **Figura 6.1**, se muestra una imagen de las muestras de bagazo junto a lo que genera el código para ejecutar el análisis. El código determina un valor medio para el diámetro (d_p) a partir de considerar la distancia mayor que existe entre dos puntos del perímetro de cada partícula, y efectuar el promedio del conjunto. En la **Figura 6.2**, se muestra la distribución de tamaños de partícula generada también por el *software*. Finalmente, el valor medio del diámetro resultó ser de $5,37\text{ mm}$. Además, el código evalúa la circularidad media, que en este caso resultó estar comprendida entre 0,4-0,6.

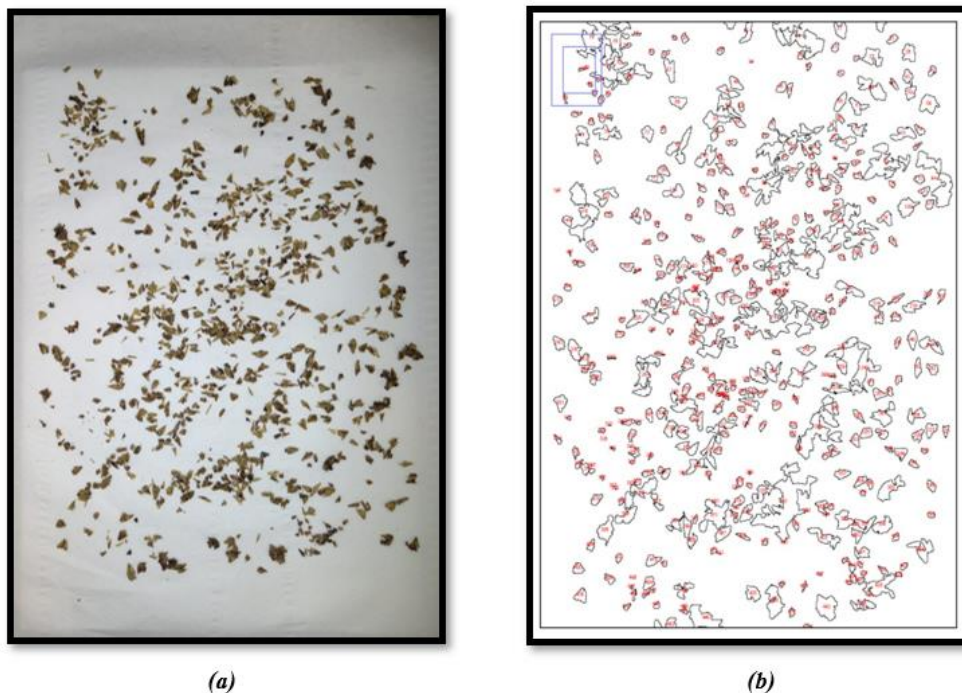


Figura 6.1: Imagen utilizada en el programa FIJI ImageJ (a) y su posterior análisis (b)

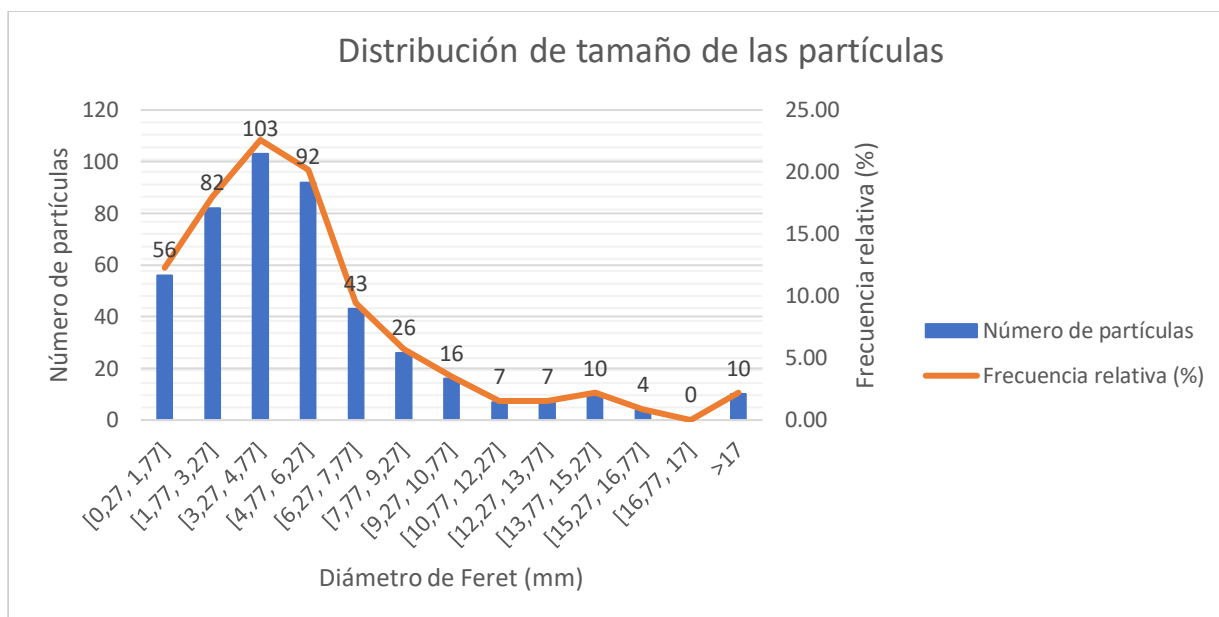


Figura 6.2: Distribución de diámetros de Feret de las partículas

Por otro lado, se determinó la densidad de las partículas de bagazo seco mediante picnometría de mercurio. El valor medio del análisis por triplicado resultó ser de 0,9857 g/mL.

Con los valores determinados de diámetro y densidad, a partir de la **Figura 4.3** se puede concluir que el conjunto de partículas pertenece al grupo D de la clasificación de Geldart, con las características propias, ya señaladas previamente en el capítulo 4, sección 4.4.1. Es importante mencionar que independientemente del grado de humedad, las partículas de bagazo no cambian de grupo, por lo que presentan dificultades para ser fluidizadas, con tendencia a generar canalizaciones durante todo el transcurso de los ensayos de secado.

6.2 Determinación de la velocidad de mínima fluidización

Para tener una referencia de velocidad superficial del aire durante los ensayos de secado y saber con qué velocidades el lecho se fluidizará, se determinó experimentalmente la velocidad de mínima fluidización del bagazo seco. Para ello se usó un lecho de acrílico de 5,31 cm de diámetro interno, en el que se cargaron 28,24 g de bagazo para completar una altura de lecho aproximada de 5,3 cm.

En la **Figura 6.3** se muestran las curvas Δp vs. U (velocidad superficial del gas) de “ida” (azul), y de “vuelta” (naranja) obtenidas durante el ensayo.

Considerando los datos correspondientes a la “vuelta”, a partir de la intersección de la curva de interpolación en la región de lecho fijo y la obtenida con los puntos en la condición fluidizada, se determinó que el valor de velocidad de mínima fluidización (U_{mf}) del sistema es de 1.12 m/s (Figura 6.4).

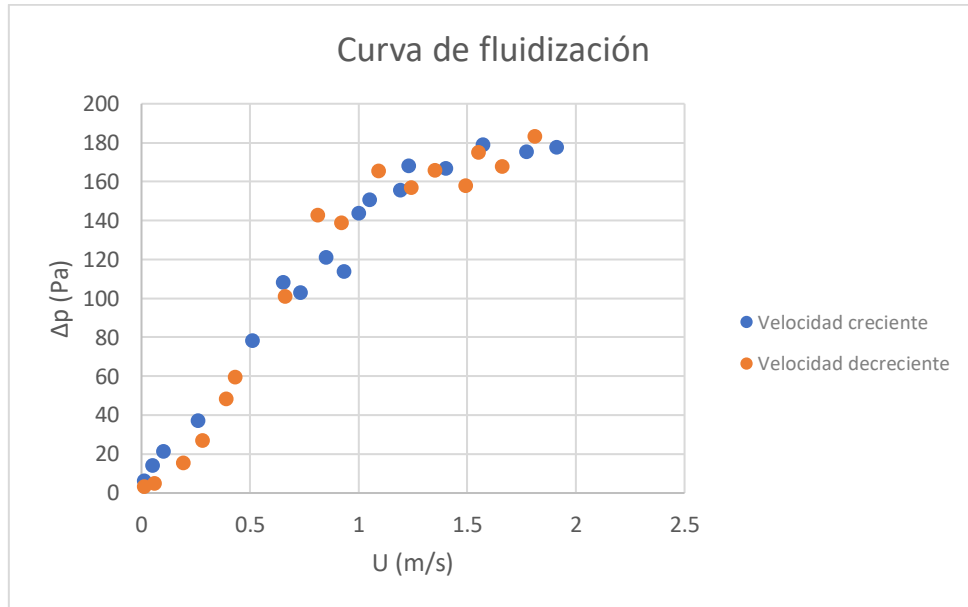


Figura 6.3: Curva de fluidización del bagazo a velocidades crecientes y decrecientes

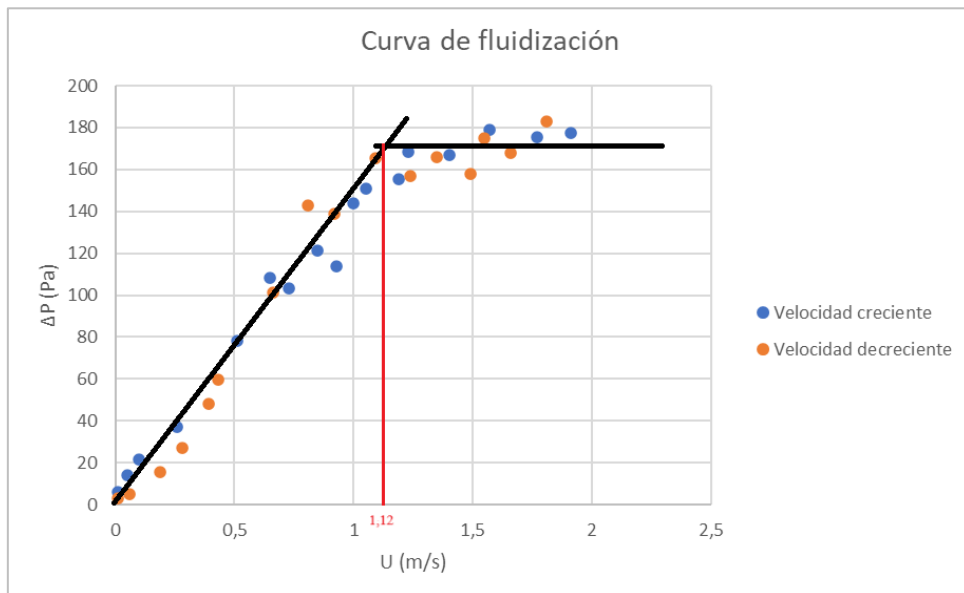


Figura 6.4: Determinación de la velocidad de mínima fluidización

6.3 Curvas de secado con lecho fluidizado

En esta sección se presentan los resultados obtenidos durante el secado de bagazo en un lecho fluidizado donde se realizaron 9 ensayos en total. Cada uno de estos ensayos se pueden agrupar de la siguiente manera:

- por un lado, se utilizó una placa distribuidora para generar patrones de flujo tipo “*swirling*” (ver **Figura 5.5**). Con esta placa se realizaron 6 ensayos, combinando las posibilidades de operar con 3 temperaturas: 45°C, 60°C y 75°C; y 2 velocidades superficiales de aire: 4 m/s y 5,3 m/s.
- por otro lado, se realizaron 3 ensayos con otra placa distribuidora, que en este caso es una placa perforada de acrílico, tal como se explicó en el Capítulo 5. Estos ensayos se realizaron solamente a una velocidad de 5,3 m/s y a las mismas temperaturas mencionadas anteriormente (45°C, 60°C y 75°C). La razón por la que en este caso solo se operó a una velocidad de 5,3 m/s es debido a que utilizando la placa perforada a 4 m/s las muestras demoraban demasiado en comenzar a fluidizar debido a la alta humedad inicial del bagazo y las fuerzas cohesivas entre sus partículas. Por lo tanto, se decidió descartar esta velocidad para los ensayos con esta placa distribuidora ya que el lecho se comportaba como lecho fijo y no como lecho fluidizado.

En la **Tabla 6.1** se resumen todos los ensayos descritos anteriormente.

Tabla 6.1: Condiciones operativas adoptadas en ensayos de secado

Placa de distribución "swirling"		Placa de distribución perforada	
<i>U (m/s)</i>	<i>T (°C)</i>	<i>U (m/s)</i>	<i>T (°C)</i>
4	45	5,3	45
	60		60
	75		
5,3	45		
	60		
	75		

Las curvas presentadas en este capítulo describen la evolución del MR (“moisture ratio” o “relación de humedad”) conforme avanza el tiempo de secado del bagazo en el lecho. MR se define de la siguiente manera:

$$MR = \frac{X - X_E}{X_0 - X_E} \quad (6.1)$$

Donde:

X = contenido de humedad en un tiempo *t*

X_E = contenido de humedad en equilibrio

X₀ = contenido de humedad inicial

A modo de ejemplo, en la **Tabla 6.2** se presentan los resultados relevados durante el ensayo a 60°C y 5,3 m/s con el distribuidor tipo “swirling”. Se tomaron muestras por duplicado (A y B) para cada uno de los minutos en los que se evaluó la humedad. La columna “masa muestra antes del secado de 24h (g)” muestra el peso de la muestra de bagazo recién extraída del lecho. Inmediatamente luego de ser pesada y registrada, como ya se mencionó en el Capítulo 5, la muestra fue enviada a la estufa eléctrica por 24 horas a 105°C. Pasado esta cantidad de tiempo, las muestras se retiraron de la estufa y se pesaron (“Masa muestra después del secado de 24h (g)” en la tabla 6.2). Luego, la

diferencia entre estos dos pesos mencionados indica la cantidad de agua remanente que tenía la muestra de bagazo en el momento de la extracción (“Cantidad de agua”, en Tabla 6.2). Usando la ecuación (6.1), se registró en la columna “humedad (X)” el valor de la misma. El valor de X se describe de la siguiente manera:

$$X = \frac{\text{"Masa de agua (g)"}}{\text{"Masa muestra antes del secado de 24 h (g)"}} \quad (6.2)$$

Tabla 6.2: Datos de secado para el ensayo a 60°C y 5,3 m/s con el distribuidor tipo “swirling”

Muestra	Masa muestra antes del secado de 24 h (g)	Masa muestra después del secado de 24h (g)	Masa de agua (g)	Humedad (X)
0m A	3,55	1,23	2,32	0,653
0m B	3,55	1,23	2,32	0,653
5m A	1,12	0,4	0,72	0,642
5m B	1,94	0,69	1,25	0,644
10m A	0,54	0,24	0,3	0,555
10m B	0,55	0,25	0,3	0,545
15m A	0,93	0,47	0,46	0,495
15m B	0,65	0,34	0,31	0,477
20m A	0,45	0,35	0,1	0,222
20m B	0,51	0,43	0,08	0,157
25m A	0,6	0,53	0,07	0,117
25m B	0,53	0,47	0,06	0,113
30m A	0,72	0,66	0,06	0,0833
30m B	0,63	0,58	0,05	0,0793
35m A	0,49	0,44	0,05	0,102
35m B	0,67	0,6	0,07	0,104
40m A	0,5	0,45	0,05	0,100
40m B	0,41	0,38	0,03	0,0732
45m A	0,8	0,75	0,05	0,0625
45m B	0,75	0,7	0,05	0,0667
50m A	0,81	0,75	0,06	0,0741
50m B	0,58	0,53	0,05	0,0862
55m A	0,98	0,91	0,07	0,0714
55m B	0,89	0,82	0,07	0,0786
60m A	0,91	0,86	0,05	0,0549
60m B	0,6	0,55	0,05	0,0833

En la **Tabla 6.3** se muestran los valores promedio de humedad para cada tiempo, con el respectivo valor de MR. Para el cálculo de MR se consideró que $X_E \rightarrow 0$, de

acuerdo con lo recomendado en el trabajo de De Camargo et al., (2019), por lo que la ecuación 6.1 se convierte en:

$$MR = \frac{X(t)}{X_0} \quad (6.3)$$

Donde X_0 es el valor de X para el tiempo $t = 0$.

Tabla 6.3: Valores de MR y valores medios de X para el ensayo a 60°C y 5,3 m/s con el distribuidor tipo “swirling”

tiempo (min)	Promedio humedad por muestra (X)	MR
0	0,654	1,000
5	0,644	0,985
10	0,551	0,842
15	0,486	0,743
20	0,190	0,290
25	0,115	0,176
30	0,081	0,124
35	0,103	0,158
40	0,087	0,132
45	0,065	0,099
50	0,080	0,123
55	0,075	0,115
60	0,069	0,106

En la **Figura 6.5**, se representan los valores de MR para cada tiempo presentados en la **Tabla 6.3**.

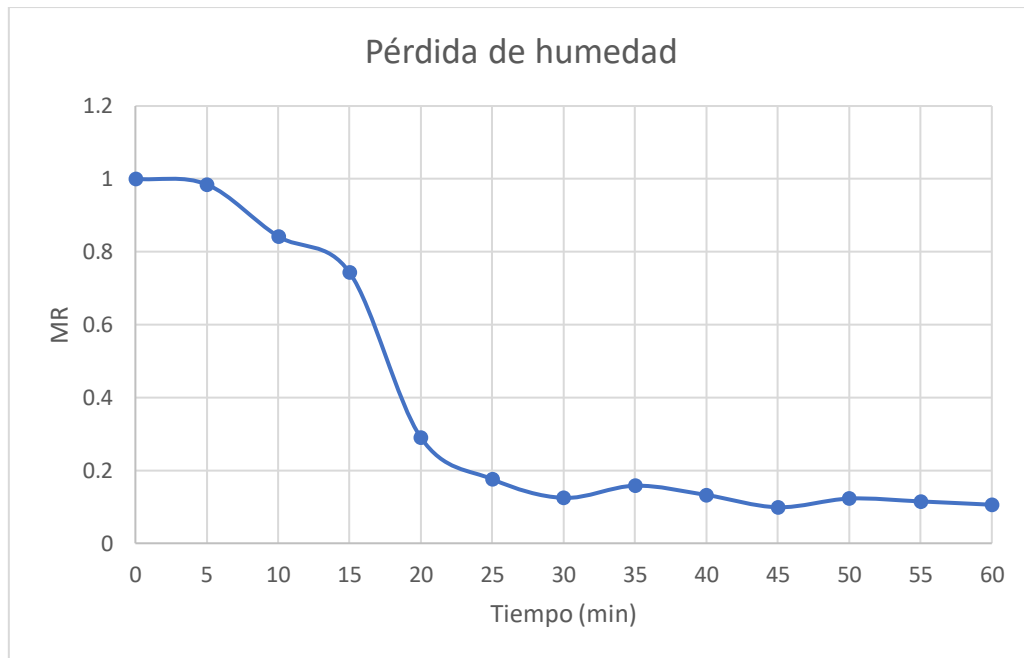


Figura 6.5: Pérdida de humedad en un lecho fluidizado a 60°C y 5,3 m/s de velocidad superficial

Se realizó el mismo procedimiento en todas las experiencias.

6.3.1 Influencia de la temperatura en la velocidad de secado

En las **Figuras 6.6** y **6.7** se muestran las curvas de secado en el lecho de remolino, para diferentes temperaturas, para dos velocidades de fluidización. Para las dos velocidades estudiadas, se observa que elevar la temperatura, reduce los tiempos de secado, con un efecto más marcado para 4 m/s. Analizando la **Figura 6.7** se puede ver como en 20 min operando a 5,3 m/s de velocidad superficial se logra un MR de 0,84 para la temperatura de 45°C, pero cuando ésta sube a 75°C el MR pasa a ser de 0,29. Es decir, se redujo un 65% el contenido de humedad para un tiempo de 20 min, aumentando sólo un 30% la temperatura. Sin embargo, las curvas a 60 °C y 75 °C se encuentran muy próximas. Por otro lado, si se comparan las curvas de secado a 4 m/s y 5,3 m/s a 75 °C, en ambos casos a los veinte minutos se logra alcanzar el 20 % de humedad por lo que, evidentemente, existen limitaciones difusivas, de transferencia de calor, o ambas dentro de la partícula que limitan la velocidad de secado. Adicionalmente, se observa el comportamiento del lecho burbujeante realizado con el distribuidor de placa perforada en la **Figura 6.8**, obteniéndose resultados similares a los ya mencionados.

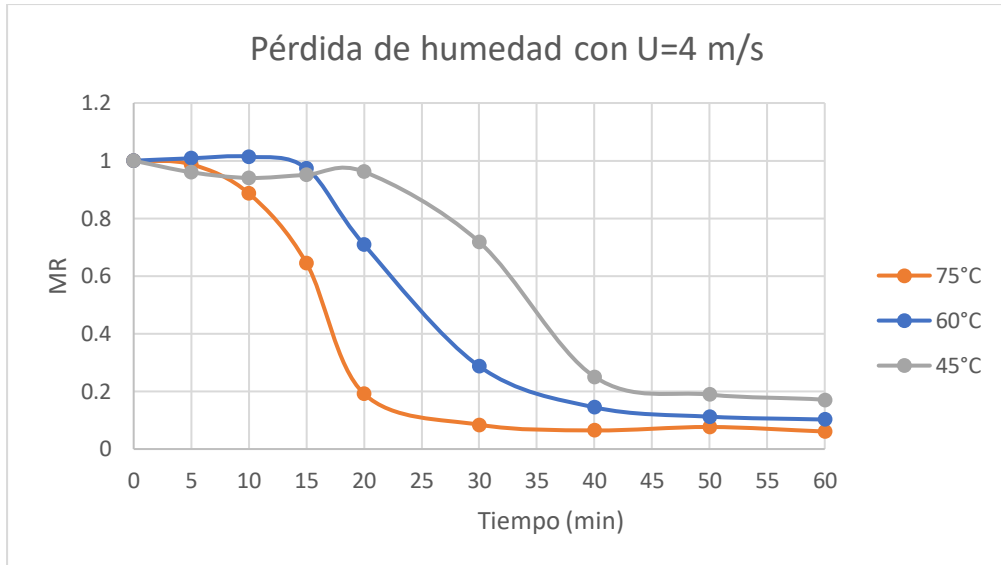


Figura 6.6: Curvas de secado a distintas temperaturas para una velocidad superficial de 4 m/s en el lecho de remolino

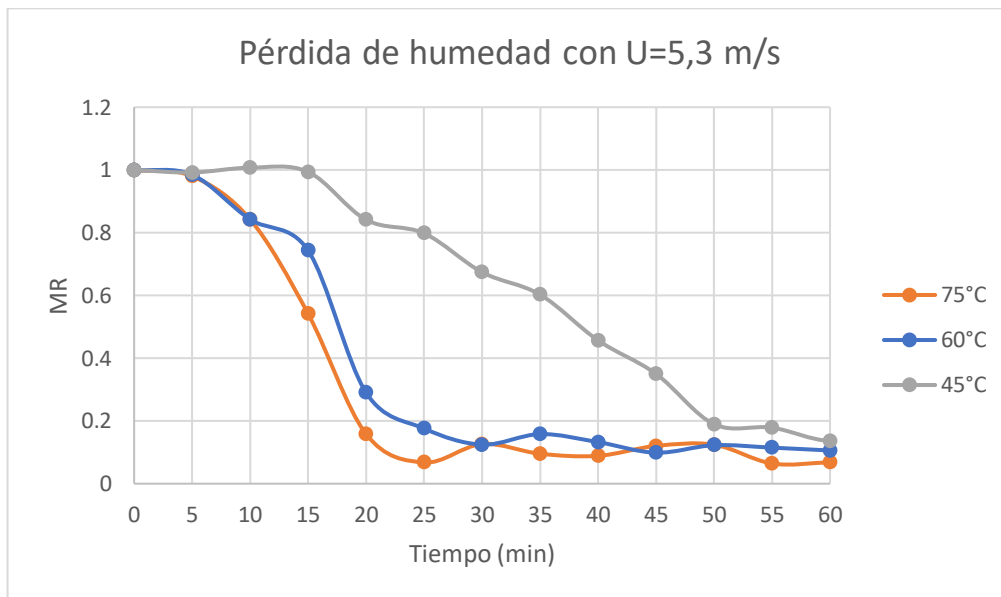


Figura 6.7: Curvas de secado a distintas temperaturas para una velocidad superficial de 5,3 m/s en el lecho de remolino.

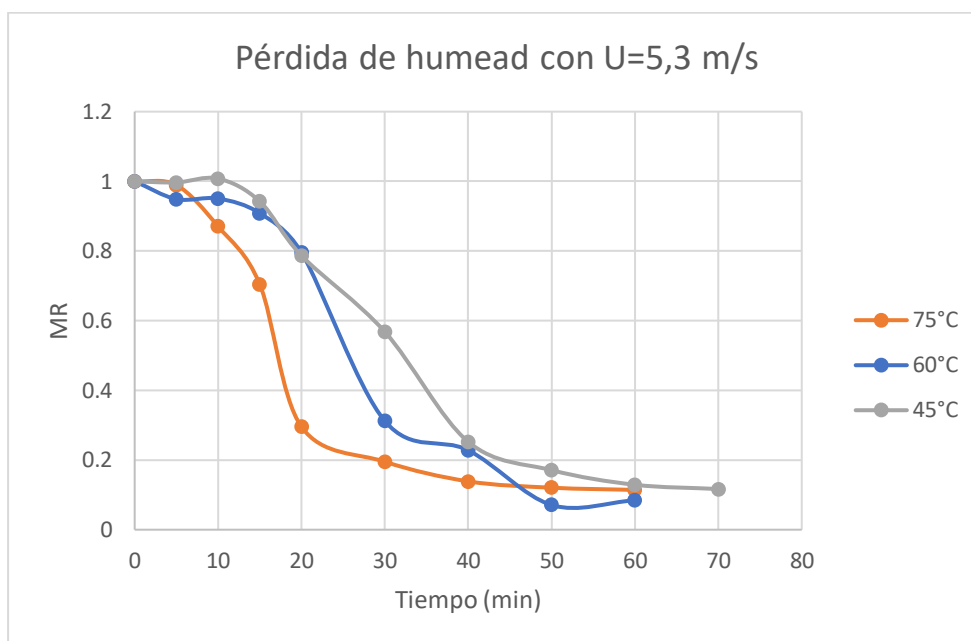


Figura 6.8: Curvas de secado a distintas temperaturas para una velocidad superficial de 5,3 m/s en el lecho burbujeante.

6.3.2 Influencia de la velocidad superficial del aire en la velocidad de secado

Se procederá ahora a analizar la influencia en la velocidad de secado al mantener la temperatura constante y variar la velocidad superficial del aire (U) que circula en el lecho.

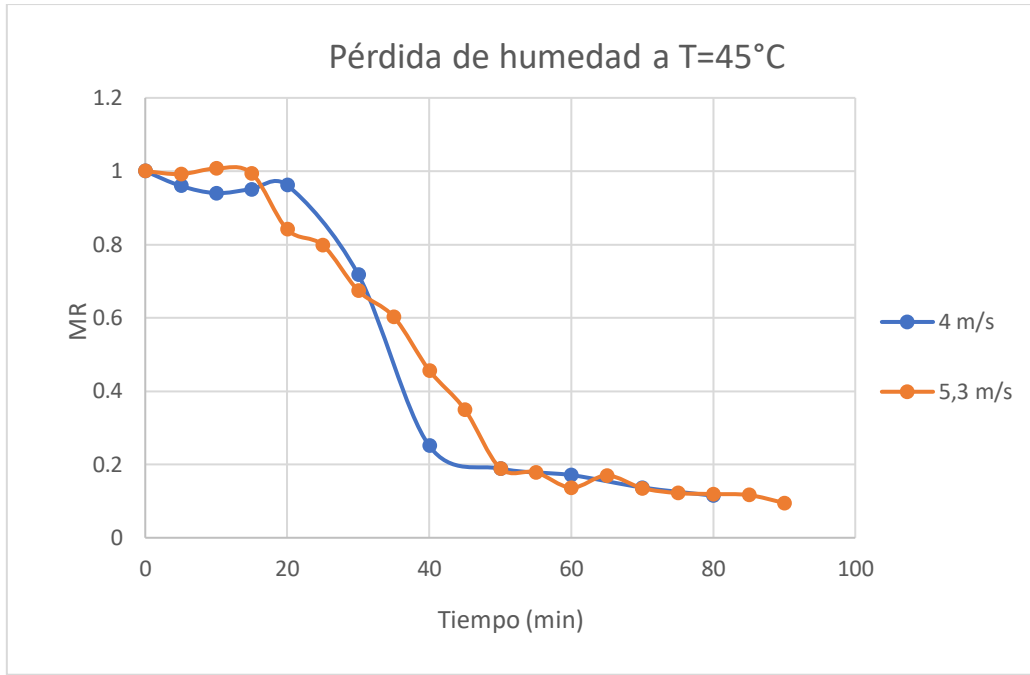


Figura 6.9: Curvas de secado a distintas velocidades superficiales de aire para T=45°C

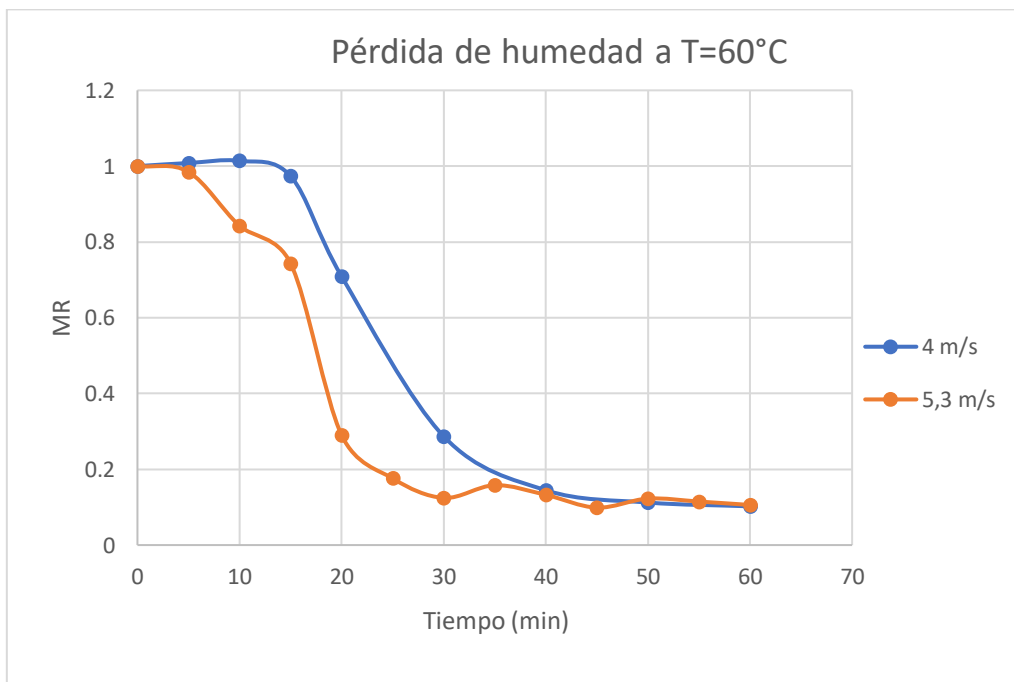


Figura 6.10: Curvas de secado a distintas velocidades superficiales de aire para T=60°C

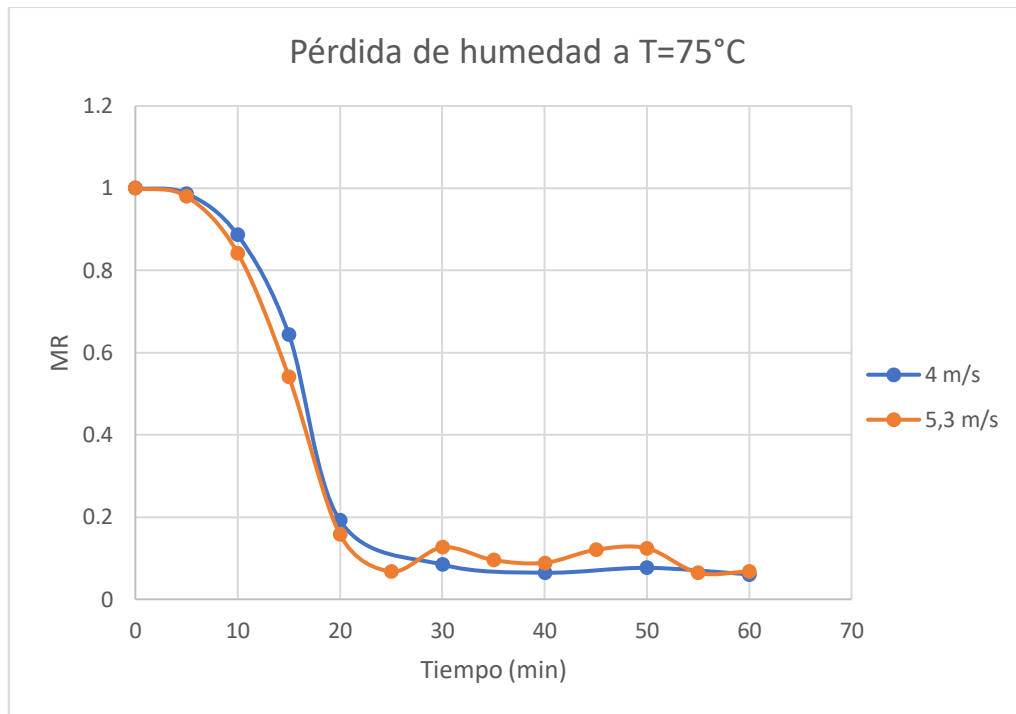


Figura 6.11: Curvas de secado a distintas velocidades superficiales de aire para $T=75^{\circ}\text{C}$

Al observar las **Figuras 6.9, 6.10 y 6.11** se puede concluir que la velocidad de secado no se ve tan perturbada por los cambios de velocidad superficial del aire (U), como si se veía afectada por los cambios de temperatura. Si bien es cierto que estos ensayos se realizaron con velocidades que no son muy alejadas una de las otras, el incremento de velocidad superficial de aire en esta proporción demuestra no ser un mecanismo tan efectivo para aumentar la velocidad de secado. La razón por la cual no se experimentó con velocidades mayores son cuestiones técnicas y limitaciones de la instalación. Además, solo en el ensayo realizado a 60°C (**Figura 6.10**) puede apreciarse una mayor diferencia en la velocidad de secado, aunque ésta tiende a ser mínima pasados los 40 minutos de ensayo.

Analizando el caso de mayor exigencia, es decir una velocidad superficial del aire de $5,3\text{ m/s}$ y 75°C (**Figura 6.11**), se puede concluir que el incremento de consumo energético del compresor no es necesario, ya que con la misma temperatura y utilizando una $U = 4\text{ m/s}$ los resultados son muy similares.

6.3.3 Influencia del tipo de distribuidor en la velocidad de secado

A continuación, en las **Figuras 6.12, 6.13 y 6.14** se observa la comparativa en la velocidad de secado para dos distribuidores distintos. Estos distribuidores son los ya mencionados distribuidores perforado (**Figura 5.4**) y tipo “swirling” (**Figura 5.5**).

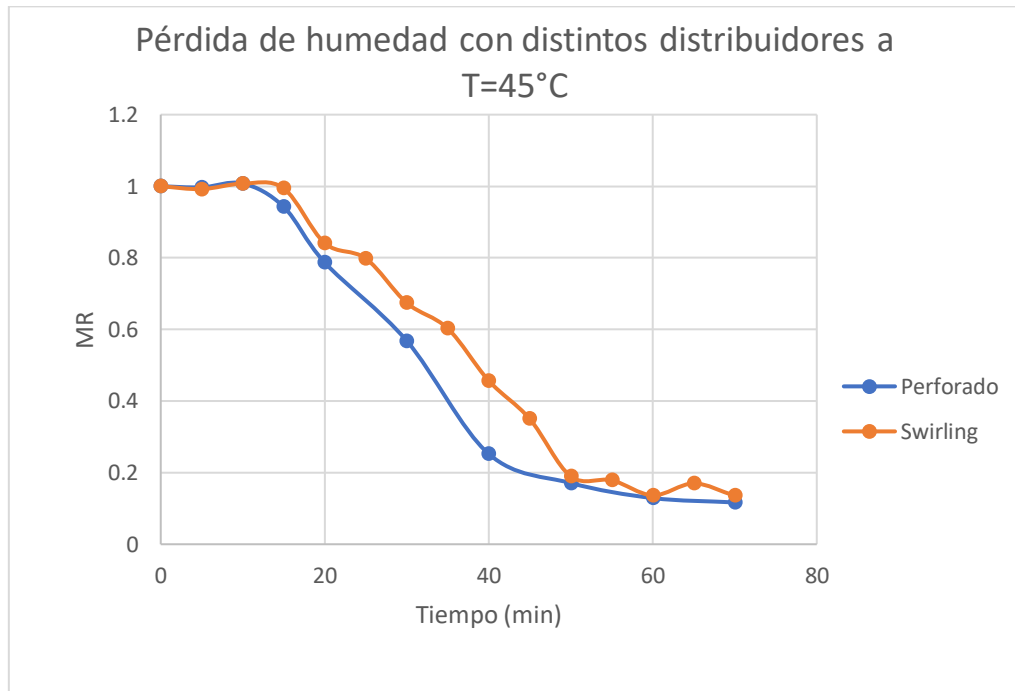


Figura 6.12: Comparativa de velocidad de secado usando 2 tipos de distribuidores. El ensayo fue realizado a $U=5,3\text{m/s}$ y $T=45^{\circ}\text{C}$

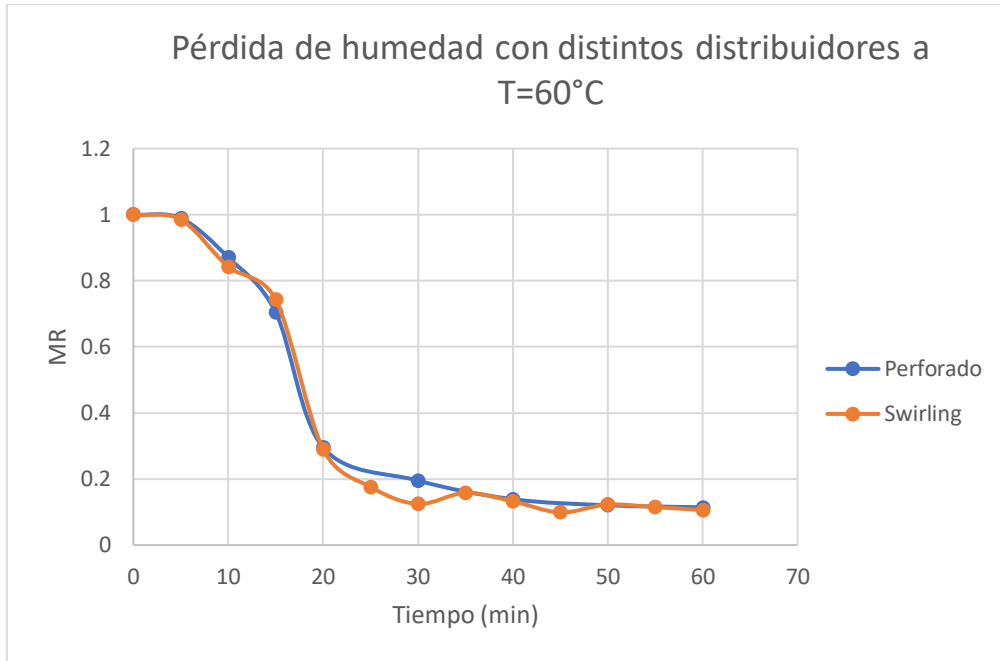


Figura 6.13: Comparativa de velocidad de secado usando 2 tipos de distribuidores. El ensayo fue realizado a $U=5,3\text{m/s}$ y $T=60^\circ\text{C}$

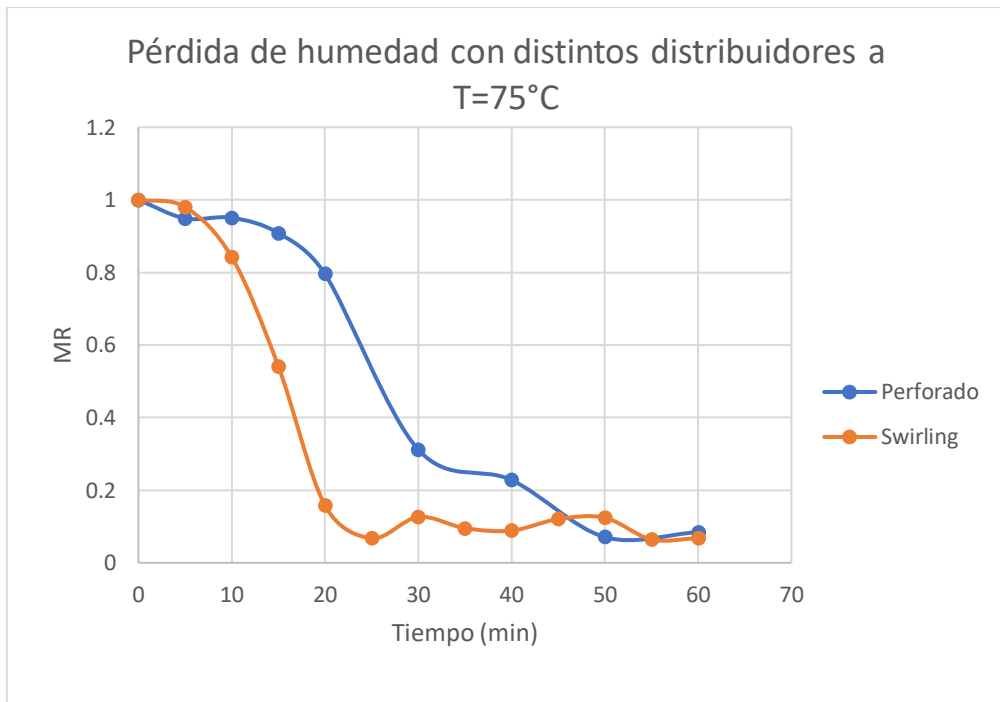


Figura 6.14: Comparativa de velocidad de secado usando 2 tipos de distribuidores. El ensayo fue realizado a $U=5,3\text{m/s}$ y $T=75^\circ\text{C}$

De estos ensayos se puede ver que a una mayor temperatura es más efectivo utilizar un distribuidor de tipo “swirling”, mientras que a temperaturas más bajas (45°C) el distribuidor de placa perforada obtuvo una mayor eficiencia.

6.4 Aplicación de modelos matemáticos

A continuación, se muestra el uso de modelos matemáticos para correlacionar los datos presentados en de las curvas de secado.

Respecto a los modelos, existen tres tipos: los modelos teóricos, los semi teóricos y los empíricos. Los modelos teóricos surgen al tratar de modelar fenomenológicamente el comportamiento de un sistema; en el caso del secado de un objeto se tiene en cuenta el fenómeno de transferencia de agua desde la partícula hacia el ambiente. Un modelo semi teórico se formula de manera general a partir de un modelo fisicomatemático y luego para describir el comportamiento particular del sistema en estudio debe tenerse en cuenta condiciones específicas. Éste paso se logra al resolver una ecuación diferencial, como es en el caso del secado en el que la ecuación que respalda el modelo físico matemático que describe este fenómeno es conocida como la segunda ley de Fick (Panchariya et al., 2002).

El transporte de humedad dentro del sólido puede deberse a varios mecanismos que actúan simultáneamente (difusión líquida o de vapor, capilaridad, difusión térmica, difusión de superficie, entre otros), sin embargo, se acepta generalmente que el mecanismo controlante, a temperaturas moderadas como las usadas para el secado de alimentos es la difusión líquida (Luikov, 1966).

En general, los modelos utilizados en el secado de alimentos son semi-teóricos y se basan en la solución aproximada de la ley de difusión de Fick, presentada a continuación:

$$\frac{\partial X(t)}{\partial t} = \nabla(D_e \cdot \nabla X) \quad (6.4)$$

Donde:

D_e = difusión efectiva, parámetro que se determina a través de datos experimentales o mediante correlaciones específicas.

X = humedad del sólido en base seca.

t = tiempo.

La ley de Fick, con la hipótesis de D_e constante, se puede integrar para diferentes formas geométricas, condiciones iniciales y de borde (Crank, 1975). Sin embargo, suponer una difusividad efectiva D_e constante durante toda la operación de secado, conduce a resultados anómalos, como han demostrado King (1968) y Luyben et al. (1980). Un factor que muchas veces no se considera, pero que puede estar presente en la interpretación de los datos de secado, es la contracción del sólido a medida que la humedad disminuye. Este fenómeno causa cambios en la estructura que pueden afectar las propiedades de transporte del material, pudiendo esperarse que las mismas varíen continuamente.

Por otro lado, los modelos empíricos parten de fórmulas matemáticas derivadas de observaciones experimentales o datos empíricos, en lugar de basarse en principios teóricos fundamentales. Estas ecuaciones se desarrollan ajustando los datos experimentales a un modelo matemático para describir una relación entre variables de interés.

A continuación, se presentan las ecuaciones semi teóricas (De Camargo et al., 2019) por las cuales se ajustaron los datos experimentales obtenidos en el laboratorio:

- *Modelo de Page:*

$$MR = \exp(-kt^n) \quad (6.5)$$

- *Modelo de Henderson y Pabis:*

$$MR = a \exp(-kt) \quad (6.6)$$

- *Modelo de Lewis:*

$$MR = \exp(-kt) \quad (6.7)$$

- *Modelo logarítmico:*

$$MR = a \exp(-kt) + b \quad (6.8)$$

En todos los casos MR representa la relación de humedad o “moisture ratio”, ya descrita previamente mediante las ecuaciones 6.2 y 6.3; t representa el tiempo de secado; a , b , n y k son parámetros empíricos.

La implementación de los modelos se realizó mediante la reducción de mínimos cuadrados usando una regresión no lineal con el software STATGRAPHICS CENTURION 18. Se compararon los valores de los parámetros estadísticos R^2 y del error cuadrático medio ($RMSE$, por sus siglas en inglés) de las distintas regresiones y con estos se determinó cuál es el modelo que mejor representa la evolución del secado de los granos de bagazo a cada temperatura y velocidad de aire. En la **Tabla 6.4** se presentan los resultados

Tabla 6.4: Grado de ajuste de los datos experimentales con los modelos matemáticos

Distribuidor	T (°C)	U (m/s)	R^2 / $RMSE$	Page	Henderson y Pabis	Lewis	Log
Swirling	45	4	R^2	0,951	0,865	0,823	0,889
			$RMSE$	0,093	0,155	0,168	0,149
		5,3	R^2	0,972	0,912	0,864	0,932
			$RMSE$	0,063	0,112	0,136	0,101
	60	4	R^2	0,971	0,860	0,803	0,890
			$RMSE$	0,077	0,170	0,188	0,162
		5,3	R^2	0,932	0,915	0,892	0,917
			$RMSE$	0,100	0,122	0,129	0,130
	75	4	R^2	0,981	0,888	0,861	0,894
			$RMSE$	0,064	0,153	0,159	0,161
		5,3	R^2	0,931	0,894	0,875	0,894
			$RMSE$	0,102	0,126	0,132	0,132
Perforado	45	5,3	R^2	0,981	0,904	0,854	0,929
			$RMSE$	0,057	0,129	0,151	0,119
	60	5,3	R^2	0,940	0,915	0,892	0,917
			$RMSE$	0,102	0,122	0,129	0,130
	75	5,3	R^2	0,968	0,870	0,829	0,906
			$RMSE$	0,077	0,156	0,167	0,143

Los datos de ajuste indican que el mejor modelo que representa los datos experimentales es el modelo de Page. En las **Figuras 6.15-6.23** se muestra la comparativa de la curva de Page con los resultados experimentales:

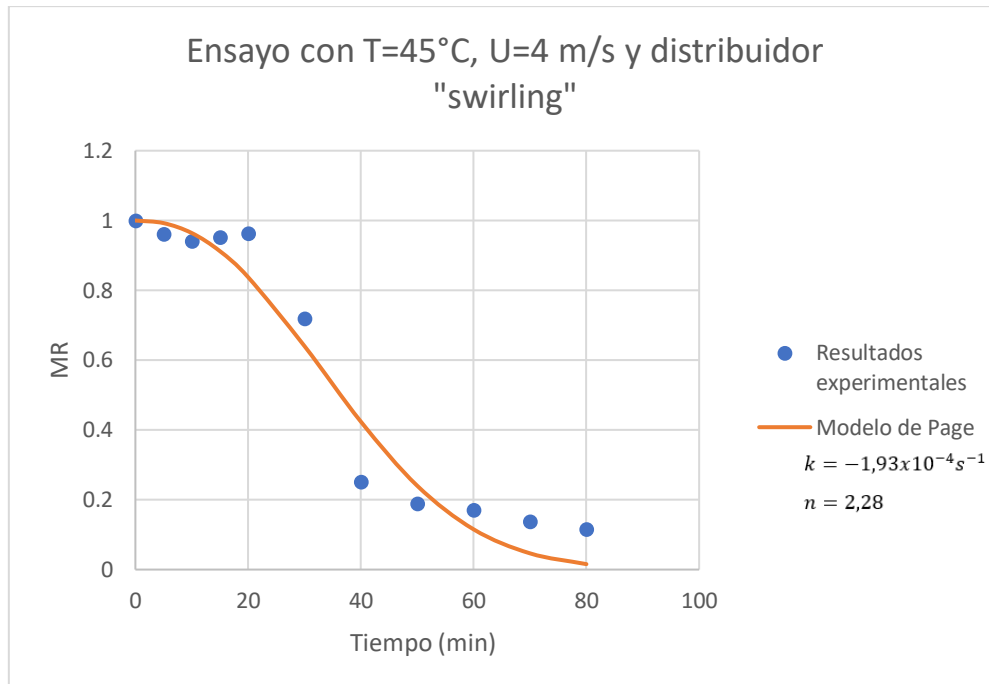


Figura 6.15: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 1

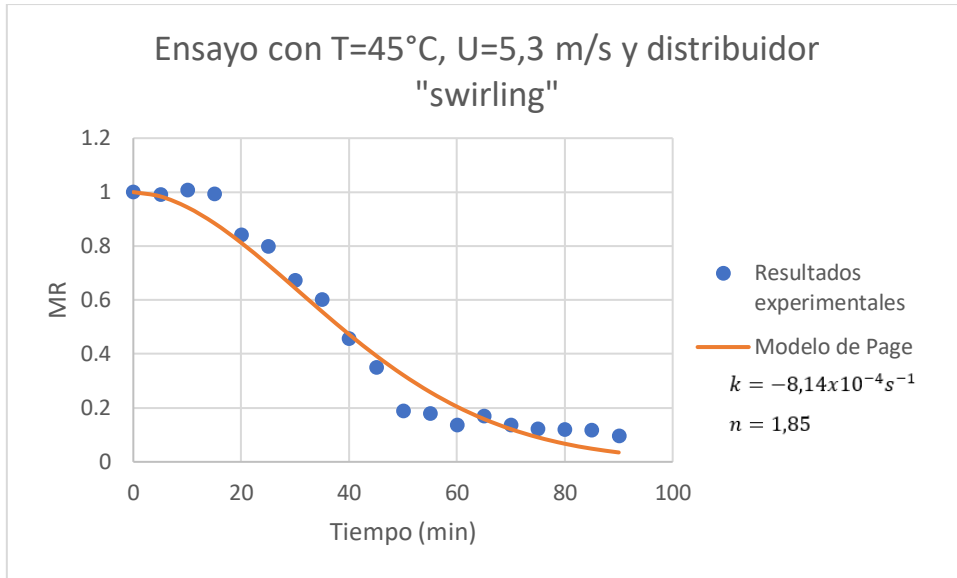


Figura 6.16: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 2

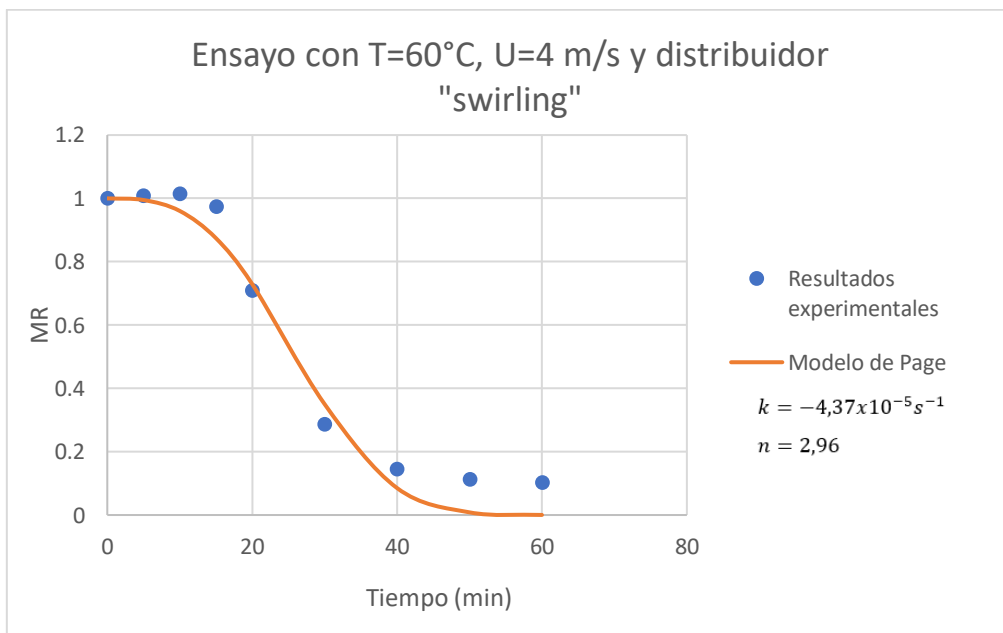


Figura 6.17: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 3

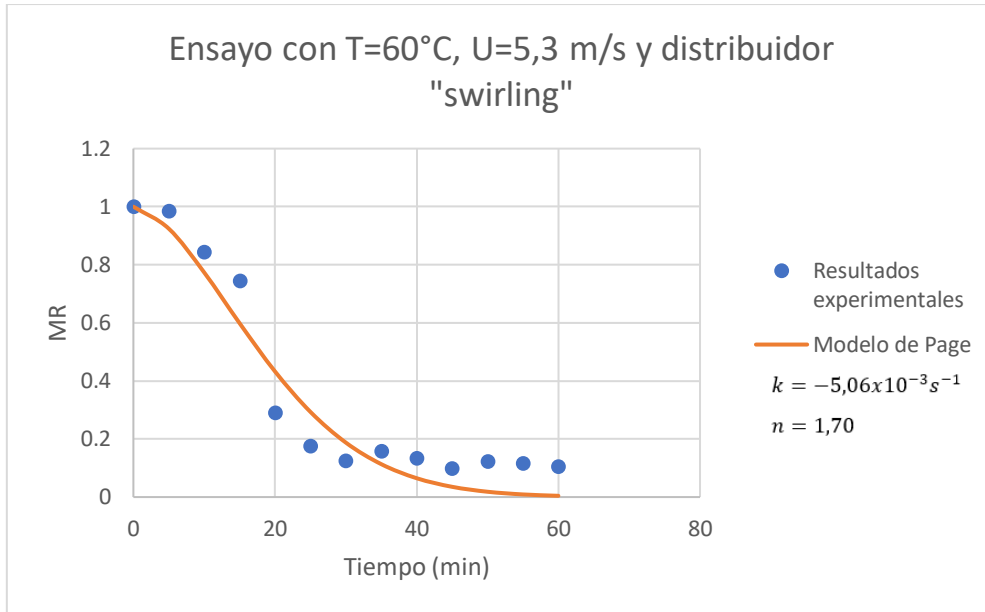


Figura 6.18: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 4

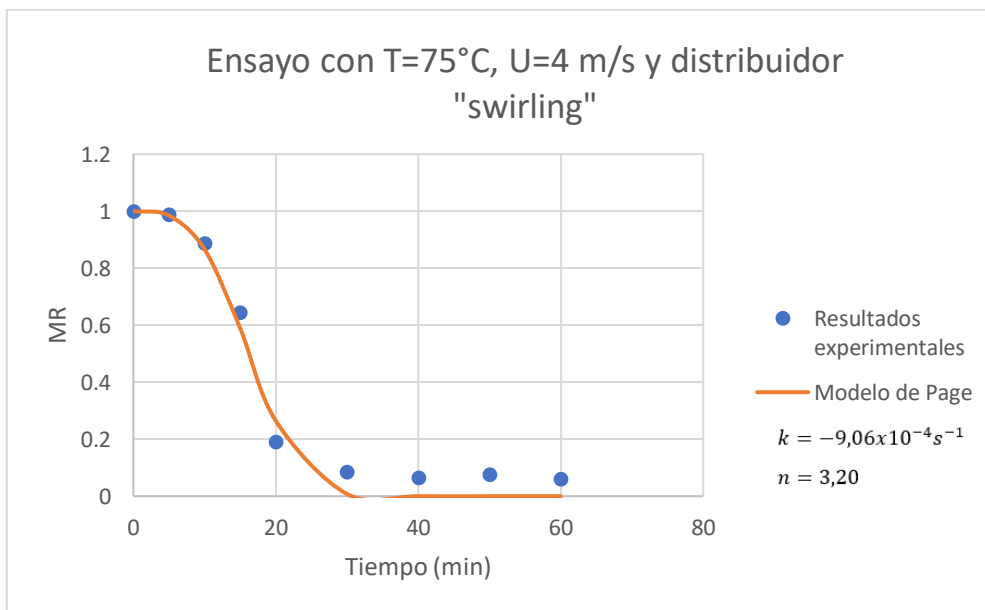


Figura 6.19: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 5

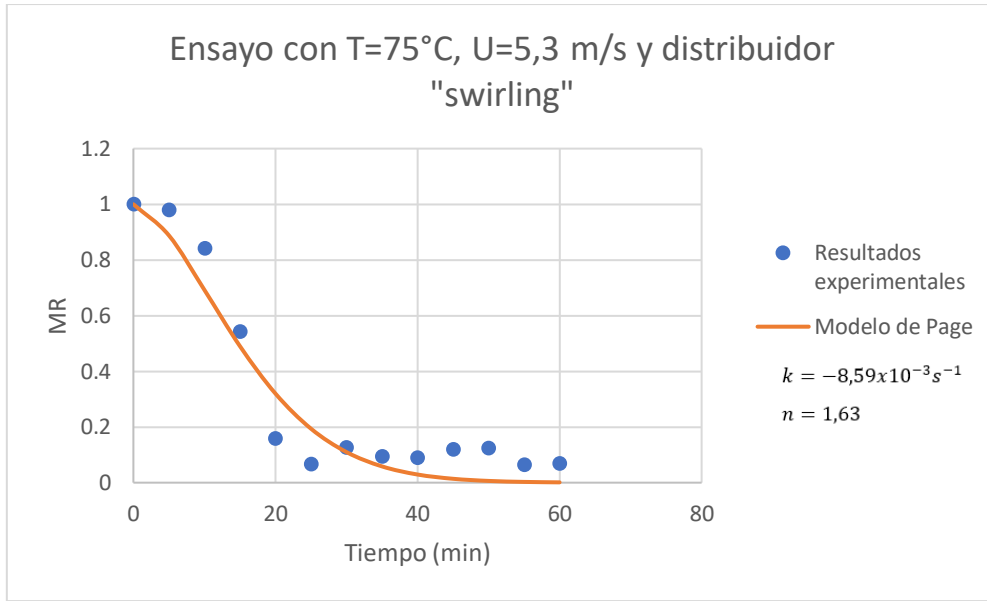


Figura 6.20: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 6

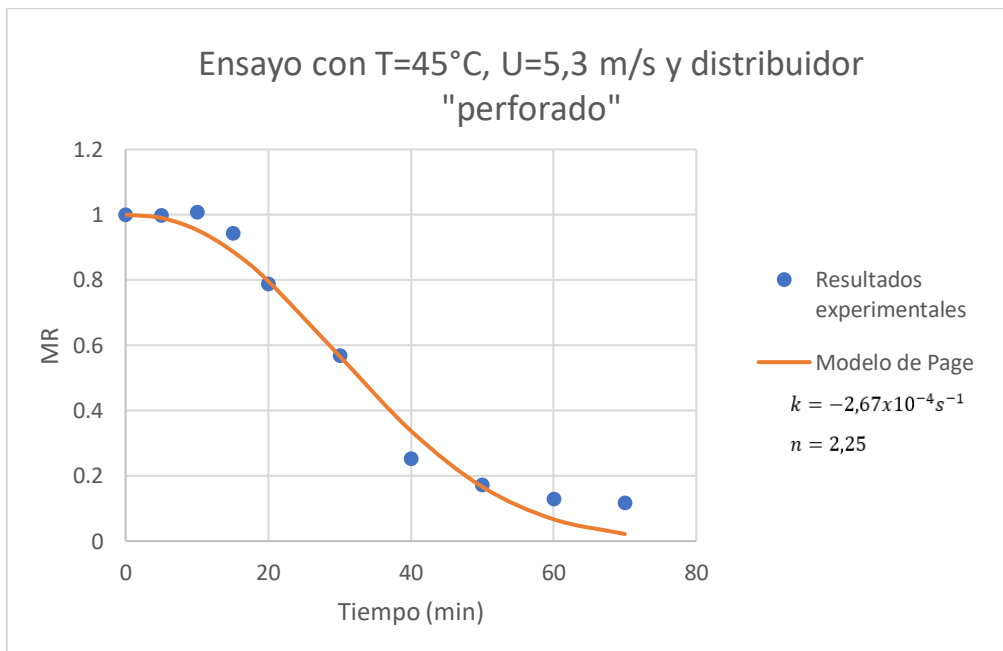


Figura 6.21: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 7

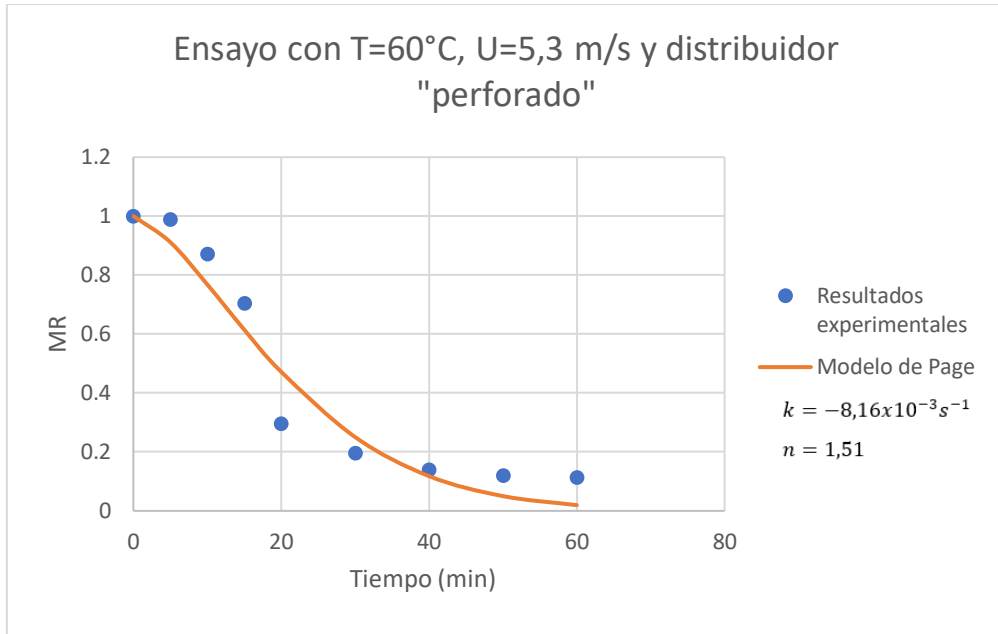


Figura 6.22: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 8

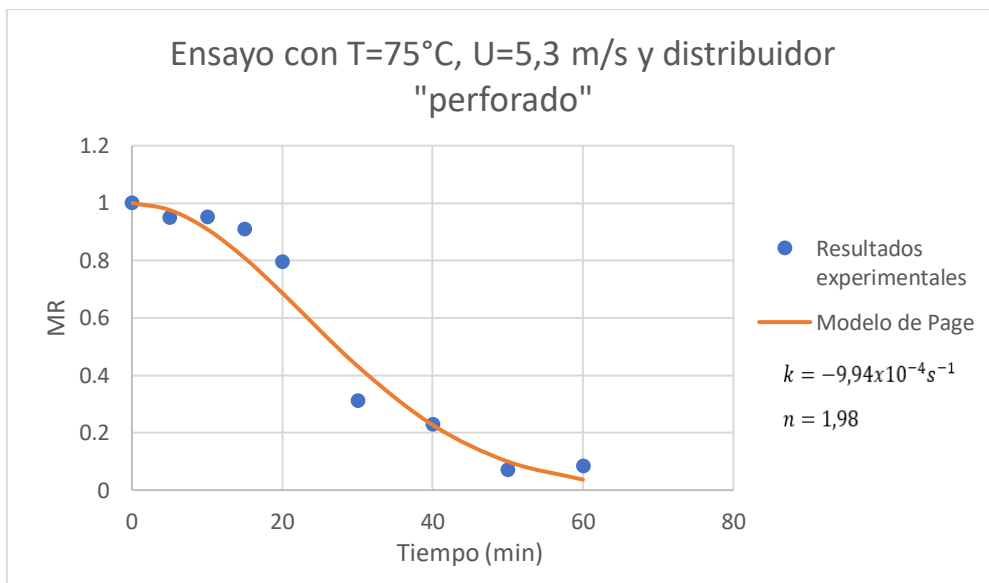


Figura 6.23: Comparativa de modelo de Page con resultados experimentales para el ensayo 9

6.5 Comparación de secado de bagazo con lecho fluidizado y secado convencional con horno eléctrico convectivo

En esta sección se hará una breve comparativa de la efectividad del secado que se logra con un lecho fluidizado y la que se obtiene por un secado convencional con un horno eléctrico por convección natural.

El ensayo de secado en estufa se realizó por triplicado. Las muestras fueron puestas en cajas de Petri, previamente taradas y se registró el peso de muestra inicial. Inmediatamente se introdujeron en la estufa eléctrica “San Jor” serie SL DB. (**Figura 5.10**) durante 1 hora a 60°C. Luego de pasado este tiempo se extrajeron las muestras y se pesaron para determinar la masa de agua evaporada, para después volver a introducir las muestras en la estufa, esta vez, durante 24 horas a 105°C tal como se hizo con las muestras extraídas del lecho para determinar la humedad remanente.

En la **Tabla 6.5 y 6.6** se resumen todos estos resultados.

Tabla 6.5: Pérdida de humedad de las muestras en la estufa

Muestra	Peso muestra antes de las 24 h (g)	Peso muestra después de las 24h (g)	Cantidad de agua (g)	Humedad (X)
0m A	1,99	0,755	1,24	0,622
0m B	2,00	0,750	1,25	0,625
0m C	2,00	0,747	1,25	0,626
60m A	1,13	0,755	0,378	0,334
60m B	1,10	0,750	0,356	0,321
60m C	1,08	0,747	0,330	0,301

Tabla 6.6: Moisture ratio promedio de las muestras luego de 1 hora en la estufa

tiempo (min)	Promedio humedad por muestra (X)	MR
0	0,624	1
60	0,321	0,513

A partir de estos datos y comparando con los resultados provistos en las **Figuras 6.6-6.13**, se puede concluir que la velocidad de secado en un lecho fluidizado es superior a la velocidad de un secado convencional en un horno eléctrico, a la misma temperatura. Se puede ver que en todos los ensayos realizados en lecho fluidizado el MR es inferior a 0,20 en tiempos menores a 60 minutos, incluso en las condiciones más desfavorables, es decir, a 4 m/s y 45°C; mientras que en el caso del secado convencional por estufa eléctrica el MR obtuvo un valor aproximado de 0,51 a 60°C.

Esta ventaja en la velocidad de secado que ofrece el lecho fluidizado en comparación con el horno eléctrico puede deberse a que en la fluidización hay mayor superficie de contacto entre el aire y el bagazo, además de que el aire se encuentra en circulación. Por otro lado, en un horno eléctrico el aire en su interior se encuentra estanco, lo que da lugar a un mecanismo de transferencia de masa por convección natural mientras que en el caso fluidizado la convección es forzada en un estado turbulento, lo que termina favoreciendo la velocidad de secado en este último caso.

CAPÍTULO 7

7. CONCLUSIÓN

En este trabajo, se estudió el secado de bagazo de cerveza utilizando un lecho fluidizado a escala de laboratorio, con diferentes patrones de flujo. En primera instancia, se caracterizaron las partículas de bagazo. En este sentido, se determinaron la densidad, la distribución de tamaños y el diámetro medio. También se determinó la velocidad de mínima fluidización de los granos de bagazo secos para tomar como referencia y establecer las velocidades de los ensayos de secado.

Se llevaron a cabo experiencias de secado en lechos fluidizados de remolino y burbujeante. En base a los resultados obtenidos durante las experiencias de secado, se concluye que, a mayores temperaturas y velocidades, la velocidad de secado aumenta; sin embargo, el efecto de la velocidad no es tan relevante a causa de limitaciones de tipo difusivas, térmicas, o ambas a nivel interno de las partículas. También, se trabajó en el secado en estufa eléctrica, con convección natural, en condiciones de temperatura similares a las usadas en las experiencias en la unidad fluidizada. El resultado demuestra que comparativamente, la pérdida de humedad es mucho más lenta que en un lecho fluidizado.

En la última parte del trabajo, se implementaron los datos obtenidos durante el secado en diferentes condiciones operativas para determinar los parámetros cinéticos de modelos diferentes modelos semiempíricos. Finalmente, se concluye que el modelo de Page es el que mejor ajusta a los resultados obtenidos en base al error cuadrático medio (*RMSE*) y al coeficiente de determinación (R^2) correspondientes al ajuste de cada curva experimental.

BIBLIOGRAFÍA.

Aliyu y Bala (2011): Brewer's Spent Grain: A Review of Its Potentials and Applications. African Journal of Biotechnology, 10, 324-331.

Barbosa-Canovas, G. et al (2000): Barbosa-Canovas, G., & Vega-Mercado, H. (2000). Deshidratación de alimentos. 1 ed: Aspen Publishers

Bart (2019): Bart, S. J., Barth, R., Barth, A. W., Der Barth-Bericht. Hopfen 2018/2019.

Brennan et al (1998): Brennan, J., Butteri, J., Cowell, N., LiHey, A., & Acribia, E. (1998). Las operaciones de la ingeniería de los alimentos Tercera Edición.

Buffington (2014): Buffington, J., The economic potential of brewer's spent grain (BSG) as a biomass feedstock. Adv. Chem. Eng. Adn Sci. 2014, 4, 308–318

De Camargo et al (2019): Dominguez D.C., Gomes D.S., Nitz M. Study of tray and pulsed fluidized bed drying of brewer's spent grain. Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly. 2019;25(3):229-37

Geldart (1973): Geldart D. (1973). Types of Gas Fluidization. Powder Technology 7, 285-292

Ibarz et al (2000): Ibarz, A., & Barbosa-Cánovas, G. V. (2003). Unit Operations in Food Engineering (1st ed.). Boca Ratón (FL), USA: CRC Press.

Kunii y Levenspiel (1991): Kunii, D., & Levenspiel, O. (1991). Fluidization Engineering, 2nd Ed. USA: ButterworthsHeinemann.

Kunze (2014): Technology Brewing & Malting

Kaur y Singh (2017): Phenolic compounds as beneficial phytochemicals in pomegranate (*Punica granatum* L.) peel: A review

Mazza (2024): Apunte de cátedra "Teoría General de los Sistemas Fluidizados"

Mellor (1978): Mellor, J. D., Fundamentals of Freeze-Dying. Academic Press, New York, 1978.

Ministerio de Agricultura Ganadería y Pesca (2022): Bagazo de Cerveza. Ministerio de Agricultura Ganadería y Pesca, Presidencia de la Nación. <https://alimentosargentinos.magyp.gob.ar/HomeAlimentos/Nutricion/documentos/TendenciaBagazo.pdf>

Ministerio de Turismo de Neuquén (2022): Bagazo de Cerveza. Ministerio de Agricultura Ganadería y Pesca, Presidencia de la Nación.

<https://alimentosargentinos.magyp.gob.ar/HomeAlimentos/Nutricion/documentos/TendenciaB agazo.pdf>

Mujumdar (2000): Mujumdar, A. S. (2000). Classification and selection of industrial Dryers. En s. Devahastin (Ed.), Mujumdar's Practical Guide to industrial Drying, Exergex corp., Montreal, Canadá.

Mussatto et al (2006): Brewers' spent grain: generation, characteristics and potential applications

Orsat (1999): Orsat, V. (1999). Radio Frequency Thermal Treatments for Agri-food Products. Ph.D. Thesis, McGill University, Department of Agricultural and Biosystems Engineering.

Peterson et al (1985): Peterson, K. W., Burton, J. R., & Annett, D. A. (1985). Selected Applications in High Frequency and Microwave Heating - An economic Commentary. In Radio Frequency/Radiation and Plasma Processing. Industrial Applications and Advances (pp. 31 - 42). P.N. Cheremisinoff, O.G. Farah, R.P. Ouellette

Pratap et al (2019): Cervezas neuquinas de alta calidad. Ministerio de Turismo de Neuquén, 2022.

Pronyk & Mazza (2009): Design and scale-up of pressurized fluid extractors for food and bioproducts

San et al (2018): San, H.; Meng, Q.; Liu, L.; Zhang, L.; Du, J. Creative Optimization and Industrial Research of Freeze-Drying Process of the Cardiomyopeptidin for Injection. Chem. Eng. Trans. 2018, 70, 1201–1206.

Schiffman (1995): Schiffmann, R. F. (1995). Microwave and Dielectric Heating. In Handbook of Industrial Drying (1st ed., pp. 345-372). Arun S. Mujumdar. Nueva York: Marcel Dekker Inc.

Van Arsdel et al. (1964): Van Arsdel, W. C. (1973). Food Dehydration. 2nd ed. Vols. 1 and 2. Westport, CT.: AVI Publishing Co.

Wen y Yu (1966): Wen, C.Y. and Yu, Y.-H., 1966, A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity, AIChEJ 12: 610.

Yepes y Janna (2012): Gasification of waste biomass in the flower industry, case: Eastern Antioquia.