

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES

TESIS DE GRADO

MAGISTER EN INGENIERÍA- INGENIERÍA QUÍMICA

ESTUDIO COMPARATIVO DE TRES SISTEMAS DE SECADO PARA LA
PRODUCCIÓN DE UN POLVO DESHIDRATADO DE FRUTA

Adela María Ceballos Peñaloza

Manizales, octubre de 2008

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES

TESIS DE GRADO

MAGISTER EN INGENIERÍA- INGENIERÍA QUÍMICA

ESTUDIO COMPARATIVO DE TRES SISTEMAS DE SECADO PARA LA
PRODUCCIÓN DE UN POLVO DESHIDRATADO DE FRUTA

Adela María Ceballos Peñaloza

Directores:

Ing. Químico Carlos Eduardo Orrego Alzate
Candidato a Doctor
Universidad Nacional Sede Manizales

Dr. Ing. De Alimentos Javier Telis Romero
UNESP- Sao Pablo

Manizales, octubre de 2008

A mi hija y mi familia, han sido mi apoyo
y mi motivación.

TABLA DE CONTENIDO

RESUMEN	10
ABSTRAC	11
INTRODUCCIÓN	12
1. OBJETIVOS	14
1.1. OBJETIVO GENERAL	14
1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	14
2. MARCO TEÓRICO.....	15
2.1. GUANÁBANA	15
2.2. POLVOS DESHIDRATADOS DE FRUTAS.....	16
2.2.1. Propiedades de polvos instantáneos	16
2.2.1.1. Humectabilidad.....	17
2.2.1.2. Solubilidad.....	18
2.2.2. Color	19
2.2.3. Vitamina C.....	20
2.2.4. Encapsulante.....	21
2.3. ISOTERMAS DE ADSORCIÓN DE POLVOS DESHIDRATADOS	23
2.3.1. Isotermas de adsorción	23
2.3.2. Modelos para determinar isotermas de adsorción	24
2.3.3. Parámetros termodinámicos derivados de las isotermas de adsorción... ..	26
2.3.3.1. Calor neto isostérico de sorción (q_{st})	26
2.3.3.2. Diferencial de entropía	27
2.3.3.3. Teoría de compensación entalpía-entropía	28
2.3.3.4. Calor de sorción de la monocapa.....	29
2.4. SECADO	29
2.4.1. Liofilización	29
2.4.1.1. Etapas de la liofilización.....	32
2.4.1.2. Funcionamiento del equipo	33
2.4.2. Aspersión.....	35
2.4.2.1. Etapas del secado por Aspersión	35
2.4.2.2. Funcionamiento del secador de boquilla de presión.....	36
2.4.3. Secado al Vacío	38
2.4.3.1. Funcionamiento del secador al vacío.....	39
3. MATERIALES Y MÉTODOS.....	40
3.1. ACONDICIONAMIENTO DE LA PULPA CON MALTODEXTRINA	40
3.2. SECADORES Y ENSAYOS DE SECADO.....	40
3.2.1. Liofilizador piloto.....	41
3.2.2. Atomizador piloto.....	42
3.2.3. Secador al vacío piloto	43
3.3. TÉCNICAS ANALÍTICAS.....	45
3.3.1. Humedad.....	45
3.3.2. Solubilidad.....	45
3.3.3. Humectabilidad.....	45
3.3.4. Vitamina C.....	46

3.3.5.	Color	46
3.3.6.	Densidad aparente.....	46
3.3.7.	Otros análisis	47
3.4.	CORRELACIONES ENTRE VARIABLES DE PROCESO.....	47
3.5.	ISOTERMAS Y PROPIEDADES TERMODINÁMICAS	49
3.5.1.	Isotermas de adsorción	49
3.5.2.	Ajuste de los modelos de las isotermas de sorción.....	50
3.5.3.	Determinación de las propiedades termodinámicas derivadas de las isotermas de adsorción	50
3.6.	SIMULACION Y ESTUDIO DE COSTOS	51
4.	RESULTADOS Y ANÁLISIS	53
4.1.	EFFECTO DEL SISTEMA DE SECADO SOBRE LAS PROPIEDADES DE LOS POLVOS DESHIDRATADOS DE GUANÁBANA.....	53
4.1.1.	Caracterización de la materia prima	53
4.1.2.	Proceso de Liofilización	53
4.1.3.	Propiedades de polvos instantáneos	55
4.1.4.	Relaciones entre las propiedades de los polvos de guanábana y los sistemas de secado	57
4.1.4.1.	Porcentaje de humedad.....	59
4.1.4.2.	Solubilidad.....	61
4.1.4.3.	Humectabilidad.....	63
4.1.5.	Color	66
4.1.6.	Vitamina C.....	72
4.2.	ISOTERMAS DE ADSORCIÓN DE POLVOS DESHIDRATADOS DE GUANÁBANA	73
4.2.1.	Ajuste de los modelos de las isotermas de adsorción.....	73
4.2.2.	Determinación de las propiedades termodinámicas derivadas de las isotermas de adsorción.	82
4.2.2.1.	Calor neto isostérico de sorción (q_{st}).....	82
4.2.2.2.	Diferencial de entropía	85
4.2.2.3.	Teoría de compensación entalpía-entropía	86
4.2.2.4.	Calor de sorción de la monocapa.....	88
4.3.	ANÁLISIS DE COSTOS DE PRODUCCIÓN	89
4.3.1.	Cálculo de las propiedades de los productos	89
4.3.2.	Balances de masa y energía	90
4.3.3.	Cálculo de costos anuales de producción	92
5.	CONCLUSIONES	103
6.	RECOMENDACIONES	107
7.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	108

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Distribución de las partes del fruto y consistencia de la guanábana	16
Tabla 2.	Modelos de isoterma	25
Tabla 3.	Condiciones de operación para la liofilización	41
Tabla 4.	Condiciones de operación del secador de aspersión	42
Tabla 5.	Condiciones de operación del secador al vacío	44
Tabla 6.	Presión de vacío, temperatura del producto y de la placa para el secado al vacío de pulpa de guanábana	44
Tabla 7.	Actividades del agua de soluciones salinas saturadas	49
Tabla 8.	Análisis bromatológico de pulpa de guanábana con y sin adición de maltodextrina.	53
Tabla 9.	Valores experimentales de las propiedades de los polvos de guanábana obtenidos por liofilización, aspersión y vacío	55
Tabla 10.	Densidad aparente, % de fibra bruta, azúcares reductores y acidez titulable del polvo de guanábana secado por los tres métodos	56
Tabla 11.	ANOVA para las propiedades de los polvos de guanábana	58
Tabla 12.	Modelos que representan la correlación entre las variables para el secado por liofilización, aspersión y vacío	59
Tabla 13.	Parámetros de color de la pulpa y de los polvos de guanábana con MD obtenidos por liofilización, aspersión y vacío	66
Tabla 14.	Datos experimentales de humedad de equilibrio para polvo de guanábana con maltodextrina a 20 °C, 30°C, 40 °C y 50°C	74
Tabla 15.	Parámetros para el modelo de GAB obtenidos para las isoterma del polvo de guanábana con MD al 55% (bs)	75
Tabla 16.	Parámetros para el modelo de Oswin obtenidos para las isoterma del polvo de guanábana con 55% de MD(bs)	76
Tabla 17.	Parámetros para el modelo de Henderson obtenidos para las isoterma del polvo de guanábana con 55% de MD (bs)	77
Tabla 18.	Parámetros para el modelo de Peleg obtenidos para las isoterma del polvo de guanábana con 55% de MD (bs)	78

Tabla 19. Correlaciones entre ΔH y la humedad de equilibrio para los cinco sistemas de secado	84
Tabla 20. Correlaciones entre ΔS y la humedad de equilibrio para los cinco sistemas de secado	85
Tabla 21. Temperatura isocinética y energía libre de Gibbs para cinco sistemas de secado	88
Tabla 22. Calor de sorción y humedad de equilibrio de la monocapa para polvo de guanábana obtenido por cinco sistemas de secado	88
Tabla 23. Modelos predictivos para calcular la capacidad calorífica y la densidad de la pulpa de guanábana	89
Tabla 24. Resumen de los balances de masa	91
Tabla 25. Costos de materias primas e insumos	95
Tabla 26. Precios de productos deshidratados	95
Tabla 27. Capacidad de operación de tres tamaños de planta	96
Tabla 28. Equipos mayores para una planta liofilizadora	96
Tabla 29. Equipos mayores para una planta de secado por aspersión	97
Tabla 30. Equipos mayores para una planta de secado al vacío	97
Tabla 31. Costos de producción para dos tamaños de planta liofilizadora	98
Tabla 32. Costos de producción para dos tamaños de planta de secado por aspersión	99
Tabla 33. Costos de producción para dos tamaños de planta de secado al vacío	100

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.	Fases de la liofilización	32
Figura 2.	Esquema de un liofilizador	34
Figura 3.	Esquema de un secador de aspersión	38
Figura 4.	Esquema del dispositivo para medir humectabilidad	46
Figura 5.	Curvas típicas de congelación de pulpa de guanábana	54
Figura 6.	Perfiles de temperatura para un ensayo de liofilización de guanábana	54
Figura 7.	Curva de regresión ajustada para el % de Humedad de polvo de guanábana liofilizado	60
Figura 8.	Curva de regresión ajustada para el % de Humedad de polvo de guanábana secado por aspersión	60
Figura 9.	Curva de regresión ajustada para el % de Humedad de polvo de guanábana secado al vacío	61
Figura 10.	Curva de regresión ajustada para el % de solubilidad de polvo de guanábana liofilizado	61
Figura 11.	Variación del % de solubilidad de polvo de guanábana secado por aspersión	62
Figura 12.	Variación del % de solubilidad de polvo de guanábana secado al vacío	62
Figura 13.	Variación de la humectabilidad en polvo de guanábana secado por liofilización	64
Figura 14.	Variación de la humectabilidad en polvo de guanábana secado por aspersión	64
Figura 15.	Variación de la humectabilidad en polvo de guanábana secado al vacío	65
Figura 16.	Efecto de la velocidad de congelación en los parámetros de color de los polvos de guanábana liofilizados	69
Figura 17.	Efecto del flujo de alimentación en los parámetros de color de los polvos de guanábana secados por aspersión	70

Figura 18. Efecto de la presión de vacío en los parámetros de color de los polvos de guanábana secados al vacío	71
Figura 19. Curva de regresión ajustada para el contenido de Vitamina C en polvo de guanábana liofilizado	72
Figura 20. Variación del contenido de Vitamina C en polvo de guanábana secado por aspersión	72
Figura 21. Variación del contenido de Vitamina C en polvo de guanábana secado al vacío	73
Figura 22. Isotermas a 20°C de polvo de guanábana secado por aspersión ajustadas con GAB, Oswin, Henderson y Peleg	79
Figura 23. Influencia del sistema de secado en las isotermas a 20°C , ajustadas con el modelo de GAB	80
Figura 24. Ajuste de isotermas de adsorción de polvo de guanábana liofilizado	82
Figura 25. Influencia del sistema de secado sobre el calor neto isostérico de adsorción de agua para polvo de guanábana	83
Figura 26. Relación calor de sorción/calor de evaporación del agua para los cinco sistemas de secado	85
Figura 27. Variación de la entropía para los diferentes sistemas de secado	86
Figura 28. Influencia del sistema de secado en la relación Entalpía-Entropía	87
Figura 29. Esquema de operaciones para el balance de masa	91
Figura 30. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de polvo de guanábana liofilizado	93
Figura 31. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de polvo de guanábana secado por aspersión	94
Figura 32. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de polvo de guanábana secado al vacío	94
Figura 33. Costos de inversión de equipos para dos tamaños de planta en la producción de polvo de guanábana secado por liofilización, aspersión y vacío	101
Figura 34. Costos unitarios de producción de polvo de guanábana secado por liofilización, aspersión y vacío y para dos tamaños de planta	102

RESUMEN

Es de gran importancia para el desarrollo de la industria nacional, realizar trabajos de investigación que permitan entender mejor el comportamiento de materias primas autóctonas de nuestro país, como es el caso de la guanábana (*Annona muricata L.*) y así abrir nuevas posibilidades de comercialización diferentes al mercado en fresco. La presente investigación tuvo como propósito conocer la influencia de algunas de las variables de operación del secado por liofilización, aspersion y vacío sobre propiedades que sirven para identificar la calidad de un polvo deshidratado de fruta, como son la humedad, la solubilidad, la humectabilidad, el color y el contenido de vitamina C. Así mismo poder comparar los tres sistemas de secado desde el punto de vista de la calidad de los productos, propiedades termodinámicas y costos de operación y rentabilidad de las inversiones.

Los hallazgos del trabajo permitieron establecer correlaciones lineales entre el % de humedad de los polvos de guanábana y la velocidad de congelación para la liofilización, el % de humedad y el flujo de alimentación para el secado por aspersion y esa variable y la presión de la cámara para el secado al vacío, dentro de los rangos experimentales. Se encontró también una correlación lineal entre el % de solubilidad y la velocidad de congelación en la liofilización. Para la vitamina C en la liofilización y en el secado al vacío y para la humectabilidad también en éste último sistema de secado, se encontraron correlaciones polinómicas de segundo orden.

La mayor diferencia de color (ΔE^*) entre tratamientos se presentó en los polvos secados por aspersion. La mayor retención de vitamina C se presentó en la liofilización (entre 12% y 44%) y la solubilidad de los polvos alcanzó valores entre el 84.8% y el 91.5% para los polvos secados por aspersion, el 81.5% y 85.8% para los secados por liofilización y entre 72.3% y 81.5% para los de vacío.

Se realizó el estudio de las isothermas de adsorción del polvo de guanábana y se compararon entre cinco secadores, estableciéndose que estas se ajustan con los modelos de GAB, Oswin y Peleg ($R^2 > 0.98$). Por análisis multivariado se encontró que hay diferencias significativas entre las isothermas para cada temperatura y para cada sistema de secado. Los valores de humedad de la monocapa variaron entre 5.3% a 9.3%, siendo los mayores valores para el polvo secado por aspersion. Se determinaron los parámetros de los modelos de isothermas y se calcularon los calores de adsorción para cinco sistemas de secado. Se comprobó que en todos los casos se cumple la teoría isocinética.

Se calcularon los costos de producción por Kg de polvo de guanábana para los tres sistemas de secado y los costos de inversión.

Palabras claves: *secado, polvos de frutas, isoterma, costos de secado, guanábana*

ABSTRAC

It is of great importance for the national industry's development, to carry out new researches that better understand the behavior of native raw materials of our country. This is the case of the soursop (*Annona muricata* L.) and this study opens up new possibilities of marketing others than the fresh market. This research was aimed to evaluate some of the drying operation's variables of each type of system (freeze, spray and vacuum drying) and its influence on properties that are used to identify the quality of a dried fruit powder, such as humidity, solubility, wettability, color and content of vitamin C. Likewise, the study makes it possible to compare the three drying systems from the point of view of product quality, thermodynamic properties, operating costs and investment returns.

The results allowed to establish linear correlations between the moisture's percentage of soursop powders and the speed to freeze for freeze-drying, the feeding flow for the spray-dried and the pressure of the chamber for vacuum drying, within the pilot ranks. It was also found a linear correlation between the solubility percentage and freezing rate in freeze-drying. For vitamin C in freeze-drying and for both vitamin C and wettability in vacuum drying, they were found second-order polynomial correlations.

The biggest difference in color (ΔE^*) between treatments was presented at the spray-dried powders. The greater retention of vitamin C was founded in freeze-drying (between 12% and 44%). The solubility of the powders reached values between 84.8% and 91.5% for spray-drying, between 81.5% and 85.8% for freeze-drying and between 72.3% and 81.5% for vacuum-drying.

It was conducted an study for the adsorption isotherms of the soursop powders and five dryers were compared, the results showed the data best fit the models of GAB, Oswin and Peleg ($R^2 > 0.98$). For the multivariate analysis it was found that there are significant differences between isotherms for each temperature and each drying system. The values of moisture for the monolayer ranged from 5.3% to 9.3%, with higher values for the spray-dried powder. The parameters of the isotherms models were determined and adsorption's heats were calculated for five drying systems. It was proved that all cases met the isokinetic theory.

Production costs were calculated per kg of powdered soursop for the three drying different systems. Simultaneously investment costs were established as well.

Key words: dried, powdered fruit, isotherm, drying costs, soursop

INTRODUCCION

Los países tropicales y subtropicales son productores de una gran variedad de frutas que por sus características exóticas de aroma, sabor, y contenidos nutricionales son muy apreciadas en mercados internacionales, donde adquieren valores muy altos, comparados con los precios de comercialización de estas frutas en los mercados nacionales. Las frutas son consideradas fuentes de aromas y sabores para uso industrial, y por sus aportes de vitaminas, minerales, fibra, agua, y otros nutrientes requeridos en la dieta alimenticia, son cada vez mas demandadas por consumidores de todo el mundo. Adicionalmente, la tendencia actual en los mercados internacionales, es la de adquirir productos sanos, saludables, con características sensoriales variadas y de fácil uso.

La mayoría de estas frutas tienen problemas de estacionalidad en las cosechas y alta perecibilidad, ya que por sus contenidos de agua son susceptibles de deterioro por reacciones enzimáticas, químicas o acción microbiana. La producción nacional alcanza volúmenes considerables en períodos de cosecha, que bajan los precios internos, haciendo menos competitivo al sector frutícola, adicionalmente, por dificultades para el transporte hasta los centros de acopio, inadecuado manejo postcosecha, y problemas fitosanitarios en algunos casos, se generan grandes pérdidas económicas. La exportación hacia mercados internacionales de las frutas frescas, tiene altos costos de transporte, el cual debe ser en la mayoría de los casos refrigerado, además de los costos por ocupación de grandes volúmenes y por el peso debido a los altos contenidos de agua. Además se suman factores sanitarios y legales que limitan aun más su mercado al exterior.

Si bien los principales productos promisorios exportables de Colombia son el banano, plátano, bananito, mango, granadilla, pitahaya, tomate de árbol y uchuva y éstos representan aproximadamente el 95% del valor exportado (Agrocadenas, 2003), hay otro grupo de frutales que tienen un potencial de exportación grande, el cual no ha sido explorado aún. Entre esas frutas se encuentra el grupo de la chirimoya, guanábana y demás anonas, cuyos mercados han sido especialmente el Reino Unido y Estados Unidos. La pulpa de guanábana participó con el 3% del valor del comercio exterior hortofrutícola colombiano y fue ocho veces mayor para el jugo de guanábana que para la fruta fresca, de acuerdo con cifras del año 2000 (Agrocadenas, 2003).

El secado de frutas, es una técnica cada vez mas utilizada que busca reducir el contenido de agua de estos productos, que generalmente tiene humedades superiores al 80% como fruta fresca y así lograr prolongar su vida útil. Un jugo con 12% de sólidos reduce su peso de 8:1 veces por deshidratarlo hasta el 1% de humedad. La reducción del volumen es de 4:1 debido a que estos productos tienen una alta porosidad y su densidad aparente es alta. Sin embargo las técnicas de deshidratación son muy variadas, y es conocido que las propiedades de calidad de los productos deshidratados dependen fundamentalmente de los métodos de secado utilizados. Los polvos de fruta obtenidos por liofilización, aspersión y vacío, presentan muy buenas características de calidad, pero es conocido que los productos obtenidos muestran entre ellos, diferencias importantes en sus atributos finales.

Los polvos secos a partir de jugos concentrados de frutas se usan comercialmente para impartir aroma y sabor, y en algunos casos color a alimentos y productos farmacéuticos. La capacidad que tengan los sistemas de secado de retener estas características propias de las frutas, justifican las altas inversiones en tecnología para la obtención de polvos, los cuales tienen altos valores comerciales y han logrado penetrar los mercados de la industria alimenticia y farmacéutica a pesar de que existe una gran competencia de productos sintéticos que imitan las características de las frutas y que son comercialmente muy baratos.

La preservación de pulpas por secado, es una técnica que está siendo utilizada en Brasil y Colombia para algunas frutas, pero con muchas restricciones dentro del sector transformador. En ambos países se están impulsando programas de diversificación de productos del sector frutícola con consecuencias socio-económicas positivas, pero que requieren de alternativas de transformación para dar mayor valor a su producción. El conocimiento del comportamiento de los productos en proceso y de la calidad de las materias primas y productos terminados, se convierte en una de las principales herramientas que la industria de alimentos requiere para competir en el creciente mercado de productos novedosos y procesos innovadores. Esto ha llevado a los grupos de investigación en Alimentos Frutales de la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales –GAF- y los grupos de investigación en alimentos de la Universidad de São Paulo USP, FZEA, ZEA y Universidad Estadual Paulista, IBILCE, UNES a desarrollar un proyecto de investigación conjunto titulado “Secado de frutas, Calidad y Producción” en el cual se enmarca este proyecto de tesis.

Se plantea entonces como hipótesis del trabajo, que es posible establecer correlaciones entre variables de proceso de tres sistemas de secado: aspersión, liofilización y secado al vacío, con variables de calidad de un polvo de guanábana deshidratado tales como, la humedad, solubilidad, humectabilidad, Vitamina C y color.

1. OBJETIVOS

1.1. OBJETIVO GENERAL

Realizar un estudio comparativo del efecto de las variables de proceso sobre la calidad de un polvo deshidratado de guanábana (*Annona muricata L.*), obtenido por tres sistemas de secado.

1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Estudiar experimentalmente el efecto de las variables de proceso sobre la calidad de un polvo deshidratado de guanábana, para tres sistemas de secado: liofilización, aspersión y secado al vacío.
- Obtener modelos matemáticos o correlaciones estadísticas entre las variables de proceso para cada sistema de secado y las propiedades fisicoquímicas, humedad, humectabilidad, solubilidad, vitamina C y color, que definen la calidad del producto.
- Hacer el estudio de las isothermas de adsorción para cuatro temperaturas y de los parámetros termodinámicos derivados de ellas obtenidos con los tres sistemas de secado y comparar estos resultados con los derivados de otros dos sistemas de secado (lecho fluidizado y vibrofluidizado) para producción de polvos deshidratados.
- Realizar el estudio de costos de producción de los tres sistemas de secado.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. GUANÁBANA

La Guanábana es una especie de la familia annonacea, del género *Annona*; se le conoce con el nombre científico de *Annona muricata L.* Sus nombres vulgares: anona, zapote agrio, graviola, soursop. Es una especie tropical que crece desde el nivel del mar hasta 1300 m.s.n.m, con precipitación pluvial menor de 1000 mm anuales y una estación seca bien marcada. Su patrón respiratorio se comporta como el típico de los frutos climatéricos. Muy perecedero, llega a la senescencia en pocos días después de su cosecha, factor que se convierte en una limitante para su comercialización y exportación en fresco. Almacenada a 18°C y 75% de HR tiene una vida comercial de aproximadamente 8 días hasta su climaterio (Reina, Rivera, & Fernando, 1996).

La guanábana es una fuente de fibra, calcio, fósforo y vitamina C. Su transformación se centra en el procesamiento del producto como jugo, pulpa y concentrado. Se encuentra en el grupo de las 10 especies de frutas que conforman el 80% del total de la producción de frutas en Colombia; las guanábanas colombianas son apreciadas en los mercados por su tamaño, forma y calidad. En el 2003, Colombia registró 1400 Ha sembradas con una producción de 12313 toneladas por un valor de 15232 millones de pesos, siendo en su orden, Tolima, Valle, Antioquia y Huila, los departamentos mas productivos (Agrocadenas, 2003).

Los mayores productores en el mundo, se encuentran en el Caribe, Centroamérica, Suramérica (Colombia y Brasil); el sureste de China, Vietnam, Australia, Nueva Zelanda, África y en las islas del Pacífico, entre otros. Colombia exportó en el 2000, en el grupo de chirimoya, guanábana y demás anonas, con destino al Reino Unido, 2 toneladas de guanábana fresca. La pulpa de guanábana participó con el 3% del valor del comercio exterior hortofrutícola colombiano y fue ocho veces mayor para el jugo de guanábana que para la fruta fresca, de acuerdo con los valores transados en el año 2000. Esta fruta es apreciada en Estados Unidos donde se importa en fresco y en forma de pulpa, néctar y gelatina (Agrocadenas, 2003).

Los ecotipos representativos de la producción nacional, han sido estudiados y caracterizados en trabajos realizados en Cenicafé por (Chaparro, 2004). Sus resultados muestran que entre ellos no hay diferencias en la consistencia medida en la cáscara y sobre la espina o rudimento para dos estados de madurez (fisiológica y de consumo); los frutos pesan entre 400 y 6300 g, siendo el 12.6% de la producción inferiores a 1100 g de peso. Los tamaños están entre 120 mm y 320 mm de longitud y entre 80 y 250 mm de diámetro mayor. Los contenidos de sólidos expresados en grados Brix están entre 15.5 y 17.0, el pH entre 3.53 y 3.72 y el porcentaje de ácido málico entre 0.9 y 1.1 Los

valores del pH y de la acidez la clasifican como fruta ácida. Los porcentajes promedios de distribución de las partes del fruto y su consistencia para dos estados de madurez, se indican en la tabla 1.

Tabla 1. Distribución de las partes del fruto y consistencia de la guanábana

Distribución de las partes del fruto (% en peso)		Consistencia		
		Parte del fruto	Madurez fisiológica (Kg-f)	Madurez de Consumo (Kg-f)
Pulpa	73.5 a 78.4	Cáscara	5.72	0.24
Corazón	2.0 a 3.0			
Semilla	4.8 a 7.8	Espina	2.76	0.17
Cáscara	6.8 a 16.1			

(Chaparro, 2004)

La pulpa de guanábana posee un comportamiento pseudoplástico; la curva del esfuerzo cortante da un $\tau = 4.01 (dV/dy)^{0.41}$. La viscosidad aparente leída a 20 revoluciones por minuto en un Brookfield es de 0.713 Pa-s (Vaillant, 1995). La difusividad térmica α de la pulpa de guanábana descongelada es 16 veces mayor que la congelada; α para pulpa descongelada no madura es de $1.61 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ (-0.2 a 24°C) y madura $2.56 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ (35.6 a 88.6°C); congelada no madura entre $1 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ (-8.4 a -0.2°C) y $1.53 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ para pulpa madura (-11.8 a -0.8°C) (Jaramillo-Flórez & Hernández-Sánchez, 2000)

2.2. POLVOS DESHIDRATADOS DE FRUTAS

2.2.1. Propiedades de polvos instantáneos

Los polvos de deshidratados de frutas, con humedades entre el 3% y el 4% (bh), son utilizados en la industria de dulces, caramelos blandos, repostería, alimentos para niños, industria de saborizantes de alimentos, heladería, productos lácteos, bebidas, entre otros usos (Jaya & Das, 2003).

La producción de jugos de frutas se clasifica entre jugos cítricos y jugos no cítricos. Los primeros, están conformados especialmente por carbohidratos (aproximadamente el 60% de los sólidos son monosacáridos o disacáridos). Esta composición es el principal factor responsable de las dificultades que se presentan durante las operaciones de deshidratación de jugos cítricos concentrados. El ácido cítrico se concentra durante el secado, y se constituye en un criterio de calidad. Los jugos de frutas no cítricas, tienen

principalmente carbohidratos, siendo el mayor porcentaje azúcares reductores. Hay presencia de ácidos orgánicos entre 0.5% y 1% (Mafart, 1994).

Un producto instantáneo es aquel que requiere muy poco esfuerzo para reconstituirse. El proceso de dispersión o disolución de un polvo se divide en 4 fases, y el comportamiento de sus propiedades físicas asociadas con esas etapas, conforma el concepto de propiedades instantáneas (Freudig, Hoge Kamp, & Schubert, 1999; H. Schubert, 1993). En la primera etapa conocida como remojo o humedecimiento, el líquido penetra dentro de los poros de las partículas de polvo; en la segunda, las partículas se sumergen debajo de la superficie del líquido; en la tercera se dispersan con una pequeña energía de agitación y en la etapa final las partículas forman la solución si son solubles en el líquido, o permanecen suspendidas (H. Schubert, 1987). La secuencia durante la reconstitución de un alimento en polvo y la facilidad para que ocurra el proceso, dependen en gran parte de la naturaleza del producto. Los atributos tales como la humectabilidad, la dispersabilidad y la solubilidad son usados para caracterizar a los polvos como instantáneos. Para que un polvo exhiba buenas características de reconstitución y para que sea llamado instantáneo, se requiere un equilibrio apropiado entre estas propiedades. Los factores que influyen sobre estas propiedades son el tamaño y densidad de las partículas y las propiedades de superficie. Las partículas no se mojan con facilidad si entre ellas y el líquido hay una elevada tensión superficial (Lewis, 1993).

2.2.1.1. Humectabilidad

Es la capacidad que tienen las partículas de adsorber agua sobre la superficie, dando así inicio a la reconstitución del jugo (Brennan, Butters, Cowell, & Lilley, 1998). También puede definirse como la facilidad que tiene el polvo de empaparse con un líquido por efecto de fuerzas capilares que controlan la velocidad de la etapa (Freudig et al., 1999). Esta propiedad depende en gran parte del tamaño de las partículas; si son partículas grandes forman poros grandes. La alta porosidad, pero sin exceder la porosidad crítica, y los pequeños valores del ángulo de contacto entre la superficie del poro y la de penetración en el agua, también contribuyen a mejorar la humectabilidad del polvo (Freudig et al., 1999). Las partículas pequeñas, que ofrecen una gran relación área/masa, no se humedecen individualmente, sino que forman grumos quedando cubiertas por una capa superficial mojada, la cual reduce la velocidad con que el agua penetra hacia el interior de las partículas del grumo. Incrementado el tamaño de partícula y/o aglomerándolas, se puede reducir la tendencia a la formación de grumos (Brennan et al., 1998).

La composición de la superficie de los polvos juega también un papel importante durante el proceso de remojo, ya que la presencia de algún componente hidrofóbico deteriora la humectabilidad del producto. Si las partículas se disuelven en el líquido y estas tienen poros grandes, aumenta la velocidad de humectación en la mayoría de los casos. Al mismo tiempo, si la viscosidad del líquido aumenta considerablemente por la disolución de las partículas, puede haber un efecto negativo sobre el tiempo de

humectabilidad a pesar de tener poros grandes. Cuando hay una velocidad de humectación lenta, puede haber hinchazón de las partículas y tener como resultado una rata de humectabilidad que tiende a cero (H. Schubert, 1993). Así mismo, si se disminuye el ángulo de contacto con la adición de agentes humectantes, se disminuye la tensión superficial y se mejora la humectabilidad.

La segunda etapa de la reconstitución corresponde al hundimiento de las partículas por debajo de la superficie del líquido. La facilidad de hundirse dentro del agua, depende principalmente de la masa, tamaño y de la densidad de las partículas y no propiamente de la facilidad de remojo. Las partículas grandes y densas generalmente son más rápidas para sumergirse que las livianas, pero la presencia de aire dentro de ellas pueden afectar su capacidad de hundimiento (Barbosa-Cánovas, Ortega-Rivas, Juliano, & Yan, 2005). La tasa de humectación es el paso que limita la velocidad de disolución de sustancias pulverulentas (Lewis, 1993).

El trabajo de Kim y colaboradores (2002), demostró que el contenido de azúcar (sacarosa) en el polvo tiene mayor influencia sobre las propiedades instantáneas que el contenido de grasa mostrando la humectabilidad una correlación lineal negativa con el contenido de azúcar; una buena humectabilidad no necesariamente lleva a una alta solubilidad (Kim, Chen, & Pearce, 2002).

Diversos estudios han mostrado la relación entre las propiedades físicas, químicas y la composición de la superficie de los polvos con las propiedades de instantaneidad de un polvo. Los resultados para una mezcla de polvo de cacao y azúcar, indican buenas propiedades instantáneas para tamaños de partículas >0.4 mm, mientras que para partículas <0.2 mm esta propiedad no es buena; los valores de dispersabilidad obtenidos están entre el 50% y el 95%; la humectabilidad entre 10 y 22 segundos (Shittu & Lawal, 2007). Los malos resultados en la humectabilidad para partículas muy pequeñas, son la razón por la cual en muchos productos se utiliza aglomerantes, pues al aumentar el tamaño de las partículas se mejora esta propiedad.

El método estático para medir la humectabilidad de un polvo en laboratorio es adecuado si las partículas tienen una densidad aparente mayor que la del agua, de tal manera que la capacidad de hundimiento al fondo del líquido sea buena. Ha sido utilizado frecuentemente para medir esta propiedad (Freudig et al., 1999; Fuchs et al., 2006; Kim et al., 2002).

2.2.1.2. Solubilidad

La solubilidad es la velocidad y grado en que los componentes de las partículas de polvo se disuelven en el agua. Los factores que afectan la solubilidad de los sólidos en líquidos son las fuerzas intermoleculares entre el soluto y el solvente y la temperatura. El efecto de la temperatura se puede predecir basándose en el principio de Le Chatelier. Si bajo condiciones de equilibrio el calor total de disolución es exotérmico, la solubilidad disminuye con el aumento de temperatura y en forma inversa, si es

endotérmico, la solubilidad aumenta con el aumento de temperatura. La agitación y la pulverización no aumentan la solubilidad de un sólido en un líquido, solo aceleran la llegada del punto de saturación. La solubilidad de equilibrio a temperatura constante de una sustancia, es la solubilidad de su forma más estable en equilibrio con su solución y es la forma en que se obtiene el más alto punto de fusión (Mortimer, 1983).

La literatura reporta trabajos que demuestran que la solubilidad de un polvo instantáneo está directamente relacionada con su microestructura. Las formas cristalinas y amorfas de las superficies de los polvos presentan diferencias en los tamaños y forma de las partículas, las propiedades químicas, su estabilidad química, la solubilidad en agua y la higroscopicidad (Cano-Chauca, Stringheta, Ramos, & Cal-Vidal, 2005). A mayor grado de superficies amorfas, se incrementa la solubilidad de los polvos en agua y a mayor presencia del estado cristalino, se disminuye su solubilidad ya que le confiere una mayor organización de las partículas (Gombas, Antal, Szabo-Revesz, Marton, & Eros, 2003). Los sólidos amorfos tienen una mayor solubilidad y velocidad de disolución, que la del estado cristalino (Yu, 2001).

Varias investigaciones han establecido correlaciones entre la duración y la severidad del proceso de secado con la velocidad y grado de rehidratación, indicando que hay una rehidratación más rápida y completa rehidratación con la disminución del tiempo de secado. Esto se explica por un menor encogimiento durante el secado rápido de sólidos y por lo tanto por la presencia de paredes intercelulares definidas vacías que promueven un incremento en la rata de rehidratación (McMinn & Magee, 1997). La solubilidad tiene que ver con las propiedades sensoriales ya que afecta la percepción del sabor. Las bebidas de polvo de fruta deben ser totalmente solubles a diferencia de bebidas como el cacao que contiene sólidos insolubles. El azúcar y la humedad del polvo de cacao afectan las características del polvo instantáneo (Shittu & Lawal, 2007).

2.2.2. Color

El color es un importante atributo de la calidad de los alimentos deshidratados, y un indicador del proceso mismo, además de ser uno de los atributos organolépticos de mayor impacto sobre la decisión de los consumidores de adquirir un producto (Avila & Silva, 1999). En la mayoría de los productos alimenticios deshidratados se presentan reacciones de pardeamiento no enzimático, las cuales muestran una rata máxima a humedades intermedias, debido al doble papel que juega el agua, al actuar como solvente y como producto de la reacción y por lo tanto como inhibidor. Para bajos valores de actividad de agua a_w , el agua no tiene adecuada movilidad, constituyéndose en un factor limitante. La adición de agua, promueve la reacción debido a que cuando está en mayor proporción en un material, adquiere capacidad de actuar como solvente. Para valores altos de a_w , el agua diluye los reactantes, inhibiendo la reacción de pardeamiento. Si bien, el punto máximo de pardeamiento depende del producto, los jugos de frutas concentrados y los productos de humedad intermedia son los más susceptibles al pardeamiento no enzimático. Para diferentes alimentos, entre ellos las frutas deshidratadas, la velocidad de pardeamiento a una determinada temperatura

aumenta cuando se incrementa el contenido de agua por encima de un máximo, el cual depende de cada producto (Karel, 1975). El pardeamiento enzimático tiene baja posibilidad de ocurrir durante tratamientos térmicos ya que las enzimas responsables se desnaturalizan a altas temperaturas (Murat & Onur, 2000).

Las reacciones de pardeamiento no solo son un factor que afecta la calidad de los productos deshidratados, sino que también afecta sus propiedades nutricionales, ya que se disminuye la digestibilidad de las proteínas y hay pérdida de aminoácidos esenciales (Murat & Onur, 2000). Los tratamientos térmicos generalmente llevan a cambios en el color de la superficie del producto, y estos siguen una cinética de primer orden (Nindo, Sun, Wang, Tang, & Powers, 2003). La reacción de Maillard depende de la temperatura y del tiempo que dura el tratamiento térmico (Ho, Chou, Chua, Mujumdar, & Hawlader, 2002).

Se han realizado trabajos para determinar la influencia del sistema de secado sobre el color de las muestras obtenidas. Silva y Ignatiadis hicieron una revisión de trabajos sobre degradación del color por tratamientos térmicos y la cinética para algunas frutas y vegetales, encontrando que la mayoría de los reportes indican que son de primero y cero orden (Avila & Silva, 1999).

El color de un producto se puede especificar con tres coordenadas obtenidas con el colorímetro. El sistema que utiliza la escala CIELAB, que define L^* , a^* y b^* , es el que se emplea con mayor frecuencia para medir color en alimentos. L^* mide la luminosidad, b^* indica el cambio de color de azul a amarillo, y a^* indica el cambio de verde a rojo (Avila & Silva, 1999).

La diferencia de color total ΔE entre el patrón (pulpa) y el polvo final obtenido, se calcula mediante la expresión (Jaya & Das, 2003):

$$\Delta E = \sqrt{(L_0^* - L_p^*)^2 + (a_0^* - a_p^*)^2 + (b_0^* - b_p^*)^2} \quad (1)$$

Donde:

L_0^* , a_0^* , y b_0^* son los valores de L^* , a^* y b^* del patrón y L_p^* , a_p^* , y b_p^* son los del polvo.

2.2.3. Vitamina C

El valor nutricional de la Vitamina C o ácido ascórbico (AsA) es de gran importancia en la dieta humana ya que contribuye a mantener el colágeno, disminuir los daños por estrés, es un antioxidante y participa en la biosíntesis de aminoácidos. La mayor fuente de vitamina C son las frutas y los vegetales, siendo más abundante en vegetales de hojas, los cítricos y algunas frutas tropicales (Yahia, Contreras-Padilla, & González-Aguilar, 2001).

La vitamina C es la más sensitiva de las vitaminas que se encuentran en los alimentos y su estabilidad varía en función de las condiciones ambientales tales como el pH, la concentración de trazas de iones metálicos y de oxígeno, la temperatura. También se ve afectada por el tipo de proceso de deshidratación, el régimen tiempo-temperatura empleados, la intensidad de energía térmica, encontrándose que la mayor retención de vitamina C se da cuando se seca a bajas temperaturas y cortos tiempos. Por este motivo, se usa la evaluación del ácido ascórbico retenido como un método para definir el mejor sistema de secado (Nindo et al., 2003). La destrucción de las vitaminas, al igual que los microorganismos, sigue una relación lineal logarítmica con respecto al tiempo cuando se calienta a una temperatura constante. La degradación anaeróbica y aeróbica del ácido ascórbico en alimentos con baja humedad ha mostrado que es altamente sensitiva a la actividad del agua, ya que la rata de las reacciones se incrementa en función exponencial para rangos de a_w de 0.1 a 0.8 (Robertson, 1993).

La vitamina C es más estable a la acción del calor a medida que el pH del medio sea más ácido. La degradación de la vitamina C en muestras pulpeadas se debe en gran parte a la oxidación que se presenta por la incorporación de aire durante el despulpado; adicionalmente la vitamina C puede perderse por disolución. La oxidación no se produce en medio ácido, pero se cataliza por la luz, esto explica que durante el almacenamiento de jugos ácidos de frutas deshidratados es posible que la degradación del ácido ascórbico dependa de la temperatura y de la humedad, siendo menor a medida que la humedad es menor (Badui, 1999).

Se han desarrollado diferentes trabajos de investigación mediante los cuales se ha evaluado la estabilidad de la vitamina C asociada a diferentes sistemas de secado. En grosellas de la India secadas al vacío se alcanzó un % de retención del 64%- 94% y con vapor sobrecalentado a baja presión la retención fue del 93%- 96% (Methakhup, Chiewchan, & Devahastin, 2005). La menor pérdida de vitamina C en espárragos se asoció con los métodos de secado que utilizan aire caliente a 60°C y niveles de energía de microondas de 2W/g, sin embargo para todos los sistemas de secado reportan pérdidas de vitamina C en comparación con el material fresco (Nindo et al., 2003). Se reportan pérdidas del 13% durante el almacenamiento en frutas cítricas mínimamente procesadas (Piga, Agabbio, Gambella, & Nicoli, 2002). Igualmente, para frutas chinas (litchis) mínimamente procesadas y secadas al vacío (Singh & Nath, 2007).

2.2.4. Encapsulante

Las dificultades tecnológicas que se presentan durante el secado de jugo de frutas y otros productos con altos contenidos de azúcar, se deben a la elevada higroscopicidad y termo-plasticidad a altas temperaturas y humedades (Adhikari, Howes, Bhandari, & Troung, 2004). Por esta razón, en las últimas décadas, se ha incrementado la adición de algunos materiales como maltodextrina, gomas, pectinas, silicato de calcio, y carboxy-metilcelulosa, entre otros, para la producción de polvos tanto alimenticios, como farmacéuticos y cosméticos, con el fin de encapsular componentes activos.

El encapsulante se constituye en una barrera entre el componente en la partícula y el medio ambiente, la cual lo protege del oxígeno, agua, luz y contacto con otros ingredientes, además de controlar la difusión. La eficiencia de la protección depende de la composición, estabilidad de la estructura y condiciones de operación durante la producción y uso de las partículas (temperatura, pH, presión, humedad). La barrera la conforman compuestos de cadena que crean una red con propiedades hidrofílicas o hidrofóbicas dependiendo del producto. El polvo final tiene una composición específica del componente activo, pero además tiene buenas propiedades para su manejo, capacidad de mezclarse con agua o con otros polvos (tamaño, densidad y forma). Las propiedades de un polvo también dependen de las propiedades del material de la pared como por ejemplo de la cantidad relativa de lípidos que permanecen sin encapsularse en la superficie de la partícula (Fuchs et al., 2006).

Los agentes encapsulantes mas comunes son proteínas como la gelatina y la leche; gomas como la arábica, la acacia y el alginato; carbohidratos como la sucrosa, las maltodextrinas, almidones modificados, ciclodextrinas; celulosa, lípidos, grasas, ceras, lecitinas y fibras. Las maltodextrinas son utilizadas principalmente en materiales que presentan dificultades para su deshidratación, tales como jugo de frutas, condimentos y endulzantes, ya que reducen los problemas de adherencia y aglomeración durante el almacenamiento, mejorando así la estabilidad del producto. Las propiedades deseadas para un producto, dependen de su uso final, y los parámetros mas importantes que inciden sobre estas propiedades, son la temperatura y la humedad durante el proceso y durante el almacenamiento. La formulación del encapsulante influye en las propiedades del polvo, y en el control de fenómenos como la transición vítrea, la fusión, la cristalización y el endurecimiento (Fuchs et al., 2006).

La maltodextrina resulta de la hidrólisis ácida suave de los granos de almidón. La estructura de la maltodextrina está conformada por unidades de β -D-glucosa unidos por puentes glucosídicos (1 \rightarrow 4) con una longitud de cadena de 5 – 10 unidades de glucosa por molécula. Comercialmente se clasifica por el contenido de dextrosa equivalente (DE), tiene una densidad de 1.41 g/cm³ y un peso molecular de 9000 g/mol. En polvo y con un DE menor de 20 es insabora e inodora. La maltodextrina de 20 DE está compuesta por 0.8% de glucosa, 5.5% de maltosa, 11% de maltotriosa, 82.7% sacáridos mayores (Gabas, Telis, Sobral, & Telis-Romero, 2007; Kira, Sawyer, & Egan, 1996).

La mayor dificultad durante el secado por atomización de productos ricos en azúcares como los jugos de frutas, vegetales y mieles, es su pegajosidad. Esta característica se atribuye a los bajos pesos moleculares de los azúcares presentes tales como la fructosa, glucosa y sacarosa y de los ácidos orgánicos como el málico y tartárico, componentes que constituyen mas del 90% de los sólidos de jugos de frutas y pulpas (Adhikari et al., 2004). La deshidratación por atomización de frutas sin encapsulante puede ocasionar que se pegue a las paredes, se caramelize o se quemé (Masters, 1991). La relación adecuada de jugo y maltodextrina utilizada para lograr un secado sin que el producto se vuelva pegajoso fue estudiada por Adhikari y colaboradores (2004), igualmente, en varios trabajos Brennan y colaboradores (1998), elaboraron un índice de materiales que sirve de ayuda para las operaciones de secado (Adhikari et al., 2004). La maltodextrina es uno de los encapsulantes más utilizado para el secado en spray debido a su alta

solubilidad en agua. Mediante difracción de rayos X se encontró que las superficies de las partículas de polvo de mango con maltodextrina al 12% y con adición de celulosa hasta en el 9%, secado por aspersión son amorfas, además concluyeron que la adherencia disminuye al aumentar la concentración de celulosa (Cano-Chauca et al., 2005).

Hay muchos reportes sobre el uso de maltodextrina y otras sustancias encapsulantes como pectinas, silicato de calcio y carboximetil celulosa en la producción de polvos de frutas (Bhandari, Datta, & Howes, 1997; Gabas et al., 2007). En el secado por atomización de jugo de mango, el producto adicionado con maltodextrina tuvo un alto grado de solubilidad alcanzando valores del orden del 90% (Cano-Chauca et al., 2005). La encapsulación de aromas y antioxidantes de cuatro polvos de productos derivados de leche con 40% de maltodextrina y con goma arábica, dieron como resultado del análisis de superficie que las propiedades de humectabilidad son buenas para los polvos aglomerados, pero que la fluidez y la resistencia se ven altamente influenciadas por la composición superficial (Kim et al., 2002). Las propiedades encapsulantes de polvos de leche descremada y proteína de suero concentrada en aceites esenciales de orégano y extractos de aromas de citronella y mejorana, dieron buenos niveles de efectividad de la encapsulación (54.3% para mejorana y 80.2% para aceite de orégano) (Baranauskien, Venskutonis, Dewettinck, & Verhé, 2006).

La encapsulación es entonces importante durante el secado, ya que además, permite retener los aromas y sabores de los productos, cualidades importantes para calificar la calidad de los alimentos. Si bien, la liofilización es un sistema que aminora éstas pérdidas arrojando productos de muy buena calidad por la alta retención de aromas y sabores, es una técnica costosa y requiere mucho tiempo de proceso. Es por ello que el uso de encapsulantes, es una práctica tecnológica importante cuando se utilizan otros sistemas de secado (Fuchs et al., 2006).

2.3. ISOTERMAS DE ADSORCIÓN DE POLVOS DESHIDRATADOS

2.3.1. Isotermas de adsorción

El conocimiento de las características de adsorción de agua, de la humedad crítica y la actividad del agua, es de interés en numerosas aplicaciones en la ciencia y tecnología de los alimentos, como por ejemplo, para hacer predicciones de la vida útil y de la aceptabilidad de productos que se deterioran por ganancia de humedad, para evaluar los riesgos de deterioro en relación con la oxidación de los lípidos, el pardeamiento no enzimático, las reacciones enzimáticas, el desarrollo de microorganismos, y en el secado para evaluar la fuerza impulsora y determinar el punto final óptimo de secado en relación con la estabilidad del producto (Chuzel, 1992) y para el modelado y la simulación de operaciones de secado. Por otra parte, en alimentos deshidratados que tienen que absorber agua para ser consumidos, la velocidad de rehidratación es una propiedad importante que, en lo posible, se debe mantener lo suficientemente alta.

El agua contenida en los tejidos de animales y vegetales no se encuentra distribuida uniformemente debido a complejos hidratados que se establecen con proteínas, carbohidratos, lípidos y otros constituyentes. Es así como en algunos alimentos se crean zonas microscópicas que no permiten la presencia del agua, distribuyéndose ésta heterogéneamente; por lo tanto, el agua de un producto no tiene las mismas condiciones en todos los puntos. De aquí que esta distribución del agua, ha llevado a los conceptos de agua libre y agua ligada (algunos autores utilizan los términos agua congelable para la libre y agua no congelable para la ligada). El agua libre es la principal responsable de la actividad acuosa de un producto, es la que está disponible para ser retirada fácilmente por calentamiento o secado, y es la que se congela primero (Badui, 1999). La relación de concentraciones entre el agua libre y el agua ligada varía dependiendo del producto y de la cantidad de agua que contenga; en los productos deshidratados esta relación es muy baja. Se ha definido la capa molecular BET (Brunawer, Emmett y Teller, 1938), como la cantidad de disolvente (agua) por gramo de sólido que puede cubrir una molécula del producto, la cual está fuertemente unida al sólido, su fugacidad es baja, y por lo tanto su presión de vapor es reducida, generando una actividad acuosa baja. Este concepto es importante ya que se puede relacionar con diferentes aspectos físicos y químicos que deterioran los alimentos. Adicionalmente, mediante el cálculo de la monocapa de BET se puede determinar la cantidad de agua límite para especificar los sitios polares en sistemas de alimentos deshidratados (Rahman, 1995).

Las capas de agua que se forman encima de la primera capa y que no están directamente sobre la superficie de la molécula se consideran como agua libre. Si bien es cierto que el agua ligada tiene cierta movilidad debido a que ejerce una presión de vapor baja, y el agua libre está unida a otras moléculas de agua o retenida por otros constituyentes del producto impidiendo que se libere del alimento por medio de pequeños esfuerzos mecánicos, estos conceptos son solo teóricos, pero permiten entender el comportamiento real de la actividad acuosa de los productos.

La relación funcional entre la actividad del agua y el contenido de humedad en el equilibrio a una temperatura dada, se representan mediante las isotermas de sorción del producto. También representan la higroscopicidad del producto o sea la capacidad de absorber agua a unas condiciones determinadas de humedad relativa y temperatura. Las isotermas cambian con la temperatura, y generalmente, para una misma actividad de agua al aumentar la temperatura, disminuye el contenido de agua del producto y por lo tanto la higroscopicidad del producto disminuye (Chuzel, 1992).

2.3.2. Modelos para determinar isotermas de adsorción

Se han realizado muchas investigaciones para representar las isotermas de adsorción por medio de expresiones matemáticas. La bibliografía reporta más de 30 expresiones, la mayoría de ellas revisada por Chiriffé e Iglesias, 1978 y citado por (McMinn & Magee, 2003).

La primera expresión más conocida apareció en 1938 y es conocida como el modelo de BET (Brunauer, Emmett y Teller) (Rahman, 1995), el cual se basa en la cinética, la matemática estadística y en consideraciones termodinámicas. Posteriormente en 1985, aparece el modelo de GAB (Guggenheim- Anderson- de Boer), el cual es un modelo semiteórico de 3 parámetros y corresponde a una extensión del modelo de dos parámetros de BET y es considerado como uno de los modelos que más se ajustan a los datos experimentales con alimentos en un amplio rango de valores de a_w (McMinn & Magee, 2003; Rahman, 1995).

Reportes de trabajos recientes realizados con frutas y otros alimentos han tenido como objetivo identificar, entre los modelos disponibles en la literatura los que más se ajustan para cada caso. Entre ellos (Gabas et al., 2007; Telis-Romero, Kohayakawa, Silveira Jr, Pedro, & Gabas, 2005) reportan buen ajuste de GAB para piña secada al vacío con y sin adición de maltodextrina, pulpa y piel de níspero con maltodextrina y con goma arábica y pulpa de mango. En polvos de almidón altamente ricos en amilosa y en amilopectina se encontraron los mejores ajustes con Peleg, seguido de GAB y de Ferro-Fontan para rangos de a_w entre 0.05 y 0.95. Para papa los mejores fueron los modelos de GAB y Halsey (Al-Muhtaseb, McMinn, & Magee, 2004a). Trabajos con 69 productos alimenticios de Boquet, Chirife, & Iglesias (1978) y una recopilación de valores de los parámetros de GAB de las isothermas de adsorción y desorción de muchos alimentos y componentes reportados en la literatura, además de valores de la monocapa de BET para 100 productos alimenticios deshidratados y componentes de alimentos, son citados por (Rahman, 1995).

En la tabla 2 se muestran algunos de los modelos para describir las isothermas de adsorción que se utilizaron en el presente trabajo (Al-Muhtaseb et al., 2004a; Lee & Lee, 2008; Rahman, 1995).

Tabla 2. Modelos de isothermas

<p>GAB Modelo cinético basado en la multicapa y en una película condensada (monocapa)</p>	$X_{eq} = \frac{X_m C K a_w}{(1 - K a_w)(1 - K a_w + C K a_w)}$ $C = C_0 \exp(\Delta H_c / RT) = C_0 \exp((H_l - H_m) / RT)$ $K = K_0 \exp(\Delta H_k / RT) = K_0 \exp((H_l - H_q) / RT)$ <p>Ecuaciones : (2), (2.a) y (2.b) Donde: H_l es el calor de condensación del vapor de agua pura H_m es el calor total de adsorción de la capa monomolecular sobre los primeros sitios de adsorción. H_q es el calor total del sorción de las moléculas de agua de las primeras capas X_m es la humedad de la monocapa en kg agua/kg s.s</p>
<p>Henderson (1985). Modelo semiempírico.</p>	$X_{eq} = \left[\frac{-\ln(1 - a_w)}{A} \right]^{1/B} \quad (3)$

Oswin (1946). Modelo empírico.	$X_{eq} = A \left[\frac{a_w}{(1-a_w)} \right]^B$ (4)
Peleg (1993). Modelo con 4 parámetros, apropiado para isothermas simoigdales y no sigmoidales.	$X_{eq} = K_1 a_w^{n1} + K_2 a_w^{n2}$ (5)

2.3.3. Parámetros termodinámicos derivados de las isothermas de adsorción.

La comprensión de las propiedades termodinámicas del agua en un sistema biológico en equilibrio con sus alrededores a determinadas condiciones de temperatura y humedad relativa, permite obtener información relacionada con la afinidad del sorbente con el agua, la espontaneidad de los procesos de adsorción y desorción y definir el concepto de orden y desorden entre el agua, el sorbente y el sistema (McMinn, Al-Muhtaseb, & Magee, 2005). Para determinar las propiedades termodinámicas, hay diferentes métodos, entre ellos el calorimétrico y el isostérico, siendo muy ventajoso el segundo ya que para su uso solo se requieren datos de actividad de agua y humedad de equilibrio. Se reportan resultados muy similares entre ellos, lo cual significa que son aceptables los resultados del calor de sorción estimados para alimentos por el método isostérico (Rahman, 1995).

2.3.3.1. Calor neto isostérico de sorción (q_{st})

El calor neto isostérico de sorción o diferencial de entalpía de sorción, es un indicador del estado del agua adsorbida por el material sólido; indica la variación de la energía como producto de la mezcla de moléculas de agua y de sorbente durante la adsorción y relaciona las fuerzas de atracción entre los sitios de sorción y el vapor de agua (A. H. Al-Muhtaseb, McMinn, & Magee, 2004b). El calor neto isostérico de sorción aumenta con la deshidratación y es muy elevado para valores de humedad por debajo de la capa monomolecular, indicando que para retirar las últimas trazas de agua se requiere mucha energía (Chuzel, 1992). Corresponde a la diferencia entre el calor total de sorción (Q_{st}) y el calor latente de vaporización del agua. Se calcula a partir de la ecuación de Clausius-Clapeyron, la cual permite predecir los efectos de la temperatura sobre la actividad del agua. Para aplicar el método isostérico, se supone que el calor de vaporización del agua pura y el calor de sorción no cambian con la temperatura y que el contenido de humedad del sistema permanece constante (A. H. Al-Muhtaseb et al., 2004b; McMinn et al., 2005).

$$\frac{\partial(\ln a_w)}{\partial(1/T)} = \frac{Q_{st} - L_w}{R} = \frac{-q_{st}}{R} \quad (6)$$

Donde:

a_w es la actividad del agua; q_{st} (kJ/kg), es el calor neto isostérico de sorción o entalpía de sorción; Q_{st} (kJ/kg) es el calor total de sorción isostérico; L_w (kJ/kg) el calor de evaporación del agua; T la temperatura absoluta en K; R la constante de los gases ideales (0.4615 KJ/Kg de agua-K).

El calor total de sorción se calcula a partir de:

$$Q_{st} = q_{st} + L_w \quad (7)$$

Al asumir que el calor neto isostérico de sorción no varía con la temperatura, se recomienda que las isotermas se midan a mas de dos temperaturas (A. H. Al-Muhtaseb et al., 2004b; Lee & Lee, 2008; Telis-Romero et al., 2005).

2.3.3.2. Diferencial de entropía

Se calcula a partir del cambio en la energía libre de Gibbs, cuya magnitud y su signo, son indicadores de la afinidad del sorbente por el agua, siendo el signo negativo, indicador de que la adsorción del agua es un proceso espontáneo y el signo positivo, que no ocurre espontáneamente (McMinn et al., 2005; Telis-Romero et al., 2005).

Los cambios en la adsorción de agua tienen efecto sobre la energía libre de Gibbs y a partir de la ecuación de Gibbs-Helmholtz, se puede calcular la entropía molar de sorción

$$\Delta G = RT \ln a_w \quad (8)$$

$$\Delta S = \frac{\Delta H - \Delta G}{T} \quad (9)$$

Remplazando la ecuación (8) en la (9) y despejando:

$$\ln a_w = \frac{\Delta H}{RT} - \frac{\Delta S}{R} \quad (10)$$

(Telis-Romero et al., 2005).

Con la ecuación de la isoterma que mejor se ajusta se trazan las curvas isostéricas $\ln a_w$ vs. $1/T$ a para diferentes contenidos de humedad, y se encuentra la familia de rectas que representan la ecuación (10), donde los valores de las pendientes corresponden a los valores de $(\Delta H/R)$ y los puntos de corte a los valores de $(\Delta S/R)$, correspondientes para cada humedad de equilibrio. La entalpía de sorción o calor de sorción ($-q_{st}$) es el valor negativo de la pendiente multiplicado por el valor de R .

La diferencia de entropía es proporcional al número de sitios de sorción disponible para un nivel de energía específico, siendo menor el diferencial de entropía para contenidos de humedad bajos, y se incrementa rápidamente cuando el agua cubre la superficie (A. H. Al-Muhtaseb et al., 2004b; McMinn & Magee, 2003).

2.3.3.3. Teoría de compensación entalpía-entropía

La teoría de compensación entalpía-entropía o relación isocinética, establece que la relación entre la entalpía y la entropía es lineal para una determinada reacción generada por cambios en la naturaleza de las interacciones entre el soluto y el solvente.

Si la teoría de compensación se cumple, la temperatura isocinética (T_B), debe ser constante para todos los puntos y proporcional al valor de la pendiente de la recta. Se determina gráficamente como el punto común de las ecuaciones de una familia de Arrhenius (Rooney, 1998). Esta temperatura es aquella a la cual todas las series de reacciones que se presentan, ocurren a la misma rata (McMinn et al., 2005).

Se grafican los valores de ΔH y ΔS para cada secador y de acuerdo con la teoría isocinética, la relación lineal entre los cambios de entalpía y entropía para una reacción específica, está dada por:

$$\Delta H = T_B \Delta S + \Delta G_B \quad (11)$$

Donde:

T_B es la temperatura isocinética en grados K y ΔG_B es la energía libre de Gibbs en kJ/mol medida a la T_B

El valor de ΔG_B es un criterio para evaluar si la isoterma de adsorción de agua es espontánea ($-\Delta G$) o es no espontánea ($+\Delta G$) a la temperatura isocinética (Simal, Femenia, Castell-Palou, & Roselló, 2007).

Para establecer si un sistema realmente cumple la teoría de compensación entalpía-entropía, se recomienda aplicar el test que establece que si $T_B \neq T_{hm}$ (temperatura armónica media), se cumple la teoría. Si $T_B > T_{hm}$, el proceso es controlado por la entalpía, pero si $T_B < T_{hm}$ es controlado por la entropía (Krug, Hunter, & Greiger, 1976; McMinn et al., 2005; Telis-Romero et al., 2005).

La temperatura armónica media se calcula como:

$$T_{hm} = \frac{n_i}{\sum_1^{n_i} \left(\frac{1}{T}\right)} \quad (12)$$

Donde n_i es el número de isotermas.

2.3.3.4. Calor de sorción de la monocapa

Para su determinación, (Tsami, Maroulis Z.B, Marinos-Kouris, & Saravacos, 1990) desarrollaron una relación exponencial empírica entre el calor de sorción y el contenido de humedad, la cual se expresa como:

$$q_{st} = q_0 \exp\left(\frac{-X_{eq}}{X_0}\right) \quad (13)$$

Donde:

q_0 es el calor isostérico de sorción de la monocapa molecular de agua, X_{eq} es el contenido de humedad de equilibrio del material y X_0 es el valor de humedad de la monocapa. La linealización permite obtener los valores de las constantes q_0 y X_0 .

2.4. SECADO

2.4.1. Liofilización

La liofilización es un método de conservación milenario. Fue utilizado por los Incas quienes liofilizaron productos autóctonos como el “chuño” o papa desecada o liofilizada y el “charqui” o carne deshidratada, congelándolos en la noche y luego secándolos en el día aprovechando las bajas presiones debidos a la gran altura de las montañas peruanas. También fue utilizado por los Vikingos para secar pescado arenque, quienes durante el invierno usaron las bajas temperaturas y el período de sol más bajo y más oblicuo. El primer uso real en escala industrial fue para liofilizar plasma de sangre durante la segunda guerra mundial y la postguerra (1939), y para liofilizar penicilina. El nombre fue utilizado por primera vez por Alexander Fleming (1943) quien propuso el término “liofilización” del griego “lueo” o solvente y “phileo” amigo (Ramírez, 2006).

La liofilización es un proceso durante el cual el material primero se congela y se concentra el solvente, (generalmente agua), para luego ser retirado por sublimación a presión reducida, hasta alcanzar valores de 5% de humedad o menores, disminuyendo las pérdidas de los componentes volátiles o termosensibles. La liofilización termina con la etapa de almacenamiento del producto en forma controlada (libre de oxígeno y de vapor de agua), logrando así que los productos tengan una larga vida de anaquel y retengan en una alta proporción sus características organolépticas, físicas, químicas y biológicas. Por medio de la liofilización, se logra reducir las pérdidas de los compuestos responsables del sabor y el aroma en los alimentos en mayor proporción que otros sistemas de secado. Son además productos fácilmente reconstituibles (Rey, 1975).

Se considera entonces a la liofilización como una multioperación. Así, el paso del solvente por los estados sólido, líquido y gaseoso, se hace en dos etapas, primero una congelación para llevarlo de líquido a sólido, seguida de una sublimación para pasar de

sólido a vapor. En la liofilización, el proceso de separación del líquido se produce durante la congelación, no durante la sublimación.

Los materiales biológicos presentan un punto crioscópico menor que el del agua pura, ya que las soluciones se concentran a medida que se va congelando el solvente (agua), y la temperatura de congelación va disminuyendo continuamente hasta que la solución queda congelada. Los productos biológicos congelados forman eutécticos que consisten en cristales de hielo y componentes del material biológico, mezclas de eutécticos y zonas vítreas amorfas propiciadas por la presencia, entre otros, de azúcares, alcoholes, ácidos y por las altas concentraciones de sólidos al iniciar el proceso. Es necesario llegar al punto eutéctico para asegurar que la estructura formada sea sólida, sin intersticios donde se deposite líquido concentrado, y así se evita la eliminación de agua sólo por sublimación y no por combinación con la evaporación. Además, el agua congelable y no congelable pueden tener un efecto adverso en el producto seco, ya que durante la sublimación, la presencia de pequeñas cantidades de fase acuosa, debido a un congelamiento incompleto, pueden producir espumación, formar placas, desnaturalizar las proteínas, transponer sustancias solubles, romper las paredes celulares del producto, lo cual repercute en la rehidratación, pérdida excesiva de aromas y sabores volátiles (Orrego, 2003). Se ha observado que la presencia de cuerpos semiviscosos formados durante la congelación, tiene un efecto negativo para el secado, trayendo como consecuencia una mayor dificultad para remover el agua residual y obteniendo un producto muy higroscópico y con una muy pobre capacidad de rehidratación (Mafart, 1994).

Un proceso de liofilización llevado adecuadamente, puede garantizar las características de calidad del producto, y para ello es importante controlar los factores que intervienen en el proceso, como son la velocidad de congelación, la temperatura de enfriamiento necesaria para alcanzar la congelación completa, el vacío dentro de la cámara para llevar a cabo la etapa de sublimación y la temperatura de las placas calefactores. La mayoría de los reportes, indican que el control de la velocidad de congelación es una de las variables responsables de la calidad del producto, ya que la presencia de cristales grandes o pequeños influye grandemente en la calidad de la partícula producida (Bing & Da-Wen, 2002).

Para el caso de secado de café, el color, aroma y sabor del producto cambia entre extremadamente claro y excelente sabor cuando se congela a una velocidad rápida y muy oscuro y de sabor no aceptable para velocidades muy lentas (Mafart, 1994). Se considera que la velocidad de congelación es lenta cuando el frente de hielo formado avanza hacia el centro de la muestra a velocidades menores a 2 o 3 mm/h; la velocidad normal es del orden de 5 mm/h y alta cuando ocurre a más de 8 mm/h. En la liofilización comercial, los alimentos se congelan generalmente a temperaturas cercanas a -20°C , manteniéndose sin congelar del 1% al 4% del agua contenida en el producto. El estado rígido que adquiere el producto durante la congelación, es necesaria para el secado, ya que de ello depende que se presente el fenómeno del colapso de la estructura, lo cual es un fenómeno indeseable durante el proceso. Las temperaturas de colapso para algunos extractos de frutas son: -24°C para jugo de naranja, -41.5°C para jugo de manzana, -20°C para extracto de café, lo cual indica que su valor es muy diferente

dependiendo del material de trabajo (Goldblith, Rey, & Rothmary, 1975). Esta temperatura depende de la naturaleza del soluto, de su peso molecular, de la estructura y de su composición. Se puede controlar el colapso en forma física modificando las estructuras del producto, en forma química mediante la adición de compuestos que modifican la temperatura de colapso o lo limitan y mediante el control de variables de proceso tales como la velocidad de congelación, temperatura de congelación, de tal manera que se alcance una tasa de transferencia de masa y de calor adecuada durante la sublimación del hielo.

Se deben tener presente algunas consideraciones tecnológicas asociadas con la producción y calidad de productos liofilizados, tanto relacionadas con el secado como con el almacenamiento. Algunas de ellas son (Mafart, 1994):

- La composición y concentración de los extractos solubles. Por consideraciones económicas, la concentración de los extractos se debe incrementar antes de la liofilización al 30% – 50%. Sin embargo debe hacerse de tal forma que el producto no sufra deterioro de su calidad, especialmente en retención de aromas y sabores.
- Los puntos de fusión dependen de la composición del material a secar. La relación entre las temperaturas eutécticas y el secado de jugos de frutas es muy importante para la calidad. El punto de fusión eutéctico definirá un límite superior para el hielo frente a las temperaturas que darán un producto aceptable. Las soluciones azucaradas similares en composición a la mayoría de los extractos de jugos de frutas, no forman eutécticos a condiciones comunes de congelación. Sin embargo la región de concentraciones altas, forma estructuras altamente viscosas y amorfas las cuales tendrán una temperatura crítica cambiante debido a la disminución de la viscosidad de la solución, lo que permite la acción gravitatoria o fuerzas superficiales para dar un flujo viscoso. Son las temperaturas de colapso las que definen realmente el límite para el frente de hielo.
- La formación de una capa superficial, en la mayoría de los casos cuando se está en la región de líquidos concentrados, se debe generalmente a la concentración de los carbohidratos. Esta capa se constituye en una barrera para el secado la cual para condiciones de calentamiento constantes, genera una elevación de la temperatura del frente de hielo, hasta que el producto alcanza la temperatura de colapso.
- El factor principal que afecta el color de los productos liofilizados es la velocidad de congelación. En general, velocidades lentas producen estructuras oscuras y las rápidas estructuras claras.
- El sabor es una cualidad muy importante para el consumidor. Se ha mostrado que las máximas retenciones de compuestos volátiles responsables del sabor se logran con extractos concentrados (mas del 25% - 30% de solutos) y controlando las condiciones de la etapa de congelación. Para cada producto se debe optimizar la velocidad de congelación. Además influyen en el sabor, el control del colapso mediante el control del frente de temperatura de la capa de hielo y el espesor de la capa de producto, ya que esta influye en la tasa de secado.
- Los carbohidratos y el ácido ascórbico especialmente, son susceptibles de decoloración con el calor, por lo que se debe tener especial cuidado durante la etapa de desecación ya que es cuando el producto alcanza la mayor temperatura.

- Durante el almacenamiento, las principales dificultades se deben, en primer lugar a la higroscopicidad de los materiales secos, lo que lleva a la disolución de partículas de polvo en la superficie, formando estructuras sólidas que modifican la densidad, se presentan pérdidas de sabor y se reduce la solubilidad. En segundo lugar al deterioro por cambios químicos entre ellos el pardeamiento enzimático y no enzimático y la oxidación de aceites responsables del sabor.

2.4.1.1. Etapas de la liofilización

La figura 1 muestra las etapas de la liofilización. El proceso de secado por liofilización propiamente, inicia con la fase 1, o etapa conductiva o de deshidratación primaria. Durante esta etapa el producto se calienta y aumenta rápidamente la sublimación hasta alcanzar un punto máximo. La velocidad de extracción del agua es alta, debido a que la resistencia al transporte de calor desde la placa calefactora al material y al flujo másico de vapor sublimado al condensador es pequeña. Se remueve entre el 70 y el 90% del agua y dura aproximadamente el 10 % del tiempo de liofilización (Goldblith et al., 1975; Orrego, 2003). La sublimación ocurre cuando se suministra la energía correspondiente al calor latente medido a la presión de vacío en la cámara de secado. Cuando comienza el calentamiento, empieza a formarse un frente de sublimación o interfase entre la capa seca y la capa congelada de la muestra el cual avanza progresivamente. El mecanismo preponderante es la transferencia de calor por conducción. La transferencia de masa ocurre por la migración de vapores a través de la capa seca de la muestra bajo la acción de una diferencia de presión; esta transferencia es alta cuando la diferencia de presión es grande. El vapor de agua generado en la interfase de sublimación se elimina a través de los poros (Orrego, 2003).



Figura 1. Fases de la liofilización

Durante la segunda fase o primera etapa difusiva se presenta un descenso importante de la velocidad de sublimación debido a la formación de una capa porosa de material seco que opone resistencia creciente al flujo de calor y al vapor. Mientras aumenta el espesor de la capa seca crece la resistencia. Durante esta etapa, se reduce la difusión desde la interfase de sublimación hacia la superficie del producto.

La tercera fase o segunda etapa difusiva, corresponde al período durante el cual se desorbe la humedad desde el interior del producto seco. La velocidad de sublimación es cada vez menor, hasta aproximarse a cero. Las fases difusivas corresponden a una evaporación a vacío; una vez desaparece todo el hielo, el agua que queda en el producto queda como agua ligada, la cual se elimina manteniendo la misma presión de vacío que durante la sublimación, pero la temperatura del producto se eleva. Esto se debe a que el calor necesario para retirar el agua ligada es más alto que el calor de sublimación. El tiempo de desorción es aproximadamente proporcional al cuadrado del espesor del producto (Mafart, 1994). En la transferencia de calor y masa se combinan la acción de la temperatura y los gradientes de presión como fuerzas impulsoras, que deben vencer las resistencias generadas por el espesor de la muestra y sus características físicas. Mientras sea más delgado el espesor, menor es la resistencia para que el flujo de calor y masa pase a través de la muestra. Puesto que la difusividad de los aromas disminuye sensiblemente cuando la humedad es pequeña es posible incrementar la temperatura de calefacción y del producto sin que se deteriore (Orrego, 2003).

La máxima temperatura generalmente se fija con criterios de calidad del producto. Idealmente la temperatura de la superficie crece rápidamente hasta el nivel máximo permitido y es mantenida en este nivel por el intercambio de calor por radiación desde la placa. La temperatura de la capa de hielo está determinada por interacciones entre la temperatura de la superficie, la presión de la cámara (P_s) y propiedades de la capa seca como son la conductividad térmica (K_d) y la permeabilidad (b). Idealmente debería estar por debajo del punto de fusión eutéctico, el cual en algunos casos es de 27°C o más por debajo del punto de fusión del hielo. Para jugo de naranja y jugo de guayaba con presión de la cámara entre 0.05 y 0.1 Torr, la temperatura superficial máxima es de 48.8°C y 43.3°C y alcanzan una temperatura de la capa congelada de -42.8°C y -37.2°C respectivamente. Valores de permeabilidad de alimentos liofilizados en presencia de varios gases, son reportados por (Goldblith et al., 1975).

2.4.1.2. Funcionamiento del equipo

Los liofilizadores consisten básicamente de la cámara de vacío, dotada con bandejas donde se coloca el producto y de calentadores que suministran el calor latente de sublimación.

Existen tres variables importantes para el diseño en el proceso de liofilización:

- El nivel de vacío en el interior
- El flujo de energía radiante aplicado al producto
- La temperatura del condensador.

En los sistemas de liofilización el material congelado es colocado en bandejas. Se produce el vacío dentro de la cámara hermética, comenzando así la sublimación del hielo. El flujo de vapor pasa a través de la cámara y es recogido en la superficie refrigerada llamada trampa de hielo o condensador. La sublimación del hielo solo puede realizarse cuando las condiciones de temperatura y presión son menores que el punto triple del agua. La figura 2 muestra un esquema del proceso.

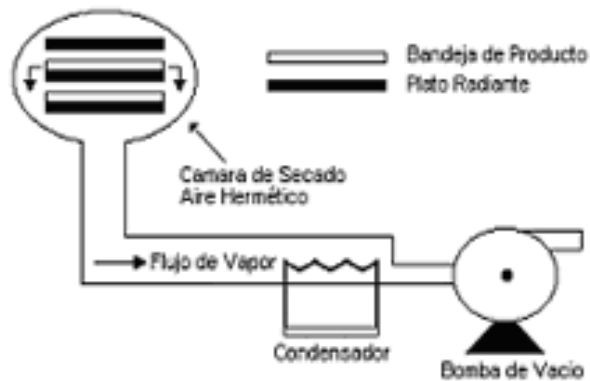


Figura 2. Esquema de un liofilizador

La presión dentro de la cámara es inferior a la presión del vapor del agua encima del producto. A medida que la presión disminuye dentro de la cámara la tasa de sublimación se acentúa, pero experimentalmente se ha comprobado que ésta aceleración llega hasta que alcanza un máximo alrededor de 1 a 1.5 horas para productos alimenticios, (10% del tiempo de proceso) (Goldblith et al., 1975). Equipos comerciales trabajan con presiones de vacío entre 0.2 y 1.5 mmHg cuando se entra a la etapa de desecación secundaria.

El calor es suministrado a través de platos o placas calefactoras, por conducción o radiación. La transferencia de calor se hace por conducción, convección gaseosa y por radiación, siendo esta última la más importante cuando hay vacío en la cámara (Orrego, 2003). El calor por radiación se transfiere desde la placa calefactora superior, cuando la hay; el de convección desde la placa inferior, a través de una película de aire muy delgada que se forma entre el recipiente de la muestra y la placa, o desde el fondo de la bandeja y la pared de los recipientes; y el de conducción, a través de la capa seca del material hasta la interfase sólida. Si el proceso de secado se hace a bajas presiones, se hace más eficiente el proceso difusivo.

Para los liofilizadores por contacto directo, en los que el alimento descansa sobre las placas calefactoras, el proceso de secado es mucho más lento debido a que el calor se transmite por conducción y por una sola cara del alimento, además que este contacto es desigual generando una resistencia adicional a la transferencia de calor.

Para la condensación del vapor, se emplean serpentines refrigerados, los cuales tienen generalmente un sistema automático de descongelación para evitar que se disminuya su capacidad de condensación por la acumulación de hielo en su superficie. El mayor gasto energético del sistema se emplea en la refrigeración del condensador, razón por la cual el rendimiento de un liofilizador depende principalmente de la eficiencia del condensador. Los vapores no condensables se eliminan con bombas de vacío. La eficacia del liofilizador se define entonces como la razón entre la temperatura de sublimación y la temperatura del refrigerante en el condensador (Fellows, 1994).

2.4.2. Aspersión

El secado por aspersión es una operación continua para convertir una solución líquida, suspensión o papilla, en un polvo seco mediante la deshidratación de gotas minúsculas o nebulización, por lo general de 10 a 500 μm de diámetro. Dentro de la cámara de secado, se ponen en contacto una corriente de gas secante caliente en gran volumen con la suficiente energía para lograr la evaporación del líquido, con otra de partículas con una gran área superficial a través de la cual ocurre la evaporación de la humedad. La aspersión o atomización permite crear una superficie de intercambio muy grande entre el aire y el fluido pulverizado, propiciando intercambios de calor y de masa muy rápidos, lo cual se traduce en tiempos de residencia del producto a secar muy cortos (entre 5 y 100 s), circunstancia que es una de las grandes ventajas del secado por atomización, que lo hace especialmente aplicable al secado de materiales sensibles al calor (Masters, 1991).

Este sistema de secado es ampliamente utilizado en la industria para la producción de productos con alto valor agregado por su alta calidad, por sus costos de inversión de capital, tamaño de los equipos industriales y el costo de operación.

Entre los problemas tecnológicos que se presentan para el secado de jugos de frutas por atomización, están la alta higroscopicidad y naturaleza termoplástica de los polvos, lo cual da lugar a problemas como adhesión a las paredes del secador, difícil manejo, apelmazamiento debido a que contienen azúcares que los hace extremadamente difíciles para secarlos puros en una operación continua. Las proporciones variadas de sacarosa, fructosa y glucosa están generalmente presentes en estado amorfo; tales azúcares son muy higroscópicos e influyen en las características finales del producto, conducen a diferentes niveles de sorción de agua y a cambios en el estado de transición de fase. El fenómeno de transición de fase es muy importante en el secado de productos alimenticios con bajo contenido de humedad. La rápida eliminación de humedad durante el secado por atomización, convierte el producto en otro completamente amorfo o en algunas ocasiones con regiones microcristalinas dispersas en la masa amorfa (Bhandari et al., 1997).

2.4.2.1. Etapas del secado por Aspersión

El proceso de secado por aspersión se realiza en 4 etapas (Long, 1978):

- En la primera etapa el alimento es forzado a pasar a través de un pequeño orificio, formando una lámina cónica líquida de pequeñas partículas, del orden de micras. El aire se expande adiabáticamente de la boquilla a la cámara de secado, (efecto Joule-Thomson) y su temperatura cae de forma casi instantánea.

- La segunda etapa es la dispersión de las partículas en el aire (mezcla aire-rocío). Durante la aspersión de la alimentación, el área superficial específica se incrementa miles de veces. La superficie de la mezcla aire-rocío tiene gran influencia en el secado de las partículas. Si bien para formar las gotas se requiere poca energía, la ineficiencia mecánica, la presión, la inercia y la pérdida de viscosidad causan un elevado consumo de energía. Esta etapa dura aproximadamente 0.1 s.
- El secado propiamente es considerado como la tercera etapa. Corresponde al momento en que las gotas viajan y se convierten en materia seca, durante esta fase el solvente se evapora y el diámetro de la gota decrece. El tiempo es relativamente grande comparado con el que toman las etapas precedente y depende de las condiciones de la aspersión, del líquido y de la saturación relativa del aire secante.
- La recolección de los sólidos secos es la última etapa. A la salida de la cámara de secado, el producto es recuperado del aire en un ciclón. Adicionalmente se requiere hacer la remoción del polvo de las paredes de la cámara de secado; para ello en la industria se emplean escobas de aire o raspadores giratorios.

2.4.2.2. Funcionamiento del secador de boquilla de presión

El secador por aspersión más común es el de ciclo abierto, donde el flujo de aire de secado es calentado y usado como medio secante, limpiado por medio de ciclones o agotadores y luego liberado al ambiente. Un segundo tipo es el de ciclo cerrado, donde el aire es calentado, usado como agente secante, limpiado, secado y de nuevo usado. La eficiencia energética de este tipo de secador es más alta que el de ciclo abierto (Masters, 1991), sin embargo se usa especialmente cuando el sistema puede generar alta contaminación en el ambiente, (cuando interesa recuperar el solvente, diferente de agua, o cuando el producto que se seca es tóxico).

Un sistema de atomización consta de cinco elementos principales, un intercambiador de calor para calentar el aire a la entrada, la cámara de secado, un dispositivo para dispersar el material que se va a secar (boquilla), una bomba para impulsar el líquido hacia la cámara de secado y un sistema de recolección de las partículas secas en el seno del aire. La figura 3 muestra un esquema de este secador. Se clasifican de acuerdo a la dirección de los flujos en contacto, como sistemas en contracorriente, en paralelo y de flujo mezclado. Se encuentran de diversas formas, cilíndricos, cónicos, alargados con diámetro pequeño o cortos con diámetro grande. Los secadores de corrientes en paralelo son los más usados cuando es necesario retener aromas y evitar la degradación térmica, y para formar partículas gruesas (120 a 300 μm de diámetro medio). Los secadores por atomización, pueden ser de disco rotatorio, de boquillas de presión y de boquillas de dos fluidos (Masters, 1991).

El sistema de aspersión o atomización por toberas de presión, tiene como objetivo crear la máxima superficie posible a través de la cual se da la evaporación. La tobera convierte la energía de presión, proporcionada por la bomba de alta presión, en energía cinética en forma de una película delgada cuya estabilidad es determinada por las propiedades del líquido como la viscosidad, la tensión superficial y la densidad. Las presiones oscilan entre 2700 y 69000 kPa/m^2 , según el grado de atomización, la

capacidad y las propiedades físicas de los materiales. Los tamaños de los orificios de las boquillas varían de 0.25 a 0.4 mm de diámetro para alta presión, o mayores para sistemas de menor presión. Para presiones elevadas y cuando los sólidos están en suspensión, el orificio de la boquilla está sujeto a desgaste (Perry, Green, & Maloney, 1994).

Los atomizadores rotatorios atomizan los líquidos diseminándolos en películas delgadas y luego gotas que se descargan a alta velocidad desde la periferia de un disco especialmente diseñado que gira con una gran rapidez a una velocidad que puede alcanzar los 300 m/s . El alimento se introduce centralmente en la boquilla y es llevado hacia las paredes del disco y sale por espacios de diferentes formas como aspas, barras espaciadoras o agujeros.

El tamaño de la cámara, la selección del atomizador y los medios auxiliares de separación se determinan de acuerdo con las características físicas del producto que se busquen. Un secador de rocío instalado es poco flexible para satisfacer requisitos variables de operación al mismo tiempo que mantener una velocidad de producción constante.

Entre las variables más sobresalientes que se deben precisar antes de diseñar un secador están las siguientes (Masters, 1991):

- La forma y tamaño de las partículas que se buscan en el producto.
- Las propiedades físicas de la alimentación, como humedad, viscosidad, densidad, etc.
- Las temperaturas máximas del gas de entrada y del producto.

La eficiencia térmica del equipo se aumenta al conseguir menores diámetros de las gotas y por lo tanto mayor superficie total de transferencia, lo cual facilita y aumenta la evaporación del agua. Las gotas atomizadas tienen formas esféricas, pero no son de tamaños uniformes y no tiene el mismo tiempo de residencia. Según reportes experimentales citados por (Negiz, Lagergren, & Cinar, 1995) la distribución del tamaño de las partículas que se forman en el atomizador no es homogénea y la media de la distribución logarítmica normal de los tamaños de partículas está relacionada con la velocidad de atomización del aire, la rata de alimentación de líquido, la viscosidad, la densidad, la tensión superficial y el contenido de humedad inicial de la gota.

En todos los tipos de atomizadores, la cantidad de energía se incrementa cuando se requieren tamaños de gota pequeños. El grado de atomización depende de las propiedades del fluido, cuando se tienen altos valores de viscosidad y tensión superficial, se generan gotas de tamaños grandes para la misma cantidad de energía disponible para la atomización.

Cuando el aire caliente y el producto circulan en la misma dirección y sentido, la evaporación es más rápida al principio del secado y muy lenta al final del tiempo de residencia, ya que a la entrada del evaporador el gradiente de temperatura entre el aire caliente y la superficie del producto es mucho mayor, y a su vez el gradiente de humedad es mas alto, debido a que el producto está mas húmedo y el aire más seco. A

medida que el aire cede su energía para la evaporación, se va enfriando y la temperatura de la superficie del producto aumenta. Para evitar la saturación del aire y por lo tanto que la transferencia de masa sea limitante, se utilizan grandes cantidades de aire por kg de agua evaporada, lo cual conduce a que el rendimiento energético del secador de aspersión sea bajo. Sin embargo, la calidad de los productos obtenidos con este sistema de secado es muy buena, lo cual compensa las pérdidas energéticas, debido a que la etapa en que el producto se pone en contacto con el aire está mas caliente, es cuando este está protegido por una evaporación alta, y el tiempo de residencia es muy corto (Mafart, 1994).

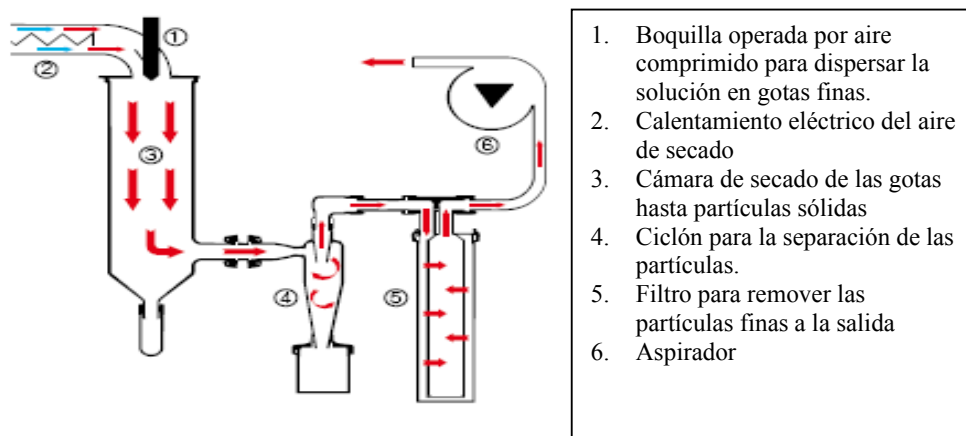


Figura 3. Esquema de un secador de aspersión

Las propiedades finales de los productos obtenidos por aspersión que más interesan para evaluar el proceso son el tamaño de las partículas secas, la densidad volumétrica y la cantidad de polvo que tiene la partícula. El tamaño de las partículas es función de las condiciones de operación del atomizador, del contenido de sólidos, la viscosidad, la densidad y la velocidad de la alimentación. La densidad a granel de las partículas secas, se incrementa con la disminución de los tamaños de la gota, con la disminución de la temperatura de entrada del aire, el aumento del caudal de aire o de la turbulencia, el flujo en contracorriente (Perry et al., 1994).

2.4.3. Secado al Vacío

Debido a que el secado al vacío por lo general se realiza a temperaturas menores de 75°C, es un sistema adecuado para materiales sensibles al calor y a la oxidación, como es el caso de las frutas y vegetales. Las muestras se colocan sobre el plato calefactor, el cual suministra el calor requerido para la evaporación del agua. La remoción del agua de los alimentos se hace a baja presión. Comercialmente las presiones de vacío son del

orden de 30 a 50 mmHg absoluta. El tiempo de secado depende directamente del espesor del material y de la temperatura de secado. El cambio de color se ve afectado por ambas variables de proceso (Jaya & Das, 2003).

En la literatura se encuentran varios artículos sobre modelamiento del secado al vacío, en los cuales se consideran los materiales biológicos como una multifase porosa. Algunos autores como (Datta, 2007a, 2007b; Ni, Datta, & Torrance, 1999), consideran tres fases continuas: agua líquida, sólida y gas (aire), a diferencia de (Erriguible, Bernada, Couture, & Roques, 2007), quienes asumen para su modelo que el agua (fase líquida) se separa entre agua libre y agua ligada.

Los alimentos se pueden agrupar como sistemas con poros grandes y sistemas con poros pequeños. El flujo de fluido de los primeros se representa principalmente fuera del sólido, se da a través de los espacios vacíos, y se trata con el modelo de Navier-Stokes, el cual es una generalización del flujo de Darcy. En los sistemas que se clasifican como de poros pequeños y en los que se da una gran evaporación, como es el caso del secado de un material biológico con alta humedad, la ley de Darcy describe el transporte de gases debido a la presión y el flujo capilar que se da por la diferencia entre la atracción relativa entre las moléculas de líquido y entre ellas y el sólido (Ni et al., 1999).

2.4.3.1. Funcionamiento del secador al vacío

Los secadores de gabinete o de cámara de vacío, funcionan por lotes con calentamiento indirecto. Constan de una cámara hermética, una fuente de vacío y un condensador o una trampa de vapor. El medio calefactor para equipos de laboratorio, son resistencias eléctricas o agua caliente, pero para equipos industriales, generalmente es vapor u otro fluido calefactor, como el aceite caliente, el cual pasa por entre las parrillas huecas hasta el cabezal de salida. El vapor puede estar a presiones entre 700 Kpa manométricos o menores a la atmósfera para equipos que trabajan a temperaturas bajas. El material a secar se coloca en charolas o bandejas sobre las parrillas calefactoras. Hay tamaños comerciales de secadores de bandejas al vacío entre 1 y 24 parrillas. Este tipo de secadores son ampliamente utilizados para secar productos sensibles a la temperatura, o materiales oxidables, que tengan un valor comercial que compense el costo de mano de obra requerido (Perry et al., 1994).

La transferencia de calor para el secado del producto ocurre por conducción a través de la parrilla y el fondo de la bandeja, y por radiación desde la parrilla superior. El período de secado de rata constante, ocurre muy rápido, alcanzando la evaporación de alrededor del 50% del agua en la primera hora de secado en un proceso que dure de 6 a 8 horas. El tiempo de secado es proporcional a la primera o segunda potencia del espesor del producto, y operan generalmente con presiones de vacío entre $1.3 \cdot 10^{-3}$ y $3 \cdot 10^{-2}$ bares (Perry et al., 1994).

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. ACONDICIONAMIENTO DE LA PULPA CON MALTODEXTRINA

La pulpa de guanábana se obtuvo a partir de frutas maduras, obtenidas en un supermercado local proveniente de la región del oriente del departamento de Caldas, con un contenido total de sólidos solubles equivalente a 14° Brix (valor promedio de las diferentes frutas utilizadas durante la experimentación). Previo al secado, la fruta se despulpó y refinó con un tamiz de 1mm, y se le adicionó maltodextrina marca MOR-REX® 1920 con equivalente de dextrosa (DE) 20, en una relación del 18% (w/w), (densidad 1.41g/cm³) quedando con 28.5±0.5 °Brix. Se realizó la caracterización bromatológica de la pulpa de guanábana con y sin adición de maltodextrina como agente encapsulante en el laboratorio de la Unidad Tecnológica de Alimentos de la Universidad de Caldas.

Para el secado por aspersión se adicionaron tres operaciones más. La pulpa se homogenizó en una licuadora por 3 minutos, posteriormente se filtró a través de una lona y diluyó hasta obtener una solución de 10°Brix.

El producto en polvo obtenido en los tres secadores, se empacó en bolsas metalizadas para protegerlos de la luz, que se sellaron al vacío y se guardaron en un desecador con sílica-gel, para los análisis posteriores planteados en la investigación.

3.2. SECADORES Y ENSAYOS DE SECADO

Los parámetros de calidad del producto deshidratado que se obtuvo por las tres técnicas de secado, fueron la humedad final, la solubilidad, la humectabilidad, el color y la vitamina C. Se manipuló una variable de proceso considerada crítica por cada sistema de secado. La escogencia de esta variable se hizo de acuerdo con la experiencia previa del director y co-director de la tesis en producción de polvos deshidratados de frutas. Para la liofilización esta variable fue la velocidad de congelación de la muestra; para el secado por aspersión fue el caudal de alimentación y para el secado al vacío la presión de la cámara de secado. Se buscó establecer el efecto de cada variable de proceso sobre los parámetros de calidad del producto.

Se hicieron 3 diseños completamente aleatorizados, uno para cada sistema de secado. El factor del diseño correspondió al sistema de secado y los niveles a los cinco valores de la variable experimental seleccionada para cada secador. El nivel de significancia fue del 5%. Para todos los sistemas de secado, la humedad se midió inmediatamente se terminó cada proceso. Para la determinación de la solubilidad y la humectabilidad, las muestras se maceraron y tamizaron para lograr tamaños de partículas más homogéneos.

Además se hicieron otros análisis complementarios a los polvos de guanábana obtenidos que permitieron tener mejores elementos para la discusión de resultados. Ellos fueron densidad aparente, fibra cruda, azúcares reductores y acidez titulable. Las técnicas utilizadas están indicadas en el numeral 4.3.

3.2.1. Liofilizador piloto

Se utilizó un liofilizador piloto construido por la Universidad Nacional Sede Manizales, el cual está provisto de una cámara de acero, un condensador, una trampa de hielo, una bomba de vacío, sensores de temperatura y presión y un sistema de control de presión de la cámara y temperatura de placa calefactora. La presión y la temperatura se pueden registrar y monitorear desde un computador personal.

La variable experimental fue la velocidad de congelación, operación previa a la liofilización. Para congelar las muestras se utilizó un crióstato marca Thermo NESLAB modelo ULT-80, enfriado con etanol al 96% de pureza, líquido que mediante recirculación por un sistema de bombeo externo que une al crióstato con el liofilizador, proporciona la capacidad de enfriamiento de las trampas de hielo interna y externa del liofilizador. Se congelaron las muestras a 5 temperaturas del crióstato: -50°C , -40°C , -30°C , -20°C , y -10°C y se midieron las velocidades de congelación localizando la termocupla en el centro del producto. Se ajustó el sistema de registro de temperatura para medir esta variable a intervalos de 5 microsegundos. Para determinar la velocidad de congelación del producto en cada ensayo, se tomaron los datos de las curvas de temperatura de la muestra vs. tiempo y se calculó la pendiente de la curva linealizada entre el punto de congelación inicial del producto y el punto donde se estabilizó la temperatura.

Las variables de respuesta del sistema fueron la humedad final del producto, la cual se determinó por duplicado inmediatamente se finalizó cada lote, la solubilidad, la humectabilidad, la cantidad de vitamina C final, y el color. El secado se realizó por duplicado. La tabla 3 muestra las condiciones de trabajo del liofilizador y de los equipos accesorios, que se obtuvieron de las condiciones experimentales y de información de los catálogos de los equipos.

Tabla 3. Condiciones de operación para la liofilización

Congelador de inmersión marca Thermo NESLAB modelo ULT-800	
Volumen de trabajo	15 litros
Rango de temperatura	-80 a $+10^{\circ}\text{C}$
Precisión de la temperatura	$\pm 0.25^{\circ}\text{C}$
Rata de flujo de la bomba	20 l/min
Capacidad de enfriamiento	250 W a -70°C

Congelador de inmersión marca Thermo NESLAB modelo ULT-800	
Líquido refrigerante escogido	etanol 96%
Flujo de líquido refrigerante	10 l/min
Potencia compresor	2 HP
Bomba de vacío	
Capacidad máxima de la bomba	24 m ³ /h
Potencia requerida por la bomba	0.66 kW
Variables de proceso	
Tamaño del lote	0.100 kg
Espesor del producto	0.003 m
Área del recipiente	0.071 m ²
Humedad de la pulpa con 18% de MD	70.2 - 74.84%
Porcentaje de sólidos de la alimentación	29.8 - 25.16 %
Tiempo de secado	6 h
Diámetro de la cámara	0.50 m
Temperatura del condensador	-20°C
Tamaño condensador	0.34x0.34x0.40 m
Presión de vacío en la cámara	1.2±0.3 mmHg

3.2.2. Atomizador piloto

El secado por aspersion se realizó en un secador marca Büchi Laboratoriums Technik, Modelo 191 de laboratorio de propiedad de la Universidad Nacional, de convección forzada, tipo neumático, provisto de una boquilla de atomización de 0.9 mm de diámetro interno y una bomba peristáltica para alimentar el producto.

Las condiciones de operación durante el secado por aspersion que se indican en la tabla 4, se obtuvieron de las condiciones experimentales y con base en información de los catálogos de los equipos.

Tabla 4. Condiciones de operación del secador de aspersion

Variables de proceso	
Flujo de alimentación equivalente al % de bombeo:	
6% de bombeo	2.71 ml/min
8% de bombeo	3.63 ml/min
10% de bombeo	4.80 ml/min
12% de bombeo	5.90 ml/min
14% de bombeo	7.70 ml/min
Porcentaje de sólidos	10 %
Flujo aire atomización a C.N	600 l/h
Flujo volumétrico de aire de secado	28 m ³ /h
Flujo másico de aire de secado	33.45 kg/h

Variables de proceso	
Diámetro de la cámara	0.20 m
Altura de la cámara	0.80 m
Tipo de boquilla	Presión
Diámetro de boquilla	0.9 mm
Temperatura entrada aire	160 °C
Temperatura promedio de salida aire	80 °C
Potencia requerida para calentar el aire	0.581 kW/h
Longitud de la resistencia eléctrica requerida	0.68 m
Presión aire atomización	4 bar
Aspirador de aire	0.36 kW/k
% de Aspiración	80%
Consumo potencia equipo	2900
Aire atmosférico	80% HR 20°C 0.016 kg agua/k aire seco
Bomba	
Capacidad máxima de la bomba	1.8 l/h
Tipo de bomba	Peristáltica
Potencia requerida por la bomba	0.038 W

La variable experimental fue el flujo másico de alimentación (kg/h), impulsado por la bomba peristáltica hasta la boquilla atomizadora. Se varió en 5 niveles mediante el control del porcentaje de bombeo, y los valores experimentales fueron 6%, 8%, 10%, 12% y 14% de bombeo. El flujo de alimentación correspondiente a cada % de bombeo, se halló midiendo el tiempo requerido para hacer pasar 100 ml de alimentación. Se tomaron 15 datos para cada porcentaje de bombeo y el valor del flujo fue el promedio aritmético.

Las variables de respuesta del sistema fueron la humedad final del producto, la cual se determinó por duplicado inmediatamente se finalizó cada experimento; la solubilidad, la humectabilidad, vitamina C, y el color. El secado se realizó por duplicado.

3.2.3. Secador al vacío piloto

El secado al vacío se realizó en la cámara del liofilizador piloto de la Universidad Nacional Sede Manizales, y por lo tanto las condiciones de operación de los equipos auxiliares fue la misma. El producto que entró a la cámara de secado a temperatura ambiente, se secó sometiéndolo a una presión de vacío, temperatura de la placa y temperatura del producto determinadas previamente. La pulpa adicionada con maltodextrina se esparció en una bandeja de aluminio de tal manera que el espesor fue de 3 mm. La temperatura de la placa de calentamiento se fijó $20 \pm 5^\circ\text{C}$ por encima del

valor de la temperatura de saturación del agua a la presión de trabajo de la cámara. Igualmente, la temperatura del producto se fijó $10\pm 5^{\circ}\text{C}$ por encima del mismo valor de la temperatura de saturación. Se hizo el registro de la temperatura durante todo el proceso con las termocuplas localizadas en la superficie de la placa y en el centro del producto. La presión de trabajo se controló con una válvula de aguja.

Las condiciones de operación durante el secado al vacío que se indican en la tabla 5, se obtuvieron de las condiciones experimentales y con base en información de los catálogos de los equipos. Las variables experimentales fueron:

Tabla 5. Condiciones de operación del secador al vacío

Variables de proceso	
Temperatura del condensador	-20 °C
Porcentaje de sólidos	10 %
Flujo aire atomización a C.N	600 l/h
Tamaño del lote	0.100 kg
Espesor del producto	0.003 m
Área del recipiente	0.071 m ²
Humedad de la pulpa con 18% de MD	70.2 - 74.84%
Porcentaje de sólidos de la alimentación	29.8 - 25.16 %
Tiempo de operación	5 h

Los valores experimentales de la presión de vacío, las temperaturas del producto y de la placa se muestran en la tabla 6.

Tabla 6. Presión de vacío, temperatura del producto y de la placa para el secado al vacío de pulpa de guanábana

Presión de vacío (mbar)	Temperatura del producto (°C)	Temperatura de la placa (°C)
550	77.5	87.5
431	71.3	85.7
362	63.1	80.1
280	51.3	74.0
200	31.2	57.0

La variable experimental para el secado al vacío, fue la presión de vacío en la cámara. Las variables de respuesta del sistema fueron la humedad final del producto, la cual se

determinó por duplicado inmediatamente se finalizó cada lote, la solubilidad, la humectabilidad, la cantidad de vitamina C y el color. El secado se realizó por duplicado. Para los tres sistemas de secado, las muestras obtenidas se guardaron en bolsas de aluminio selladas con calor y se dejaron en un desecador para análisis posteriores.

3.3. TÉCNICAS ANALÍTICAS

3.3.1. Humedad

La humedad se determinó usando un analizador de humedad marca Metler LJ16, donde se secó con calentamiento infrarrojo a 100°C (Jaya & Das, 2004).

3.3.2. Solubilidad

Método de Eastman y Moore, 1984 reportado por (Cano-Chauca et al., 2005; Shittu & Lawal, 2007). 1 g de muestra (base seca) se coloca en 100 ml de agua destilada a 30°C en un vaso agitado. La suspensión se agita por 5 min y luego se centrifuga a 3000 rpm por 5 min. Una alícuota de 25 ml del líquido sobrenadante se transfiere a una caja petri, se pesa y se lleva a una estufa de secado a 105°C por 5 h. Los sólidos recuperados se pesan después del secado y se calcula el % de solubilidad por diferencia de pesos.

3.3.3. Humectabilidad

Método estático o Test de Freudig modificado y descrito por (Freudig et al., 1999; Kim et al., 2002). Se determina el tiempo necesario para que se sumerja la última partícula de polvo. Se coloca 1 g de polvo en una lámina que cubre un reservorio con 100 ml de agua a 20°C, de 50 mm de ancho. Se retira la lámina y se pone el polvo en contacto con la superficie del agua. Se mide el tiempo en segundos requerido para que se sumerja la última partícula de polvo de la superficie.

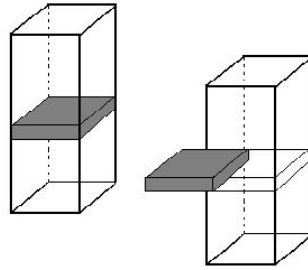


Figura 4. Esquema del dispositivo para medir humectabilidad

Se construyó el dispositivo de acuerdo con las especificaciones reportadas por (Freudig et al., 1999) en los talleres de la Universidad Nacional de Colombia sede Manizales. La figura 4 muestra el esquema del dispositivo. La humectabilidad se expresa como el tiempo necesario para que 1 g de polvo desaparezca de la superficie del agua (100 ml a 20°C) (Fuchs et al., 2006).

3.3.4. Vitamina C

Por método reflectométrico. El ácido ascórbico reduce el ácido molibdofosfórico amarillo a azul de fosfomolibdeno que se determina reflectométricamente. Se determina el contenido de ácido ascórbico con el test Ácido ascórbico Merckoquant®. Los resultados se expresan en mg de ácido ascórbico/100 gr de muestra. Se utilizó un analizador RQflex2 marca MERCK.

3.3.5. Color

Por reflectancia con un espectrocolorímetro marca HunterLab, Color Quest XE, con observador 10° e iluminante D65, con una celda Optical Cell de 10mm, de propiedad del laboratorio de investigación en postcosecha de la Universidad del Quindío. Se determinaron los parámetros, L^* , a^* , b^* , Y y ΔE^* para la pulpa con maltodextrina y los productos secos. Para realizar estas medidas, las muestras se maceraron finamente y se hicieron 3 repeticiones de las mediciones para cada tratamiento.

3.3.6. Densidad aparente

Primer método: Se determina por medición del peso y del volumen. Un cilindro de dimensiones conocidas se llena con polvo y se enrasa el polvo sobrante deslizando una espátula sobre el borde del cilindro. Se pesa la masa de polvo y se calcula el volumen del cilindro con sus dimensiones de diámetro y de altura (Sablani, Shrestha, & Bhandari, 2008).

Segundo método: La norma técnica Nicaragüense NTON 02-008 98, del 7 de Octubre 1999, indica el siguiente método para determinar la densidad aparente después de compactación. Se pesan 40 g de la muestra y se vierten en una probeta de 100 ml con tapón, después se golpea la probeta dejándola caer en posición vertical en una superficie plana dentro de un rango de 2 a 3 cm de altura de la base al extremo inferior de la probeta, la operación se deberá repetir por lo menos 50 veces (hasta que el volumen no varíe) y se mide el volumen final obtenido (Norma-Técnica-Nicaragüense, 1999).

Para medir la densidad aparente después de compactación, se realizó una modificación a ambos métodos, determinando el peso del polvo que llena un cilindro del cual se conoce su volumen. El cilindro se deja caer en posición vertical en una superficie plana dentro de un rango de 2 a 3 cm de altura de la base al extremo inferior del cilindro; la operación se deberá repetir por lo menos 50 veces (hasta que el volumen no varíe). Se mide el peso de polvo final obtenido.

3.3.7. Otros análisis

El peso con una balanza analítica, marca Precisa 40SM-200 A, sensibilidad $\pm 0,0001$ g.

Los sólidos solubles con la medida del índice de refracción, como equivalentes a grados Brix, con un refractómetro portátil marca Atago, Japón, en el rango de escala de 0-85%, precisión $\pm 0.05\%$ (A.O.A.C., 2001).

El contenido de fibra cruda mediante digestión ácido-alcalina (A.O.A.C., 2001).

Los azúcares reductores se determinaron por el método del reactivo ácido dinitrosalicílico DNS. Método colorimétrico aplicable solo a bajas concentraciones, rango en el cual la curva de calibración es perfectamente lineal. La solución se diluye hasta que los azúcares reductores se encuentren en concentraciones bajas y se agrega el reactivo DNS al 1%. La intensidad del color de la muestra, que cambia de pardo oscuro a marrón dependiendo de la concentración de azúcares, se determina la adsorbancia a 540 nm. El equipo utilizado fue un Colorímetro marca Genesys 20, rango de operación 325-11000 nm, celdas de 1 cm de paso.

La acidez titulable por titulación con NaOH 0.1 N y se expresa como la cantidad de ácido málico presente en 100 ml (ICONTEC, 1971).

3.4. CORRELACIONES ENTRE VARIABLES DE PROCESO

A partir de los datos experimentales, se hallaron las correlaciones matemáticas entre la variable independiente definida para cada secador y las variables dependientes humedad, solubilidad, humectabilidad y vitamina C.

Para cada sistema de secado se realizó un análisis de varianza (ANOVA), con el fin de determinar si los datos experimentales de las variables dependientes se ajustan a un modelo lineal. Se encontraron los coeficientes de determinación (R^2) de cada correlación, el cual indica qué tan cerca están relacionadas las dos variables y se evaluaron los supuestos con un nivel de confianza del 95%. Se comparó el P-valor con $\alpha = 0.05$

El ANOVA permitió validar los supuestos. La hipótesis nula $H_0: \beta_1 = 0$, coeficiente β_1 , el cual corresponde a la pendiente de la recta, es cero y por lo tanto no hay variación significativa de la variable independiente para todo valor de la variable dependiente. Al rechazarse la hipótesis nula, se aceptó la hipótesis alterna $H_a: \beta_1 \neq 0$, lo cual significa que la variación de la variable independiente sí se explica con el modelo matemático escogido para la regresión. Primero se hizo la evaluación para una regresión lineal, y para los casos en que no se aceptó por tener un P-valor $> 0,05$, se hizo el análisis para una función polinómica de segundo orden.

H_0 : no hay relación con el modelo matemático cuando cumple que $P\text{-valor} > \alpha$

H_a : La variación de la variable independiente si es explicada por el modelo cuando se cumple que $\alpha < P\text{-valor}$ (Gutiérrez & De la Vara, 2007).

Para el color se hizo la comparación de las variaciones de los diferentes parámetros con respecto a la variable independiente experimental.

La apariencia del color se describe con base en tres elementos: el matiz h° que corresponde a la percepción del color, el valor L^* que representa la intensidad de luminosidad o su valor de claridad y el croma C^*_{ab} o saturación que indica lo llamativo de un color. El cálculo del matiz y el croma se hizo con las expresiones:

$$h_{ab}^{\circ} = \arctan(b^* / a^*) \quad (15)$$

$$C^*_{ab} = (a^{*2} + b^{*2})^{1/2} \quad (16)$$

La evaluación del color se realizó utilizando el sistema uniforme de espacio de color Hunter, en donde a^* indica la variación rojo/verde, b^* la variación amarillo/azul, Y el brillo y ΔE^* la diferencia de color del producto seco respecto del patrón (pulpa de guanábana con MD). ΔE^* que se calcula mediante la ecuación (Rojas, Arango, & Pinzón, 2004; Singh & Nath, 2007)

$$\Delta E = \sqrt{(\Delta L^*)^2 + (\Delta a^*)^2 + (\Delta b^*)^2} \quad (17)$$

3.5. ISOTERMAS Y PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

3.5.1. Isotermas de adsorción

Si bien uno de los objetivos de este trabajo fue evaluar las isotermas de los productos deshidratados obtenidos en los tres sistemas de secado, liofilización, aspersión y vacío, se hizo el análisis comparativo con los valores de las isotermas experimentales obtenidas por el grupo de investigación de Ingeniería de Alimentos de la UNESP, San José de Río Preto. Sao Pable. Brasil, quienes trabajaron con guanábana adicionada con el 18% de MD y deshidrataron mediante aspersión, vacío, lecho fluidizado y vibrofluidizado. Estos datos experimentales no han sido aun publicados y fueron suministrados por el co-director para este trabajo de investigación.

Para determinar las isotermas de sorción de las muestras de polvo deshidratado de guanábana con 55% de MD (bs) final, obtenido por los cinco métodos de secado, se siguió el mismo protocolo en ambas universidades.

Las isotermas se determinaron mediante el método gravimétrico estático de soluciones de sales saturadas, el cual ha sido reportado en trabajos (Chuzel, 1992; Gabas et al., 2007; Simal et al., 2007). Las muestras previamente se secaron en una estufa a 40°C hasta peso constante para retirarles la humedad y poder garantizar adsorción. Se colocaron en recipientes cerrados herméticamente, exponiéndolas a atmósferas de humedad relativa constante conocida generada por soluciones salinas. Los recipientes se colocaron en una estufa con temperatura controlada, pesándolos periódicamente hasta alcanzar peso constante, el cual se consideró que se alcanzó cuando los cambios en el peso de las muestras expresados en base seca fueron menores del 0.1%. Las isotermas se determinaron a 20°C, 30°C, 40°C y 50°C. Se utilizaron las soluciones salinas saturadas que se indican en la tabla 7. Las isotermas se realizaron por triplicado y el valor que se reporta es el promedio de las repeticiones con un error máximo del 6%. El tiempo requerido para alcanzar el equilibrio varió entre 4 y 5 semanas.

Tabla 7. Actividades del agua de soluciones salinas saturadas

Sales	% en peso de sal	a_w
NaOH	42.00	0.070
LiCl	62.83	0.113
KC ₂ H ₃ O ₂	75.40	0.246
MgCl ₂	88.88	0.331
K ₂ CO ₃	68.97	0.446
Mg(NO ₃) ₂	87.00	0.547
NaNO ₂	75.00	0.655
NaCl	76.90	0.754
KCl	71.43	0.853
BaCl ₂	78.13	0.907

(Fernández & Madriñán, 1992)

3.5.2. Ajuste de los modelos de las isothermas de sorción

Los datos experimentales de humedad de equilibrio de polvo de guanábana con 52% MD(bs) obtenidos por cinco sistemas de secado, aspersion, liofilizado, vacío, lecho fluidizado y lecho vibrofluidizado para diferentes a_w y para cuatro temperaturas, se ajustaron a los modelos de GAB, Henderson, Oswin, y Peleg.

Se realizó un análisis de regresión no lineal para determinar los parámetros de cada modelo y mediante análisis estadístico se definió el modelo que más se ajustó a los datos experimentales.

Para el ajuste a los modelos y la evaluación de los parámetros se utilizó el paquete estadístico del software ORIGIN y se estimó el coeficiente de regresión y el error estándar asociado a los parámetros. Se calculó el error relativo promedio porcentual (E) para evaluar el grado de ajuste de los datos con cada modelo mediante la siguiente ecuación (Al-Muhtaseb et al., 2004a; McMinn & Magee, 2003; Simal et al., 2007):

$$E = \frac{100}{n} \sum_{n=1}^n \frac{|m_{pi} - m_i|}{m_i} \quad (18)$$

Donde:

m_i es el valor experimental, m_{pi} el valor predicho, n el número de datos experimentales. El error relativo promedio porcentual es ampliamente utilizado y reportado en trabajos; se considera un valor de $E < 10\%$ como indicador de una buena aproximación al modelo.

Con el fin de analizar si hubo o no diferencias significativas entre las isothermas de los polvos de guanábana obtenidos por liofilización, aspersion, vacío, lecho fluidizado y vibrofluidizado, se realizó un análisis de varianza multifactorial, entre las temperaturas, los cinco sistemas de secado y el valor de a_w para un mismo valor de humedad de equilibrio con un 95% de confianza.

3.5.3. Determinación de las propiedades termodinámicas derivadas de las isothermas de adsorción

Haciendo uso de las ecuaciones (6) y (7) se calculó el calor neto isostérico de adsorción (q_{st}). Se utilizó el programa Mathematica para los cálculos.

El diferencial de entropía se calculó con las ecuaciones (8) (9) y (10). Con la ecuación de la isoterma de mejor ajuste para el polvo deshidratado de guanábana, se trazaron las

curvas isostéricas $\ln a_w$ vs. $1/T$ a diferentes contenidos de humedad, y se encontró la familia de rectas que representan la ecuación (10). Se hallaron los valores de las pendientes ($\Delta H/R$) o entalpías de sorción y los puntos de corte ($\Delta S/R$), correspondientes para cada humedad de equilibrio y para cada sistema de secado.

Se graficaron los valores de ΔH y ΔS para cada sistema de secado con el fin de verificar el cumplimiento o no de la teoría de compensación entalpía-entropía. La teoría se comprueba si se encuentra que hay relación lineal entre ellos, ecuación (11). Se verificó el cumplimiento de la teoría de compensación con el test de (Krug et al., 1976) evaluando T_β y se comparó con T_{hm} . La temperatura armónica se calculó con la ecuación (12).

El calor de sorción de la monocapa se determinó mediante la ecuación (13).

3.6. SIMULACION Y ESTUDIO DE COSTOS

Mediante simulación de los procesos de secado estudiados, liofilizado, aspersión y vacío y con ayuda del software SuperPro Designer V.7, se evaluó el consumo energético en cada proceso, las condiciones de trabajo y los requerimientos de mano de obra. Se calcularon los costos de operación y de capital requeridos para la producción de polvo deshidratado de guanábana.

El estudio se hizo en términos de costos de producción para los tres sistemas de secado, teniendo en cuenta los costos directos para diferentes tamaños de alimentación y tamaños de equipos. Se requirió realizar los balances de masa con el objetivo de estimar las corrientes de proceso. Las variables de diseño se especificaron según tamaño del equipo, condiciones de operación, condiciones de las corrientes, condiciones del material a secar y del producto obtenido. Para ello se hizo uso de ecuaciones, recomendaciones de fabricante, tablas, gráficas, datos de laboratorio, experiencias y demás fuentes de información.

Debido a que el simulador Aspen Plus no incluye los secadores en estudio, se utilizó el simulador SuperPro Designer V.7 licenciado por la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, el que cuenta con dos de los secadores y la mayoría de las unidades adicionales requeridas (compresor, bomba, aspirador, intercambiador de calor, condensador, mezclador, molino, empacadora), necesarias para evaluar el proceso completo.

La estimación del consumo energético se llevó a cabo con base en los resultados de la simulación teniendo en cuenta la energía térmica requerida en los condensadores e intercambiadores de calor y los requerimientos de potencia en el compresor, la bomba de alimentación, bomba de vacío, aspirador, despulpadora, molino, empacadora, mezcladora, así como los costos de los fluidos de servicio.

La simulación permitió obtener resultados para diferentes tamaños de equipos y establecer comparaciones entre ellos. Los costos de equipos y de materias primas e insumos, se estimaron con base en precios suministrados por diferentes proveedores.

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

4.1. EFECTO DEL SISTEMA DE SECADO SOBRE LAS PROPIEDADES DE LOS POLVOS DESHIDRATADOS DE GUANÁBANA

4.1.1. Caracterización de la materia prima

Se hizo el análisis bromatológico de la pulpa de guanábana sin adición y con adición de maltodextrina al 18% en peso. Los resultados se muestran en la tabla 8.

Tabla 8. Análisis bromatológico de pulpa de guanábana con y sin adición de maltodextrina.

Componentes	Pulpa de guanábana %(bh)	Pulpa de guanábana con 18% de MD %(bh)
pH	3.93	4.06
°Brix	14.0	28.5
Acidez (ácido málico)	0.77	0.63
Humedad	84.0	70.2
Materia seca	16.0	29.8
Nitrógeno	0.75	0.58
Proteína bruta	4.68	3.63
Grasa	0.99	0.90
Cenizas	0.69	0.75
Fibra	0.85	0.80

(Laboratorio Unidad Tecnológica de Alimentos. Universidad de Caldas, marzo 2008).

Se determinó la cantidad de vitamina C a la pulpa de guanábana con MD la cual dio 29 mg/100 g de pulpa equivalente a 0.97 mg/g sólido seco.

4.1.2. Proceso de Liofilización

La congelación de la muestra se realizó a 5 velocidades diferentes. A partir de las curvas de congelación que se muestran en la figura 5, se encontró que la temperatura inicial de congelación de la pulpa de guanábana con 18% de maltodextrina es de -2.3°C. Las pendientes calculadas para cada temperatura de congelación fueron de 3.006°C/min para la temperatura de -50°C; 2.382 °C/min para -40 °C; 2.040 °C/min para -30 °C; 0.696 °C/min para -20 °C; y 0.500 °C/min para -10 °C.

Inmediatamente se congeló la muestra, se inició la liofilización a una presión de vacío en la cámara de 1.2 ± 0.3 mmHg. La temperatura de la placa se varió desde aproximadamente -10°C hasta 60°C mediante un calentamiento escalonado durante 3 horas, posteriormente se llevó de 60°C a 75°C en 2 horas más y finalmente se sostuvo la temperatura por 1 hora más. El tiempo total del secado fue de 6 horas de liofilización. Se controló el proceso para que la temperatura del producto no superara la temperatura de $60 \pm 5^{\circ}\text{C}$.

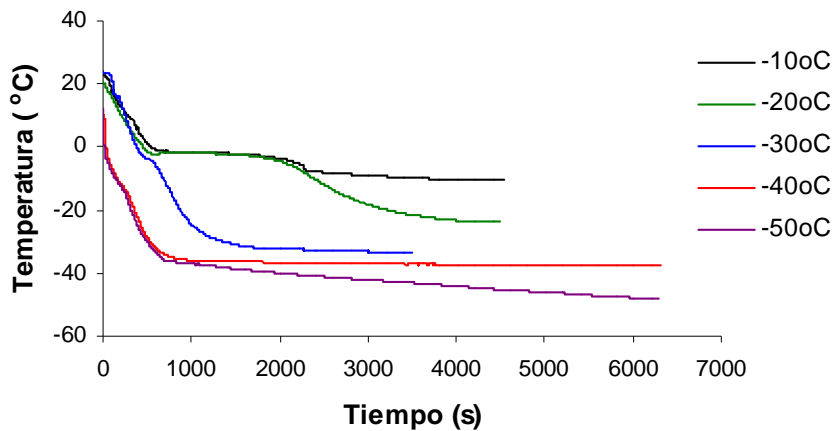


Figura 5. Curvas típicas de congelación de pulpa de guanábana

La figura 6, muestra los perfiles de la temperatura del producto y de la placa calefactora para un ensayo de liofilización.

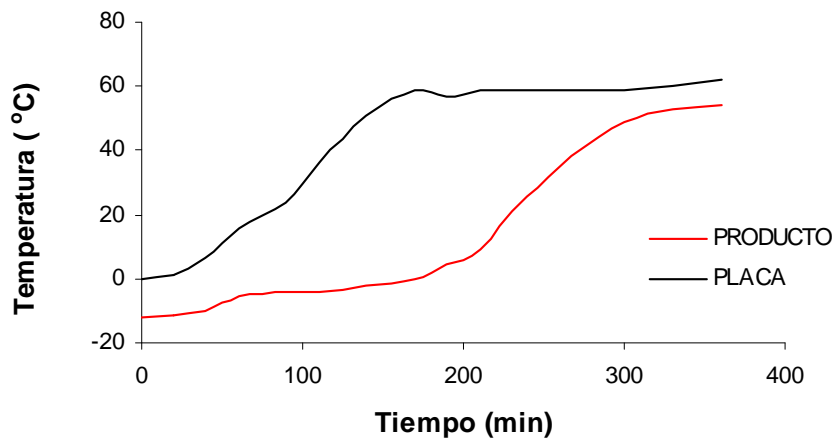


Figura 6. Perfiles de temperatura para un ensayo de liofilización de guanábana

4.1.3. Propiedades de polvos instantáneos

Los polvos de guanábana con adición de MD, presentaron características generales tales como, aroma y sabor propio de la fruta, pegajosidad durante la manipulación, tendencia a formar aglomerados, higroscopicidad, y diferentes tamaños de partículas. El polvo por aspersión tuvo tamaño de partícula muy fino, a diferencia del secado al vacío que presentó una consistencia un poco porosa y quebradiza y del liofilizado que resultó ser el más quebradizo de los tres.

En general, se ha identificado como una de las dificultades tecnológicas para el secado de jugos de frutas o de productos ricos en azúcares la alta pegajosidad, característica que se atribuye a la presencia de azúcares de bajo peso molecular como la fructosa, glucosa y sucrosa y de ácidos orgánicos como el málico y tartárico, los cuales constituyen más del 90% de los sólidos de jugos de frutas y pulpas. Esta situación fue uno de los principales problemas que se presentaron durante la atomización del jugo de guanábana. La alta adherencia de pulpa a las paredes de la cámara, generó grandes pérdidas de material y altos tiempos para la limpieza del equipo. Así mismo la presencia de fibras de gran tamaño, requirió un tratamiento adicional a la pulpa, consistente en un licuado por 3 minutos y una filtración a través de una lona.

La tabla 9 muestra los resultados experimentales de las propiedades de los polvos de guanábana evaluadas en este trabajo. Los datos se reportan como el promedio de los resultados de las réplicas y la desviación entre ellos.

Tabla 9. Valores experimentales de las propiedades de los polvos de guanábana obtenidos por liofilización, aspersión y vacío

LIOFILIZACIÓN						
Velocidad congelación °C/min		% Humedad	% Solubilidad	Humectabilidad (min)	Vitamina C (mg/100 g)	
0.50		8.68±0.73	85.75±0.01	0.36±0.10	67.50±6.50	
0.70		10.51±0.39	84.25±0.39	0.89±0.48	65.00±1.00	
2.04		11.85±0.93	83.25±0.01	0.48±0.08	38.00±0.09	
2.38		14.67±1.52	83.00±0.38	0.40±0.16	39.50±0.11	
3.01		13.09±0.03	81.51±0.01	1.26±0.02	44.25±0.75	
ATOMIZACIÓN						
%Bombeo	Flujo alimentación (ml/min)	Flujo alimentación (kg/h)	% Humedad	% Solubilidad	Humectabilidad (min)	Vitamina C (mg/100 g)
6	2.71	0.25	7.39±0.32	84.75±0.11	17.43±0.50	43.25±0.75
8	3.63	0.33	9.62±0.37	87.00±0.09	14.02±0.11	47.75±1.25
10	4.8	0.44	10.28±0.91	88.05±0.07	22.23±0.02	43.75±0.25

12	5.9	0.54	14.59±0.57	91.50±0.01	13.24±0.36	41.00±0.50
14	7.7	0.70	16.77±2.12	87.25±0.10	36.60±1.28	50.00±0.50
VACÍO						
Presión de vacío (mbar)		% Humedad	% Solubilidad	Humectabilidad (min)	Vitamina C (mg/100 g)	
200		11.82±0.07	72.25±0.01	1.34±1.14	46.75±0.25	
280		12.01±0.04	81.50±0.01	1.50±1.07	49.25±0.25	
362		12.94±0.06	80.50±0.06	1.49±0.39	51.00±0.50	
431		15.30±0.04	79.50±0.04	1.31±0.58	49.50±0.09	
550		15.48±0.01	72.75±0.02	1.04±0.45	47.75±0.25	

En la tabla 10 se indican algunas propiedades fisicoquímicas evaluadas adicionalmente a los polvos de guanábana, densidad aparente, % de fibra bruta, azúcares reductores y acidez titulable. Para poder comparar los valores de densidad aparente todas las muestras se maceraron previamente.

Tabla 10. Densidad aparente, % de fibra bruta, azúcares reductores y acidez titulable del polvo de guanábana secado por los tres métodos

LIOFILIZACIÓN				
Velocidad congelación (°C/min)	Densidad aparente (g/ml)	% de Fibra bruta (bs)	Azúcares reductores (µg/g seco)	Acidez titulable (g ac. málico/100 ml)
0.50	0.6369	5.49	469.06	0.619
0.70	0.6955	4.93	327.70	0.653
2.04	0.7211	3.88	224.89	0.637
2.38	0.6435	3.84	494.76	0.619
3.01	0.7465	3.45	488.33	0.619
Flujo de alimentación (kg/h)	ATOMIZACIÓN			
0.25	0.6216	0.69	321.27	0.619
0.33	0.6318	0.68	462.63	0.619
0.44	0.5223	0.51	603.99	0.619
0.54	0.4876	0.69	372.67	0.619
0.70	0.4410	0.71	565.44	0.619
Presión de vacío (mbar)	VACÍO			
200	-	0.88	366.25	0.619
280	0.5758	2.29	279.91	0.619
362	0.7102	3.34	430.50	0.619
431	0.6768	-	385.52	0.619
550	0.7466	4.25	481.91	0.619
Densidad aparente (g/ml) de Maltodextrina 0.6972		Azúcares reductores (µg/g seco) de pulpa con MD 237.74		

La maltodextrina de DE 20 (% de azúcares reductores de un jarabe calculado como dextrosa en base seca), está compuesta por 0.8% de glucosa, 5.5% de maltosa, 11% de maltotriosa y 82.7% sacáridos mayores. Durante la liofilización y el secado por aspersión, la relación natural de glucosa/fructosa y el contenido de ácidos orgánicos de la fruta no sufren modificaciones (Mößhammer, Stintzing, & Carle, 2006). Esta se afectó por la adición de maltodextrina. Esto permitió suponer que la alta adhesión de pulpa en las paredes de la cámara, disminuyó los contenidos de materia seca aportada por la guanábana en el polvo final y el contenido de azúcares reductores proviene en gran parte de la maltodextrina. Las variaciones en el polvo liofilizado y secado al vacío fueron menores.

Los valores de fibra bruta se vieron altamente disminuidos en el secado por aspersión, y si se considera que la fibra es aportada por la guanábana, este resultado permitió corroborar la afirmación de que hubo gran pérdida de pulpa durante el secado al quedar esta adherida a las paredes de la cámara de secado.

Al aumentar el flujo de alimentación sin variar la presión de atomización y el diámetro de la boquilla, se asume que se obtuvieron en promedio partículas más grandes, lo cual corresponde con valores de densidad aparente menores obtenidos en los polvos de guanábana. La densidad aparente depende de factores como la geometría, el tamaño y las propiedades de superficie del polvo (Lewis, 1993). Se verificó que la densidad cambia con el sistema de secado y para la atomización que esta depende del tamaño de la gota, la cual se varió al variar la alimentación manteniendo la presión de atomización constante. Esto corresponde con lo citado por (Perry et al., 1994) para estos secadores.

Sobre la acidez titulable no hubo efecto de los sistemas de secado y se mantuvo casi constante con un valor cercano al obtenido experimentalmente para la pulpa con maltodextrina que fue de 0.63 g/100 ml.

4.1.4. Relaciones entre las propiedades de los polvos de guanábana y los sistemas de secado

La búsqueda de correlaciones se basó en el análisis estadístico simultáneo de dos conjuntos de datos. Con el 95% de confianza y para los datos mostrados en la tabla 9, se realizó un ANOVA que permitió establecer las variables de respuesta que tuvieron alguna correlación con la variable independiente. El resumen del análisis estadístico de los datos, se muestra en la tabla 11.

La variable independiente para el liofilizador es la velocidad de congelación en °C/min (V); para el atomizador es el flujo de alimentación en kg/h (F); y para el secado al vacío es la presión de la cámara en mbar (P). Las variables dependientes o variables de respuesta son el % de humedad (H), el % de solubilidad (S), la humectabilidad (W) en minutos y el contenido de vitamina C (C) en mg/g de polvo seco.

Tabla 11. ANOVA para las propiedades de los polvos de guanábana

LIOFILIZADO	% Humedad (H)	% Solubilidad (S)	Humectabilidad (W)	Vitamina C (C)
Coefficiente de determinación R2	0.7520	0.9108	No hay correlación entre W y V	0.9761
P –Valor: intercepto	0.0057	3.6x10-7		0.0031
β1	0.0569	0.0116		0.0302
β2				0.0507
Valor crítico F	0.0047	0.0116		0.0239
Coefficientes				
Intercepto	8.5876	0.8570		0.9713
β1	1.8384	-0.0131		-0.4690
β2				0.1049
ASPERSIÓN				
Coefficiente de determinación R2	0.9546	No hay correlación entre S y F	No hay correlación entre W y F	No hay correlación entre C y F
Valor crítico F	0.0042			
P –Valor: intercepto	0.1780			
β1	0.0042			
β2				
Coefficientes:				
Intercepto	2.2255			
β1	21.1035			
β2				
VACÍO				
Coefficiente de determinación R2	0.8673	No hay correlación entre S y P	0.9582	0.9865
Valor crítico F	0.0214		0.0418	0.0135
P –Valor: intercepto	0.0033		0.1301	0.0020
β1	0.0214		0.0586	0.0088
β2			0.0424	0.0107
Coefficientes				
Intercepto	9.0622		0.6065	0.3763
β1	0.0122		0.0055	0.0010
β2			-9x10 ⁻⁶	-1.2x10 ⁻⁶
Hipótesis nula Ho: β1= 0 Hipótesis Ha: β1 ≠ 0 95% de confianza α = 0.05	Se rechaza la hipótesis Ho y se acepta Ha cuando el P-valor < 0.05 Se acepta que la variación de Y es explicada por el modelo			

Los modelos ajustados que fueron aceptados estadísticamente se indican en la tabla 12.

Tabla 12. Modelos que representan la correlación entre las variables para el secado por liofilización, aspersión y vacío

LIOFILIZACIÓN	ASPERSIÓN	VACÍO
$H = 1.8384 V + 8.5876$ $R^2 = 0.752$	$H = 21.1034 F + 2.2255$ $R^2 = 0.9546$	$H = 0.0122 P + 9.0622$ $R^2 = 0.8673$
$S = -1.3705 V + 85.916$ $R^2 = 0.8991$	No existe asociación con un modelo para la solubilidad	No existe asociación con un modelo para la solubilidad
No existe asociación con un modelo para la humectabilidad	No existe asociación con un modelo para la humectabilidad	$W = -9 \times 10^{-6} P^2 + 0.0055 P + 0.6065$ $R^2 = 0.9582$
$C = 0.1049 V^2 - 0.469 V + 0.9713$ $R^2 = 0.9761$	No existe asociación con un modelo para la vitamina C	$C = -1 \times 10^{-6} P^2 + 0.001 P + 0.3763$ $R^2 = 0.9865$

4.1.4.1. Porcentaje de humedad

Las figuras 7, 8 y 9 muestran los datos experimentales del % de humedad obtenidos en los secadores piloto a las condiciones de operación descritas, y las curvas de regresión ajustadas, habiéndose fijado para la liofilización y el secado al vacío el tiempo de proceso; el secador por aspersión trabaja en continuo.

La humedad final del producto depende principalmente de la porosidad del material, de la composición, de los sólidos que contenga inicialmente y de variables de proceso según sea el sistema de secado. Durante la fase experimental, sólo se modificó una variable de proceso para cada tipo de secado, y se trabajó con las mismas condiciones de pulpa, por lo que la humedad final alcanzada en cada secador se puede deducir que está influenciada principalmente por la variable experimental. No se descartan otras variables no previstas.

Según el resultado estadístico, dentro de los rangos experimentales, la humedad es linealmente dependiente de la variable experimental evaluada para los tres sistemas de secado. A mayor velocidad de congelación en el liofilizador, mayor flujo de alimentación en el atomizador y menor presión de vacío en la cámara del secador al vacío, se obtuvieron mayores valores de humedad final en el producto.

Si se mantienen fijas todas las demás variables de operación, una pequeña variación en la velocidad de congelación para la liofilización, aumenta sensiblemente el valor de la humedad final. En el rango experimental la velocidad de congelación varió entre 0.5 y 3°C/min y la humedad arrojó valores entre 8.1% y 13.1%. Para el secador por aspersión, es aún mayor la influencia de la variable experimental sobre la humedad; esta varió entre 7.4% y 16.8% en el rango experimental de 0.25 y 0.70 kg/h. Para el secador al vacío, la pendiente es muy baja, indicando que la sensibilidad de la humedad por cambios de presión es baja. En un rango de 200 a 550 mbar la humedad cambió entre 11.8 y 15.5%.

Estos resultados permiten predecir los valores que se deben fijar de la variable independiente para alcanzar una humedad final deseada dentro de los rangos de las variables experimentales definidas en este trabajo. Poder establecer una correlación matemática para la humedad en los tres sistemas de secado, es una conclusión importante, ya que es difícil poder monitorear la humedad durante el proceso y encontrar el valor final esperado de esta propiedad.

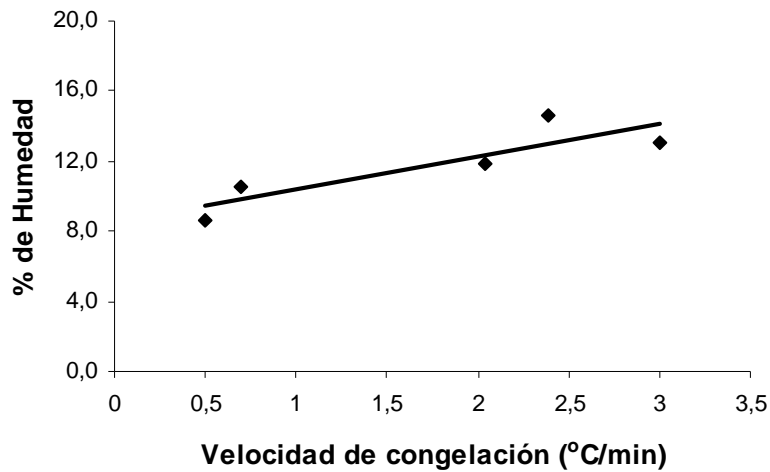


Figura 7. Curva de regresión ajustada para el % de Humedad de polvo de guanábana liofilizado

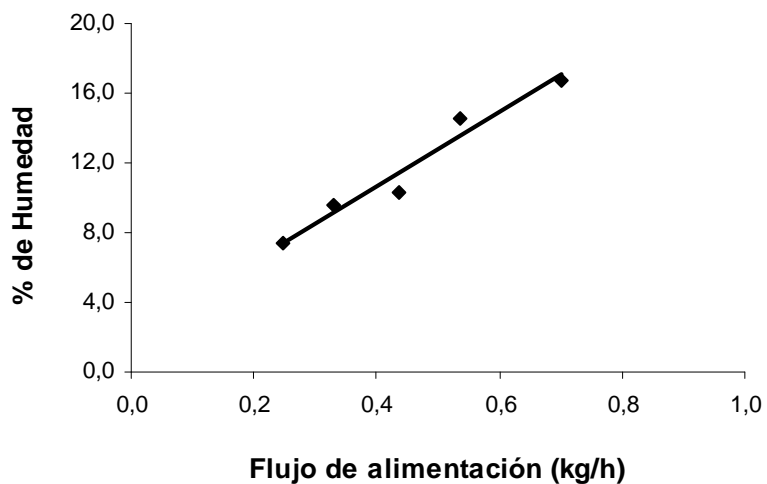


Figura 8. Curva de regresión ajustada para el % de Humedad de polvo de guanábana secado por aspersión

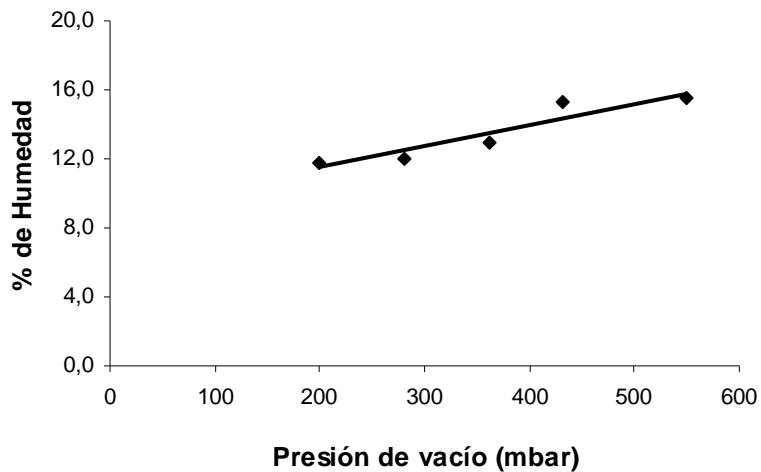


Figura 9. Curva de regresión ajustada para el % de Humedad de polvo de guanábana secado al vacío

4.1.4.2. Solubilidad

Las figuras 10, 11 y 12 muestran los valores del porcentaje de solubilidad obtenidos para los materiales obtenidos por liofilización, secado por aspersión y secado al vacío en función de las condiciones de operación manipuladas para cada tipo de secado. El ANOVA indicó, con un 95% de confianza, que esta variable tiene una relación lineal con la velocidad de congelación para la liofilización, dentro de los rangos experimentales. A partir de los datos experimentales el % de solubilidad no se pudo correlacionar estadísticamente con el flujo de alimentación en el secado por aspersión ni con la presión de la cámara en el secado al vacío.

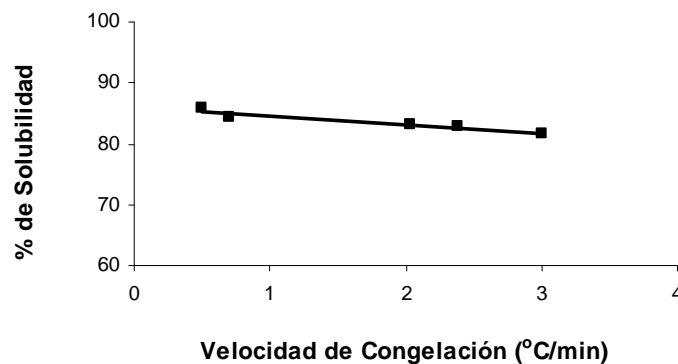


Figura 10. Curva de regresión ajustada para el % de solubilidad de polvo de guanábana liofilizado

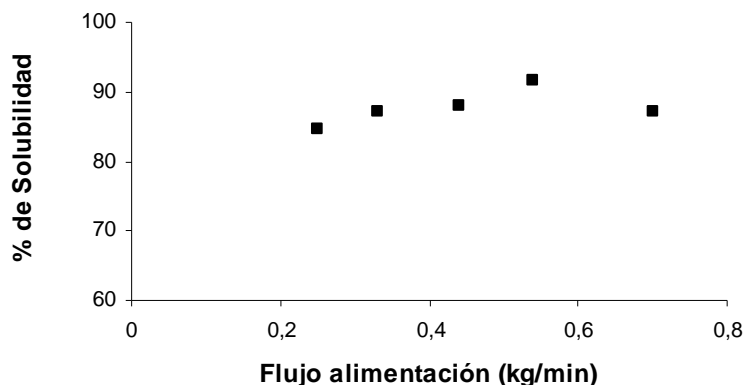


Figura 11. Variación del % de solubilidad de polvo de guanábana secado por aspersión

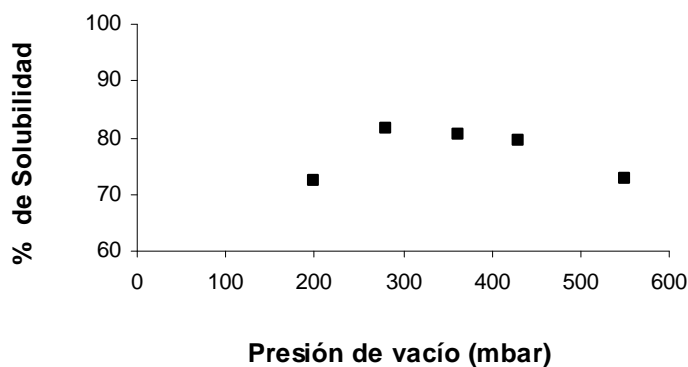


Figura 12. Variación del % de solubilidad de polvo de guanábana secado al vacío

En general, los valores hallados del porcentaje de solubilidad de los polvos deshidratados de guanábana fueron comparables con los resultados obtenidos para la pulpa de mango con adición de maltodextrina (~ 90%) (Cano-Chauca et al., 2005). Para el secado por aspersión la solubilidad fluctuó entre 84.8% y 91.5%, mientras que para el polvo liofilizado varió entre 81.5% y 85.8% y para el secado al vacío entre 72.3% y 81.5%. Los valores un poco mayores de la solubilidad en polvos secados por aspersión podrían ser un indicador de un mayor contenido de maltodextrina y menor cantidad de fibra no soluble que en los polvos obtenidos por los otros dos sistemas de secado o a un mayor grado de superficies amorfas pues los sólidos amorfos tienen una mayor solubilidad y velocidad de disolución (Gombas et al., 2003) (Yu, 2001).

4.1.4.3. Humectabilidad

Si bien hay diferencias entre los valores de humectabilidad para un mismo método de secado a diferentes valores de la variable experimental, se encontró que la humectabilidad no se ajusta a ningún modelo en función de la velocidad de congelación para el liofilizador y del flujo de alimentación para el secado de aspersión. El ANOVA permitió establecer que la variación de la presión de vacío son explicadas con esta variable con el 95% de confianza mediante un modelo polinomial de segundo orden dentro de los rangos experimentales. En las figuras 13, 14 y 15 se muestra el comportamiento de los datos experimentales para los tres métodos de secado y las curvas ajustadas. Para los otros dos sistemas de secado no se establecieron correlaciones.

Durante el proceso de humectación, hubo una fracción de partículas que no se sumergió y formaron unas láminas gelatinosas que permanecieron en la superficie. Esta fracción se separó y pesó, siendo en todos los casos, menor del 1% del peso de la muestra. (Kim et al., 2002), encontraron igual comportamiento con leche entera y descremada, y largos tiempos de humectabilidad (superiores a 15 min), sugiriendo que el fenómeno se debe a la presencia de proteína en la superficie. En el caso del polvo de guanábana, es posible que parte de la fibra no soluble, sea la que haya permanecido en la superficie.

Es evidente la gran diferencia en tiempo que requieren los polvos de guanábana secados por aspersión, con relación a los secados por vacío y liofilizado, siendo este último el que mostró menores tiempos de humectabilidad. Los polvos obtenidos por aspersión, presentaron un tamaño de partícula muy fino, y por lo tanto una relación área/masa mucho mayor, condición esta que favorece la formación de grumos durante la humectación, quedando las partículas cubiertas por una capa superficial mojada que impide que el agua penetre fácilmente al interior de las partículas del grumo. Nuevamente hay una correspondencia entre los tamaños de partícula pequeños para los polvos obtenidos por aspersión y el tiempo de humectación (valores entre 13.2 y 36.6 min), a diferencia de los liofilizados y secados al vacío que estuvieron en rangos entre 0.36 y 1.50 minutos. Se deduce entonces de los datos experimentales, que los polvos más finos obtenidos por aspersión se presentaron con los flujos de alimentación mayores, y consecuentemente tiene mayores tiempos de humectabilidad y menores valores de densidad aparente. En este mismo sentido, (Chegini, Khazaei, Ghobadian, & Goudarzi, 2008) encontraron que la humectabilidad es mayor con el aumento del flujo de alimentación para secado por aspersión de polvo de naranja.

Las partículas más grandes se sumergen más rápido que las pequeñas, por la diferencia de peso, pero adicionalmente, los polvos liofilizados que presentaron mayor densidad aparente, en orden de mayor a menor velocidad de congelación, tuvieron menores tiempos de humectabilidad. Se asume entonces que en los polvos liofilizados la porosidad aumenta a menor velocidad de congelación, y que además presentan una porosidad ligeramente mayor que los polvos secados al vacío y mucho mas grande con relación a los secados por aspersión. Partículas grandes y densas generalmente se

sumergen más rápido, pero la presencia de aire dentro de ellas puede afectar su capacidad de hundimiento (Barbosa-Cánovas et al., 2005). Poros grandes, aumentan la velocidad de humectación en la mayoría de los casos (H. Schubert, 1993).

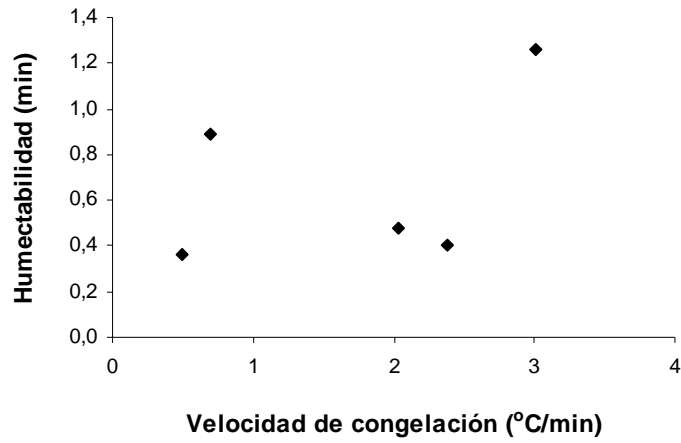


Figura 13. Variación de la humectabilidad en polvo de guanábana secado por liofilización

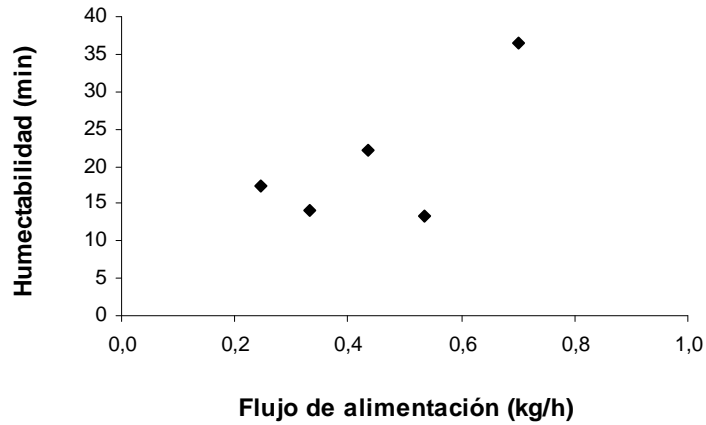


Figura 14. Variación de la humectabilidad en polvo de guanábana secado por aspersion

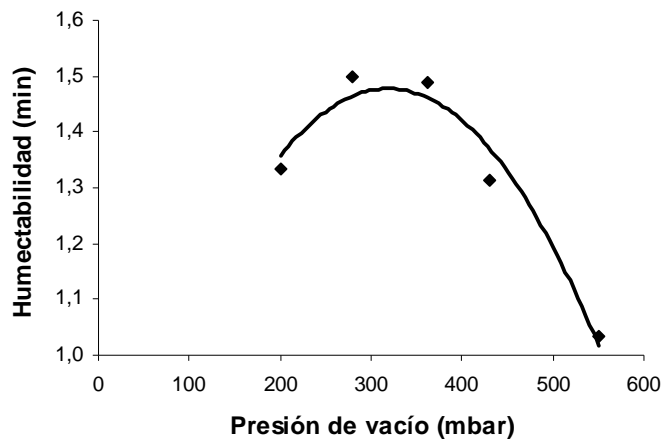


Figura 15. Variación de la humectabilidad en polvo de guanábana secado al vacío

Como se ha dicho antes, durante el secado por aspersión hubo alta retención de pulpa en las paredes de la cámara, lo que se refleja en la gran diferencia entre los contenidos de fibra de los polvos de guanábana secados por aspersión y los polvos secados por liofilización y vacío. Esta condición podría explicar la variación en los tiempos de humectación para los diferentes sistemas de secado; ya que es de esperarse que la composición influya grandemente en la humectabilidad de los polvos, así como la presencia de componentes hidrofóbicos también deteriora la humectabilidad del producto (Brennan et al., 1998).

La humectabilidad tiene una correlación lineal negativa con el contenido de azúcar (Kim et al., 2002); una buena humectabilidad no necesariamente lleva a una alta solubilidad. No es posible asegurar esta relación con todos los polvos de guanábana, pero sí se puede decir que en general los contenidos de azúcares son altos y la humectabilidad es baja: tiempos de humectación mayores de 1 minuto en los polvos secados al vacío y mayores de 13 minutos por aspersión. Para los polvos liofilizados, seguramente hay una alta influencia del tamaño de partícula para haber obtenido tiempos más bajos de humectabilidad en el rango de las velocidades de congelación experimentales. Este resultado corresponde con la variación de la densidad aparente de los polvos liofilizados, siendo el de mayor valor el que arrojó mayor tiempo de humectabilidad y menor valor de densidad aparente, tiempos más cortos de humectación.

(Chegini et al., 2008), obtuvieron tamaños partícula de 28.09 micrómetros y una humectabilidad de 32.93 segundos para polvo de jugo de naranja secado por aspersión. (Barbosa-Cánovas et al., 2005) indican menores tiempos de humectabilidad (variaciones entre 120 y 4 segundos) con tamaños de partícula menores en leche en polvo secada por atomización.

4.1.5. Color

Para evitar la influencia del despulpado sobre el color debido a la oxidación enzimática, lo cual lleva a obtener un producto de color menos claro y más opaco, se realizaron las mediciones del color a la muestra patrón (pulpa de guanábana con MD) después de despulpada y almacenada congelada. No se tomaron valores de los parámetros de color para las muestras de polvo de guanábana secado al vacío a 200 mbar de presión porque se endurecieron imposibilitando su maceración. En la tabla 13 se resumen los valores experimentales de los diferentes parámetros de color de los polvos de guanábana y de la pulpa.

Tabla 13. Parámetros de color de la pulpa y de los polvos de guanábana con MD obtenidos por liofilización, aspersión y vacío

PULPA CON MALTODEXTRINA (PATRÓN)							
	L*	a*	b*	Y	ΔE^*	h_{ab}°	Ca*b*
	69.5939	-0.6536	12.3956	40.1748	70.6921	-1.5181	12.4128
	69.0536	-0.7838	12.2768	39.4188	70.1406	-1.5070	12.3018
	68.8275	-0.9369	12.2129	39.1053	69.9088	-1.4942	12.2488
Velocidad congelación (°C/min)	LIOFILIZADOR						
0.500	84.1535	2.3502	15.5833	64.3709	85.6175	1.4211	15.7595
0.696	85.7147	2.0457	15.4448	67.4602	87.1523	1.4391	15.5797
2.040	86.7870	1.6662	13.3491	69.5734	87.8263	1.4466	13.4527
2.382	89.2300	0.5838	11.6989	74.6750	89.9988	1.5209	11.7134
3.006	88.0482	0.9506	11.3590	72.1815	88.7884	1.4873	11.3987
Flujo de alimentación (Kg/h)	ASPERSIÓN						
0.2470	95.2382	0.0399	5.2337	88.1841	95.3819	1.5632	5.2338
0.3310	91.8927	0.2485	9.1450	80.4650	92.3472	1.5436	9.1484
0.4360	95.4716	-0.0445	4.1825	88.7424	95.5633	-1.5601	4.1827
0.5360	92.4852	0.5631	8.2892	81.7971	92.8575	1.5030	8.3083
0.7020	94.3409	0.2732	4.9626	86.0683	94.4717	1.5158	4.9701
Presión vacío (mbar)	VACÍO						
280	81.6090	2.9110	17.6739	59.5862	83.5570	1.4078	17.9127
362	81.2746	2.8836	16.8184	58.9733	83.0617	1.4011	17.0638
431	83.6890	2.2637	15.4365	63.4773	85.1314	1.4252	15.6016
550	84.0119	2.4165	15.8159	64.1061	85.5285	1.4189	15.9996

Las figuras 16, 17 y 18 muestran los valores promedio de los parámetros de color L*, a*, b*, Y, h_{ab}° , el croma C_{ab}^* , a^*-b^* y ΔE con respecto a la pulpa, (ecuaciones 15, 16 y 17), de los polvos de guanábana con MD secados por liofilización, aspersión y vacío a diferentes valores de las variables experimentales.

Los polvos deshidratados de guanábana liofilizados y secados al vacío, mostraron altos contenidos de fibra, la cual tiende a pardearse durante el proceso de secado. Los valores de L^* disminuyeron y los de a^* se incrementaron. Corresponde este resultado con el citado por (Lario et al., 2004).

La remoción de la humedad en ausencia de oxígeno, tal como ocurre en el secado al vacío y en la liofilización, pudo haber impedido la oxidación que produce el pardeamiento en el material, al igual que las menores temperaturas de proceso. Sin embargo actúa en contra del color los largos tiempos de operación, a diferencia del secado por atomización, donde a pesar de las altas temperaturas, el tiempo de exposición es extremadamente corto. Esto podría contribuir en parte a explicar el color tan blanco del producto obtenido en este último secador.

Los valores de luminosidad L^* con respecto al patrón (68.83), fueron mayores en todos los casos, lo cual significa que la luminosidad aumenta en los polvos secos para los tres sistemas de secado, siendo mucho mayor para el de aspersión y menor para el de vacío. Los resultados de L^* indican que los polvos que presentan menor oscurecimiento son los obtenidos por atomización. En este caso, aunque la temperatura del medio calefactor para este método de secado fue de 160°C , el producto no alcanza esta temperatura durante el proceso, adicionalmente el tiempo de exposición es muy bajo (fracciones de segundo). Es posible también que contribuya a la alta luminosidad la presencia de mayor proporción de maltodextrina en los polvos por aspersión, sin embargo el tamaño de las partículas (muy finas) del polvo obtenido por aspersión explican la mayor luminosidad y el color muy blanco alcanzado por estos polvos. Las temperaturas máximas alcanzadas por el producto en el liofilizador (60°C) y en el de vacío (77.5°C) si bien no son muy altas, los tiempos de exposición fueron 6 y 5 horas respectivamente. En correspondencia, los valores de L^* son menores.

Aunque las variación experimental de las velocidades de congelación en el liofilizador, de los flujos de alimentación en el secador de aspersión y de la presión en el secado al vacío fue pequeña, el color se vio afectado por las variables de proceso experimentales. Para el liofilizado L^* disminuyó indicando que se hacen más oscuros a medida que el polvo tiene menos humedad, punto que se obtuvo a la menor velocidad de congelación. Según algunos reportes, el principal factor que afecta el color de los productos liofilizados es la velocidad de congelación; en general, velocidades lentas producen materiales oscuros y las rápidas materiales claros (Mafart, 1994). Igualmente hay reportes para café donde obtuvieron colores extremadamente claros a velocidades de congelación rápidas, y muy oscuros y de sabor no aceptable para velocidades muy lentas (Goldblith et al., 1975). Por lo resultados experimentales se concluye entonces que para el caso de la liofilización de pulpa de guanábana con maltodextrina, se cumplió este enunciado, los valores de L^* disminuyeron a medida que se hizo más lenta la velocidad de congelación, pasó de 88.00 a 84.15 y los valores de a^* aumentaron de 0.95 a 2.35. La misma tendencia se presentó en los polvos secados al vacío y en algunos de los polvos secados por aspersión.

El valor de a^* que es un indicador de la variación del color de verde a rojo y b^* del cambio de azul a amarillo, disminuyeron con el aumento de la velocidad de congelación

durante el liofilizado, y con el aumento de la presión de vacío en el secador al vacío. Posiblemente se debió a que a menores valores de velocidad de congelación, y a mayor presión de vacío, se obtuvieron menores valores de humedad final y por lo tanto mayor concentración de los componentes del color. Esta variación coincide con lo reportado por (Rojas et al., 2004) en tomate de árbol osmodeshidratado. No hubo una tendencia definida para el secado por aspersión. Contrariamente Y , h°_{ab} y C^*_{ab} , aumentan para estos dos secadores, indicando que los colores se hacen más brillantes y más saturados de color.

La diferencia total de color ΔE^* entre la pulpa y los polvos obtenidos por los 3 secadores, calculada mediante la ecuación (17), indicó que los polvos de guanábana liofilizados presentaron la máxima variación del color con respecto a la pulpa con MD, cuando se procesó a mayor velocidad de congelación. Para los polvos secados al vacío se hizo mayor la desviación con respecto al patrón a menor presión de vacío. Para los polvos secados por aspersión, no fue clara la tendencia. Entre tratamientos la menor desviación del color se obtuvo con el secado al vacío, seguida del liofilizado y la mayor para el de aspersión (muy blanco comparado con la pulpa). Seguramente la diferencia entre el vacío y el liofilizado se debió a que los polvos del primero tuvieron una humedad final mayor que los liofilizados y por lo tanto la concentración de los componentes del color fue menor en el secado al vacío.

(Jaya & Das, 2004) indican para pulpa de mango secada al vacío, que la variación del color se afecta más por los largos tiempos de exposición de la pulpa dentro del secador que por las variaciones de la temperatura de los platos del secador al vacío. Sin embargo, considerando que el tiempo total de proceso al vacío, fue el mismo para todos los tratamientos y que para una mayor presión de vacío, el secado se hizo a una menor temperatura, se puede esperar que durante el secado de polvo de guanábana, la diferencia del color en este secador, se deba más a la temperatura. Se encontró que la desviación del color fue menor para las menores presiones de vacío y temperaturas más bajas.

(Nindo et al., 2003) reportan la pérdida del color verde característico de los espárragos, comparados con cinco sistemas de secado (liofilización, lecho fluidizado, microondas, refractancia y bandejas), indicando que los liofilizados presentaron mayor luminosidad. Para grosellas de la India secadas al vacío, se reporta menor pérdida para tratamientos más cortos y a bajas temperaturas (Methakhup et al., 2005).

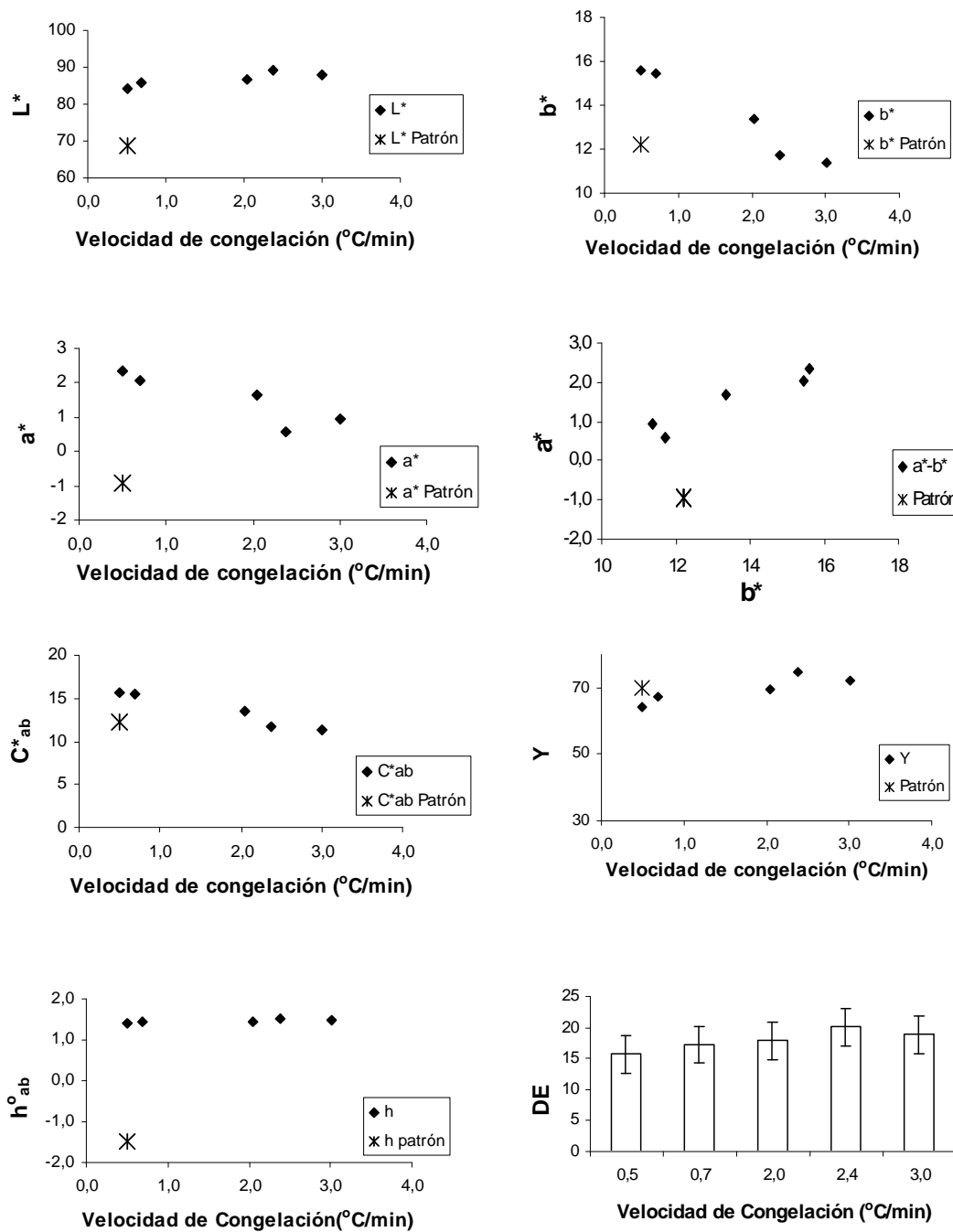


Figura 16. Efecto de la velocidad de congelación en los parámetros de color de los polvos de guanábana liofilizados

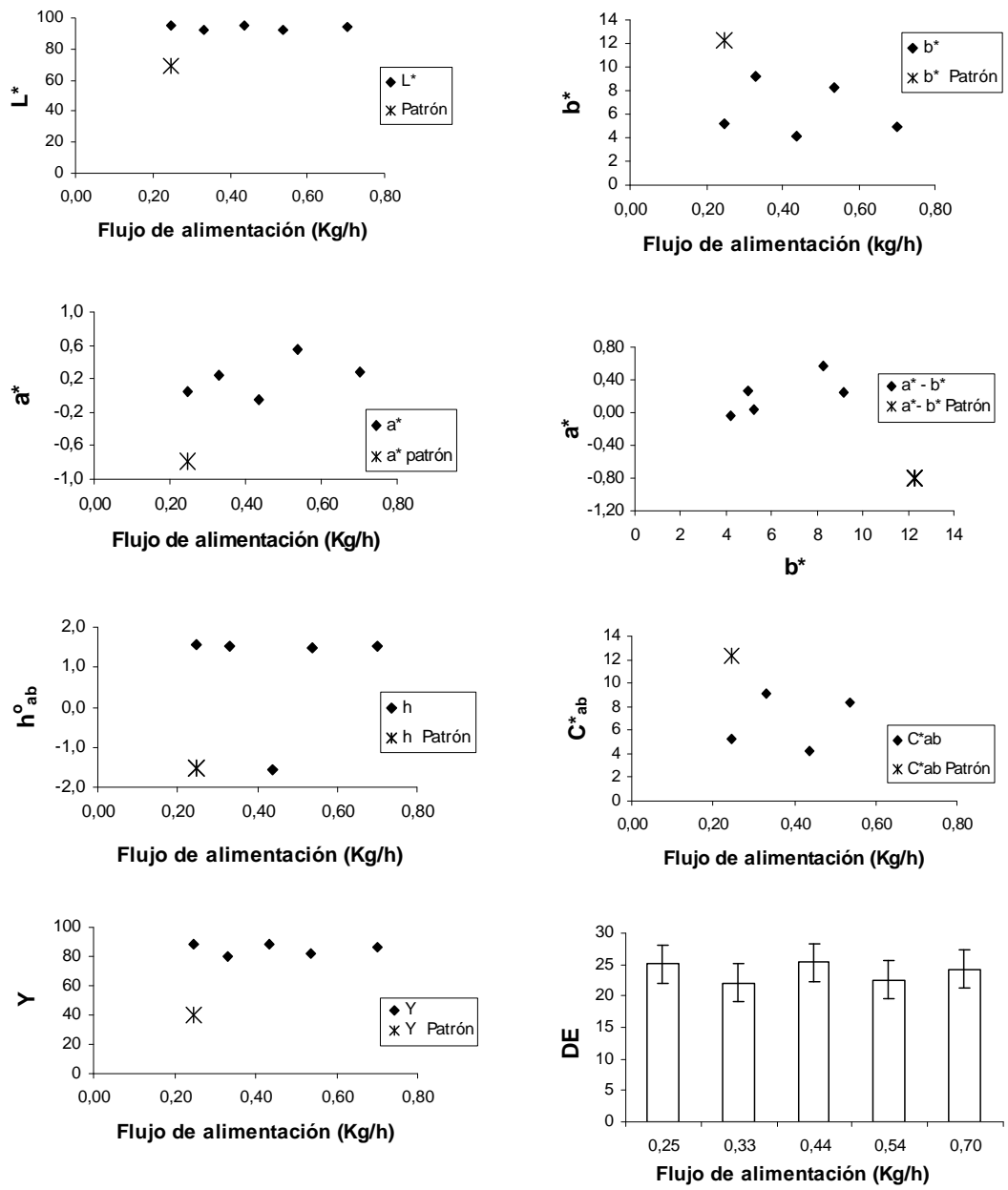


Figura 17. Efecto del flujo de alimentación en los parámetros de color de los polvos de guanábana secados por aspersión

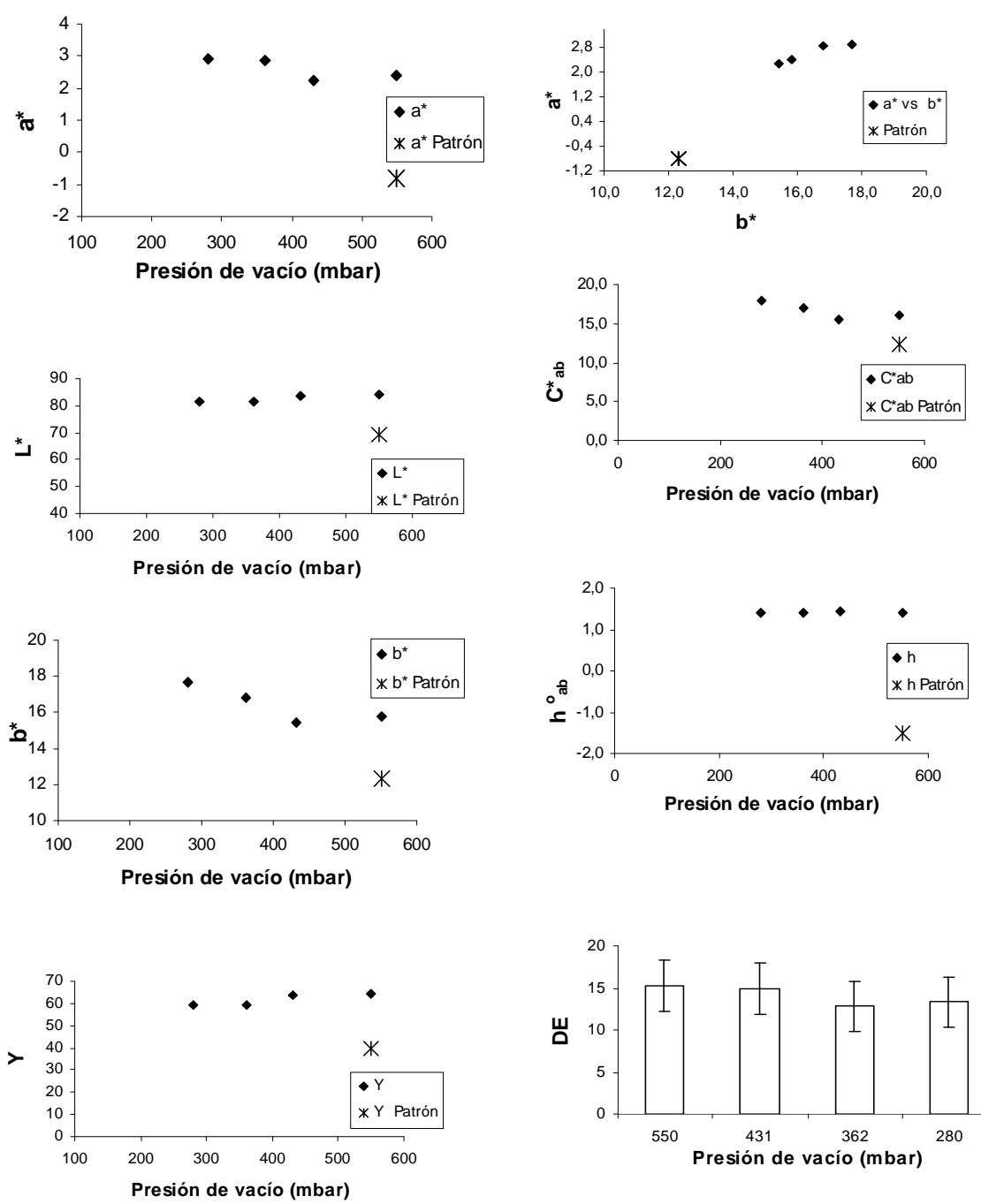


Figura 18. Efecto de la presión de vacío en los parámetros de color de los polvos de guanábana secados al vacío

4.1.6. Vitamina C

Los datos experimentales que se indicaron en la tabla 9 se llevaron a base seca, para poder hacer una comparación entre el contenido de vitamina C en los polvos de guanábana como mg de vitamina C/g de polvo seco con respecto al contenido en la pulpa seca. El ANOVA aplicado, con el 95% de confianza y para los rangos experimentales, mostró que hay ajuste a un modelo polinomial de segundo orden, entre el contenido de vitamina C y la velocidad de congelación en la liofilización y entre esta variable y la presión en el secado al vacío. Para el secado por aspersión, no se estableció estadísticamente una correlación. Las figuras 19 y 21 muestran los datos experimentales y las líneas de tendencia para los productos obtenidos por liofilización y vacío; la figura 20 los datos experimentales para el secado por aspersión.

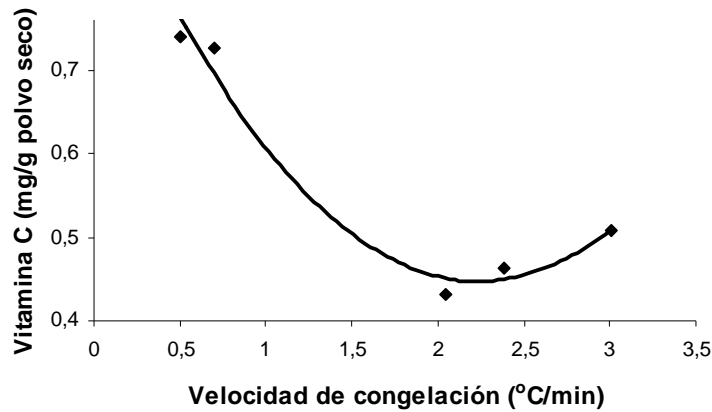


Figura 19. Curva de regresión ajustada para el contenido de Vitamina C en polvo de guanábana liofilizado

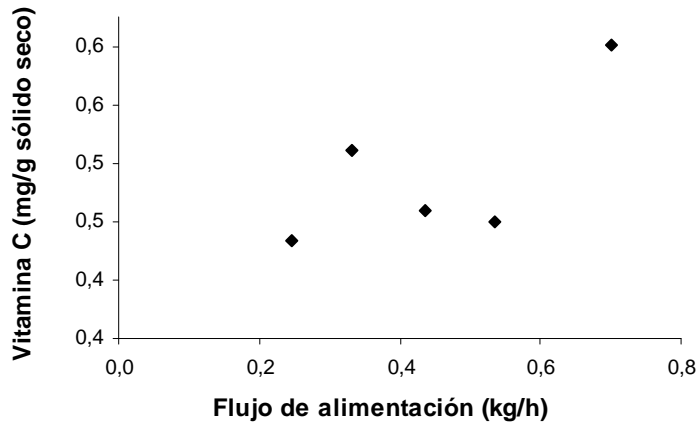


Figura 20. Variación del contenido de Vitamina C en polvo de guanábana secado por aspersión

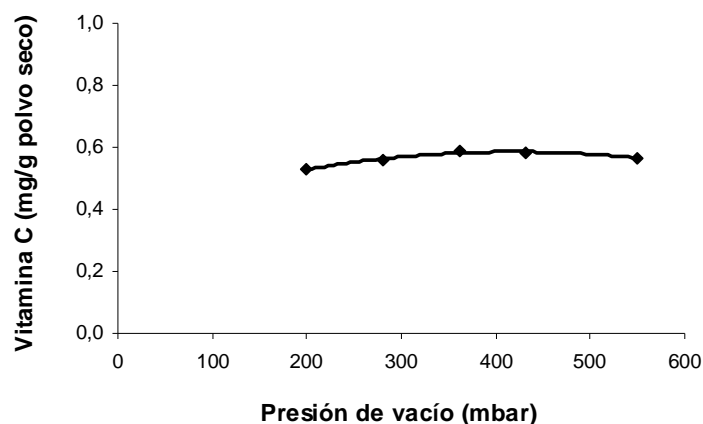


Figura 21. Variación del contenido de Vitamina C en polvo de guanábana secado al vacío

Posiblemente las pérdidas de vitamina C en los polvos liofilizados y secados al vacío, no se debieron a la oxidación de la vitamina ya que en ambos procesos se trabajó con una presión de vacío alta y por lo tanto hubo ausencia de oxígeno en la cámara. Sin embargo las temperaturas del producto fueron del orden de 60 y 75°C y por tiempos prolongados, que junto con la manipulación de la pulpa durante el despulpado, seguramente fueron los principales factores que llevaron a obtener altas pérdidas del contenido de esta vitamina durante estos procesos. Con respecto al contenido de vitamina C de la pulpa de guanábana con MD que fue de 0.97 mg de vitamina C/g de pulpa seca, las pérdidas fueron entre el 23.8% y el 47.5% para los polvos liofilizados, del 38.1% al 51.9% en el secado al vacío y en el secado por aspersión las pérdidas fueron del 39.6% al 45.3%. En éste último, hubo mayor exposición de la pulpa al aire, factor que contribuyó aún más a la degradación de la vitamina C. (Moßhammer et al., 2006) reportan pérdidas del 10% para polvo de cactus liofilizado y del 50 al 55% para secado por aspersión. (Ramos, García, & Pinedo, 2002) evaluaron el efecto de procesos sobre el contenido de vitamina C en Camu-camu y encontraron que durante la congelación lenta se obtuvieron menores pérdidas en la concentración por liofilización siendo del orden del 18 al 25%. Los resultados experimentales de este trabajo se encuentran dentro de estos rangos.

4.2. ISOTERMAS DE ADSORCIÓN DE POLVOS DESHIDRATADOS DE GUANÁBANA

4.2.1. Ajuste de los modelos de las isotermas de adsorción

Los contenidos de humedad de equilibrio (X_{eq}) a 20 °C, 30°C, 40 °C y 50°C, obtenidos experimentalmente para los polvos de guanábana con 55% de MD (bs) en el polvo final, secados por cinco métodos diferentes, se presentan en la tabla 14.

Tabla 14. Datos experimentales de humedad de equilibrio para polvo de guanábana con maltodextrina a 20 °C, 30°C, 40 °C y 50°C

T (°C)	Vacío*		Vibro-Fluidizado*		Aspersión*		Lecho fluidizado*		Liofilización	
	a _w	X _{eq}	a _w	X _{eq}	a _w	X _{eq}	a _w	X _{eq}	a _w	X _{eq}
20	0.070	0.040	0.070	0.056	0.070	0.059	0.070	0.056	0.070	0.039
	0.113	0.049	0.113	0.069	0.113	0.069	0.113	0.069	0.113	0.051
	0.246	0.064	0.246	0.091	0.246	0.113	0.246	0.092	0.246	0.066
	0.331	0.073	0.331	0.103	0.331	0.113	0.331	0.103	0.331	0.083
	0.446	0.088	0.446	0.125	0.446	0.137	0.446	0.125	0.446	0.094
	0.547	0.107	0.547	0.151	0.547	0.156	0.547	0.151	0.547	0.110
	0.655	0.134	0.655	0.189	0.655	0.244	0.655	0.189	0.655	0.147
	0.754	0.182	0.754	0.258	0.754	0.275	0.754	0.258	0.754	0.189
	0.853	0.268	0.853	0.379	0.853	0.378	0.853	0.382	0.853	0.259
	0.907	0.306	0.907	0.434	0.907	0.579	0.907	0.425	0.907	0.312
30	0.069	0.035	0.069	0.050	0.069	0.061	0.069	0.050	0.069	0.036
	0.112	0.042	0.112	0.060	0.112	0.074	0.112	0.060	0.112	0.047
	0.223	0.070	0.223	0.098	0.223	0.109	0.223	0.099	0.223	0.060
	0.324	0.072	0.324	0.103	0.324	0.126	0.324	0.103	0.324	0.068
	0.439	0.088	0.439	0.126	0.439	0.154	0.439	0.126	0.439	0.086
	0.526	0.098	0.526	0.140	0.526	0.171	0.526	0.140	0.526	0.099
	0.635	0.154	0.635	0.217	0.635	0.233	0.635	0.217	0.635	0.138
	0.756	0.184	0.756	0.262	0.756	0.321	0.756	0.262	0.756	0.201
	0.835	0.234	0.835	0.334	0.835	0.408	0.835	0.333	0.835	0.265
	0.900	0.377	0.900	0.533	0.900	0.570	0.900	0.533	0.900	0.325
40	0.066	0.032	0.066	0.045	0.066	0.055	0.066	0.045	0.066	0.034
	0.111	0.040	0.111	0.057	0.111	0.064	0.111	0.057	0.111	0.040
	0.206	0.058	0.206	0.083	0.206	0.086	0.206	0.082	0.206	0.054
	0.319	0.071	0.319	0.101	0.319	0.103	0.319	0.101	0.319	0.063
	0.432	0.088	0.432	0.125	0.432	0.143	0.432	0.125	0.432	0.080
	0.506	0.097	0.506	0.138	0.506	0.161	0.506	0.138	0.506	0.089
	0.615	0.130	0.615	0.184	0.615	0.208	0.615	0.184	0.615	0.121
	0.753	0.187	0.753	0.265	0.753	0.296	0.753	0.265	0.753	0.210
	0.82	0.230	0.82	0.326	0.82	0.376	0.82	0.326	0.82	0.261
	0.893	0.327	0.893	0.464	0.893	0.530	0.893	0.464	0.893	0.340
50	0.059	0.028	0.059	0.040	0.059	0.046	0.059	0.041	0.059	0.029
	0.110	0.036	0.110	0.052	0.110	0.059	0.110	0.051	0.120	0.039
	0.189	0.049	0.189	0.069	0.189	0.079	0.189	0.069	0.189	0.045
	0.314	0.062	0.314	0.088	0.314	0.099	0.314	0.087	0.314	0.059
	0.432	0.088	0.432	0.124	0.432	0.142	0.432	0.124	0.432	0.073
	0.489	0.096	0.489	0.136	0.489	0.155	0.489	0.136	0.489	0.082
	0.599	0.124	0.599	0.176	0.599	0.202	0.599	0.176	0.599	0.129
	0.746	0.181	0.746	0.256	0.746	0.292	0.746	0.256	0.746	0.232
	0.809	0.226	0.809	0.320	0.809	0.365	0.809	0.319	0.809	0.290
	0.884	0.318	0.884	0.450	0.884	0.514	0.884	0.450	0.884	0.387

Datos experimentales suministrados por el co-director Dr Javier Telis Romero, y obtenidos en la UNESP-Sao Pablo.

Los resultados experimentales mostraron que hay una dependencia de las isothermas con la temperatura y con los sistemas de secado. Para una misma a_w , se obtuvieron los menores valores de humedad de equilibrio para los polvos secado al vacío y liofilizados, y los más altos para el polvo secado por aspersión. Este resultado indica que los productos por aspersión, seguramente son más porosos y por lo tanto más higroscópicos que los secados al vacío. Para los polvos obtenidos con el vibrofluidizador y el lecho fluidizado, hubo una alta similitud entre sus resultados. Los valores más bajos indican que los sitios activos en la monocapa son menores o que la cantidad de agua ligada presente en el polvo de guanábana con MD es menor, elemento que repercute directamente en la estabilidad del producto durante el almacenamiento, ya que tiene menor cantidad de agua para un mismo valor de a_w medido a la misma temperatura.

Los parámetros para los modelos de GAB, Oswin, Henderson y Peleg obtenidos para el secado por aspersión, liofilizado, vacío, lecho fluidizado y vibrofluidizado, de la pulpa de guanábana, calculados por regresión no lineal con las ecuaciones (2), (3), (4) y (5), se muestran en las tablas 15, 16, 17 y 18 para las cuatro temperaturas (20 °C, 30 °C, 40 °C y 50 °C); se indican además los valores R^2 , ji-cuadrado χ^2 y el % de error E calculado con la ecuación (17).

Tabla 15. Parámetros para el modelo de GAB obtenidos para las isothermas del polvo de guanábana con MD al 55% (bs)

ASPERSIÓN						
T °C	C	k	Xm	χ^2	R ²	%E
20	38.6739	0.9444	0.0811	0.00045	0.987	6.533
30	21.2918	0.9225	0.0528	0.00004	0.984	2.375
40	15.4845	0.9292	0.0914	0.00002	0.999	3.070
50	11.8622	0.9301	0.0930	0.00003	0.999	3.208
LIOFILIZACIÓN						
20	19.9598	0.8829	0.0637	0.00002	0.998	3.223
30	12.8479	0.9050	0.0629	0.00009	0.992	6.940
40	8.8972	0.9257	0.0618	0.00015	0.989	2.941
50	2.3667	0.9096	0.0850	0.00024	0.988	1.174
VACÍO						
20	21.2418	0.8971	0.0595	0.00008	0.993	4.283
30	30.6645	0.9529	0.0528	0.00024	0.984	7.050
40	16.2651	0.9253	0.0574	0.06824	0.999	1.862
50	11.6750	0.9298	0.0577	0.00001	0.999	2.952
LECHO FLUIDIZADO						
20	19.7358	0.8914	0.0856	0.00020	0.990	4.734
30	30.4596	0.9515	0.0753	0.00033	0.989	6.824
40	16.2843	0.9255	0.0814	0.00001	0.999	1.700
50	11.9499	0.9305	0.0813	0.00002	0.999	3.435
LECHO VIBROFLUIDIZADO						
	20.9659	0.8976	0.0841	0.00015	0.993	4.163
30	29.9079	0.9514	0.0754	0.00032	0.989	6.635
40	16.4759	0.9255	0.0813	0.00001	0.999	6.635
50	11.9241	0.9300	0.0815	0.00002	0.999	2.874

Tabla 16. Parámetros para el modelo de Oswin obtenidos para las isotermas del polvo de guanábana con 55% de MD(bs)

ASPERSIÓN					
T °C	A	B	χ^2	R ²	%E
20	0.1595	0.5430	6.0×10^{-4}	0.980	13.042
30	0.1790	0.5193	1.0×10^{-4}	0.995	7.773
40	0.1647	0.5457	1.0×10^{-4}	0.997	7.099
50	0.1631	0.5604	1.0×10^{-4}	0.998	6.302
LIOFILIZADO					
20	0.1109	0.4603	5.0×10^{-5}	0.995	5.332
30	0.1072	0.5176	1.2×10^{-4}	0.989	8.975
40	0.0964	0.5599	2.2×10^{-4}	0.982	10.370
50	0.1051	0.657	2.3×10^{-4}	0.987	1.251
VACÍO					
20	0.1056	0.4811	1.2×10^{-4}	0.987	23.417
30	0.1037	0.5642	2.5×10^{-4}	0.980	13.163
40	0.1036	0.5353	3.0×10^{-5}	0.997	6.825
50	0.1009	0.5607	2.0×10^{-5}	0.998	6.022
LECHO FLUIDIZADO					
20	0.1493	0.4823	2.4×10^{-4}	0.987	8.634
30	0.1476	0.5617	4.5×10^{-4}	0.982	12.72
40	0.1470	0.5348	7.0×10^{-5}	0.997	11.72
50	0.1429	0.5600	3.0×10^{-5}	0.998	6.081
LECHO VIBROFLUIDIZADO					
20	0.1499	0.4753	3.1×10^{-4}	0.984	8.763
30	0.1477	0.5610	4.7×10^{-4}	0.981	12.789
40	0.1469	0.5354	6.0×10^{-5}	0.997	6.795
50	0.1427	0.5607	4.0×10^{-5}	0.998	6.274

Tabla 17. Parámetros para el modelo de Henderson obtenidos para las isotermas del polvo de guanábana con 55% de MD (bs)

ASPERSIÓN					
T °C	A	B	χ^2	R ²	%E
20	2.0352	1.0439	1.7x10 ⁻³	0.944	23.629
30	2.0295	1.1221	9.4x10 ⁻⁴	0.969	19.695
40	2.0465	1.0738	6.6x10 ⁻⁴	0.976	18.641
50	2.0154	1.0622	5.2x10 ⁻⁴	0.980	17.957
LIOFILIZADO					
20	4.7203	1.2671	2.2x10 ⁻⁴	0.976	12.321
30	3.5398	1.1092	2.5x10 ⁻⁴	0.977	12.917
40	3.0468	0.9820	3.6x10 ⁻⁴	0.971	14.386
50	2.1026	0.8530	2.8x10 ⁻⁴	0.9838	12.050
VACÍO					
20	4.3030	1.1914	3.0x10 ⁻⁴	0.969	18.487
30	0.1037	0.5642	7.0x10 ⁻⁴	0.945	24.073
40	3.5698	1.1018	2.7x10 ⁻⁴	0.974	19.026
50	0.1009	0.5607	2.0x10 ⁻⁴	0.980	18.030
VIBROFLUIDIZADO					
20	2.8324	1.1881	5.9x10 ⁻⁴	0.969	4.163
30	2.1165	1.0245	1.4x10 ⁻³	0.947	23.689
40	2.4335	1.1035	5.4x10 ⁻⁴	0.973	21.712
50	2.3225	1.0631	4.0x10 ⁻⁴	0.980	18.031
LECHO FLUIDIZADO					
20	2.9198	1.2083	6.1x10 ⁻⁴	0.968	18.154
30	2.9198	1.0050	1.4x10 ⁻³	0.946	23.712
40	2.4279	1.1014	5.4x10 ⁻⁴	0.974	19.029
50	2.3204	1.0615	4.0x10 ⁻⁴	0.980	18.008

Tabla 18. Parámetros para el modelo de Peleg obtenidos para las isotermas del polvo de guanábana con 55% de MD (bs)

ASPERSIÓN							
T °C	K ₁	K ₂	n ₁	n ₂	χ ²	R ²	%E
20	1.0713	0.2773	12.5467	0.6993	5.6x10 ⁻⁴	0.986	11.695
30	0.6756	0.2358	6.4975	0.5268	1.0x10 ⁻⁴	0.998	2.984
40	0.6564	0.2263	6.4823	0.5860	7.0x10 ⁻⁵	0.998	3.604
50	0.6573	0.2357	6.5285	0.6432	6.0x10 ⁻⁵	0.998	4.402
VACÍO							
20	0.3281	0.1034	4.5084	0.3481	3.0x10 ⁻⁵	0.998	1.753
30	0.7104	0.1789	11.6519	0.7053	2.1x10 ⁻⁴	0.988	10.915
40	0.4006	0.1407	6.4650	0.5696	2.0x10 ⁻⁵	0.999	2.676
50	0.4072	0.1463	6.5506	0.6463	2.0x10 ⁻⁵	0.999	3.956
LIOFILIZADO							
20	0.3076	0.1242	4.7985	0.4246	7.7x10 ⁻⁶	0.999	12.865
30	0.3617	0.0953	4.1045	0.3394	6.5x10 ⁻⁶	0.999	12.169
40	0.3934	0.0825	4.3956	0.3239	1.4x10 ⁻⁴	0.991	11.528
50	0.5222	0.0683	3.9332	0.2741	1.0x10 ⁻⁵	0.999	12.341
VIBROFLUIDIZADO							
20	0.4657	0.1477	4.5520	0.3544	5.0x10 ⁻⁵	0.998	1.767
30	0.9569	0.2502	11.1333	0.6915	3.8x10 ⁻⁴	0.989	10.149
40	0.5711	0.2004	6.5255	0.5704	4.0x10 ⁻⁵	0.999	7.422
50	0.5753	0.2056	6.5034	0.6391	4.0x10 ⁻⁵	0.999	4.123
LECHO FLUIDIZADO							
20	0.4532	0.1434	4.3396	0.3392	9.0x10 ⁻⁵	0.996	2.166
30	0.9684	0.2508	11.2635	0.6917	3.9x10 ⁻⁴	0.989	10.276
40	0.5707	0.2007	6.5265	0.5732	4.0x10 ⁻⁵	0.999	2.506
50	0.5764	0.2059	6.5295	0.6416	5.0x10 ⁻⁵	0.998	4.378

La figura 22 muestra el ajuste de los modelos de GAB, Oswin, Henderson y Peleg para las isotermas a 20°C de polvo de guanábana con 55% de MD (bs) obtenida por aspersión. Igual comportamiento se presentó con los demás secadores. Los valores de los parámetros correspondientes a cada modelo, indican que la regresión no lineal tiene buen ajuste en todos los casos $R^2 \geq 0.98$, con excepción del modelo de Henderson que tuvo valores de R^2 entre 0.94 y 0.98, y bajo la consideración de que los valores de %E menores del 10% indican una buena aproximación al modelo, se puede concluir que el modelo de GAB es el que mejor se ajusta a los datos experimentales de polvo de guanábana secado por los cinco métodos en el rango de temperaturas evaluado. En todos los casos se vio la dependencia de los parámetros de cada modelo tanto del sistema de secado como de la temperatura, aunque no se estableció en todos los casos una tendencia definida.

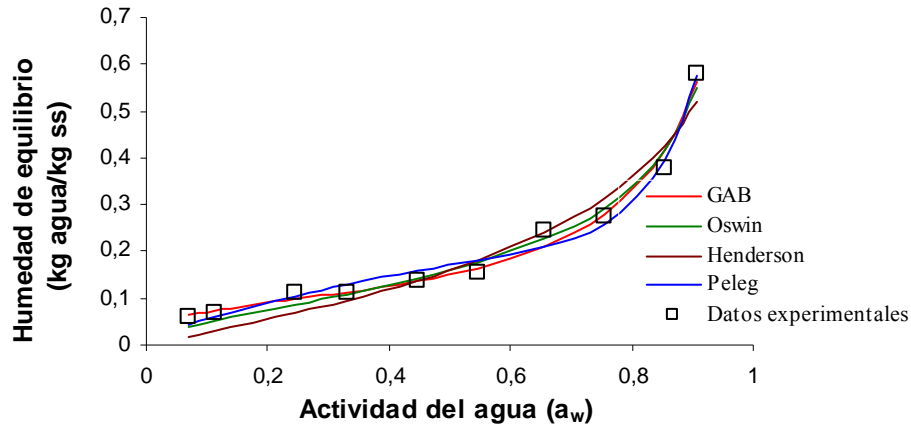


Figura 22. Isotermas a 20°C de polvo de guanábana seco por aspersión ajustadas con GAB, Oswin, Henderson y Peleg

Para la liofilización, los mejores valores de ajuste se dieron con GAB, y Oswin siendo la mayor desviación a 40°C. Para el secado por aspersión, los mejores ajustes se presentaron con GAB y Peleg, y la mayor desviación se dio a la temperatura de 20°C. Para el secado al vacío, los mejores ajustes también fueron con estos dos modelos, presentándose la mayor desviación a la temperatura de 30°C, y los mejores ajustes a las temperaturas mayores. Para el vibrofluidizador, los mejores ajustes se presentaron para las temperaturas de 30°C y 40°C, tanto para el modelo de GAB como para Peleg, siendo ligeramente mejor para el primero. Igualmente estos dos modelos mostraron los mejores ajustes para el lecho fluidizado, y la mayor desviación fue para la temperatura de 30°C. En todos los métodos de secado, el modelo de Henderson presentó desviaciones mayores del 10%.

El ANOVA multifactorial indicó con un 95% de confianza que para un mismo valor de humedad de equilibrio hubo diferencias significativas (p -valor $< \alpha$) entre las isotermas de los polvos de guanábana con MD a las cuatro temperaturas, entre las isotermas para los cinco sistemas de secado estudiados y con respecto a los valores de a_w , siendo los valores del p -valor de 0.0064 para las temperaturas, y de 0.0000 para los otros dos factores.

La figura 23 muestra las diferencias entre sistemas de secado para las isotermas a 20°C ajustadas con el modelo de GAB. Igual comportamiento se presentó con las otras temperaturas.

La forma de las isotermas para el polvo deshidratado de guanábana con maltodextrina, para todos los sistemas de secado, fue sigmoidea, característica del tipo III, correspondiente a productos que tienen componentes cristalinos solubles en agua como los azúcares (Rahman, 1995); además, este resultado también ha sido reportado en trabajos de investigación con pulpas de frutas y productos ricos en azúcares, entre ellos,

papa (Kaymak-Ertekin & Gedik, 2004), lulo (Martinelliy, Giraldo-Gómez, & Telis-Romero, 2008).

Los parámetros de las isothermas modeladas con GAB, que se indican en la tabla 15 presentaron una relación dependiente con la temperatura y con cada sistema de secado. El valor de C disminuyó con el aumento de la temperatura para los 5 sistemas de secado, con excepción del punto a 30°C para algunos datos, indicando que a mayor temperatura, decrece la energía de unión de la primera capa adsorbida. Este resultado corresponde con la ecuación que describe C como una función de temperatura (2.a). Comparando los valores de C para los diferentes sistemas de secado, se pudo observar que tuvo valores de mayor a menor para el polvo de guanábana secado por aspersión, vacío, vibrofluidizado, liofilizado, y lecho fluidizado, a la temperatura de 20°C, (38.67, 21.24, 20.97, 19.96 y 19.74 en su orden), pero a temperaturas mas altas no se mostraron cambios significativos de C entre los diferentes sistemas de secado, a excepción del liofilizado que cayó hasta el valor de 2.37.

Para todos los casos, el valor del parámetro C o constante de Guggenheim del modelo de GAB, fue mucho mayor que 1, siendo los valores más bajos los del vibrofluidizado. Esta constante está relacionada con el calor neto de sorción. Según (Hougen, Watson, & Ragatz, 1972), para isothermas tipo III y valores de C mayores que 1, se puede asumir que el calor de sorción de la monocapa (H_m), es mayor que el calor de condensación (H_l), y que el calor de adsorción es constante para la ocupación de la monocapa.

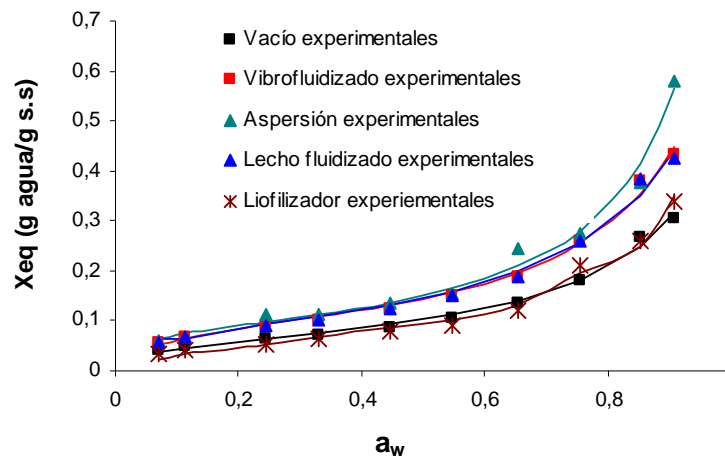


Figura 23. Influencia del sistema de secado en las isothermas a 20°C, ajustadas con el modelo de GAB

Todos los sistemas estudiados mostraron que la constante K obtenida para el modelo de GAB tuvo valores menores que 1, como era de esperarse. K considera las propiedades modificadas del sorbato en la región de la multicapa y las propiedades del líquido. Su variación no mostró una clara dependencia con la temperatura para cada sistema de

secado, pero si hubo leves diferencias entre los sistemas de secado, 0.94436 para aspersión, 0.8971 para vacío, 0.8914 para lecho fluidizado, 0.8976 para vibrofluidizado, y 0.8829 para liofilizado, todas referidas a 20°C. La mayor variación se obtuvo para el secador de aspersión, lo cual se puede explicar con el concepto de que este parámetro tiene una base fisicoquímica, (Rahman, 1995), ya que las propiedades fisicoquímicas de los diferentes polvos de guanábana varían con los diferentes sistemas de secado y en mayor grado para este sistema de secado.

Los valores de X_m obtenidos para el modelo de GAB, y que indican la humedad de saturación de los sitios de adsorción o el contenido de agua correspondiente a la monocapa (kg de agua/kg s.s.), se vieron levemente afectados por el tipo de proceso de secado. Para el polvo de guanábana, las variaciones del agua de la monocapa X_m en el polvo deshidratado, según se indica en la tabla 17, están en el rango de 5.3% a 9.3% para el de aspersión, entre 6.4% y 8.5% para el liofilizado, entre 5.3% y 5.9% para el secado al vacío, 7.5% y 8.4% para vibrofluidizado y entre 7.5% y 8.6% para el lecho fluidizado. No se pudo establecer una relación directa con las temperaturas, pero los resultados obtenidos se encuentran dentro de los rangos para alimentos reportados por diferentes trabajos y compilados por (Rahman, 1995). También correspondió con los resultados obtenidos por (Gabas et al., 2007), donde los valores de X_m para pulpa de piña con MD fueron del 6.0%-6.3% (Gabas et al., 2007); y con los reportados por (Lee & Lee, 2008) que muestran el efecto del sistema de secado sobre X_m .

En la figura 24 se muestra como ejemplo, las isotermas del polvo liofilizado a las 4 temperaturas experimentales. Se ve claramente que la dependencia de las isotermas con la temperatura es muy leve. Se encontró presencia de puntos de inversión para el polvo deshidratado de guanábana con 55% MD (bs). Los puntos de inversión de las isotermas a 20°C y 50°C son entre 0.63 y 0.70 de a_w aumentando ligeramente al aumentar la diferencia de temperaturas. Para el atomizador se presentaron los puntos de inversión para las 4 temperaturas entre 0.23 a 0.25 de a_w .

Para el primer tramo de las isotermas se cumple que a un valor de a_w fijo, a mayor temperatura se obtienen menores valores de humedad. Este resultado es ampliamente demostrado en trabajos con alimentos, sin embargo a partir del punto de inversión, se cambia esta relación (a mayor temperatura, mayor valor de humedad), para todos los sistemas de secado

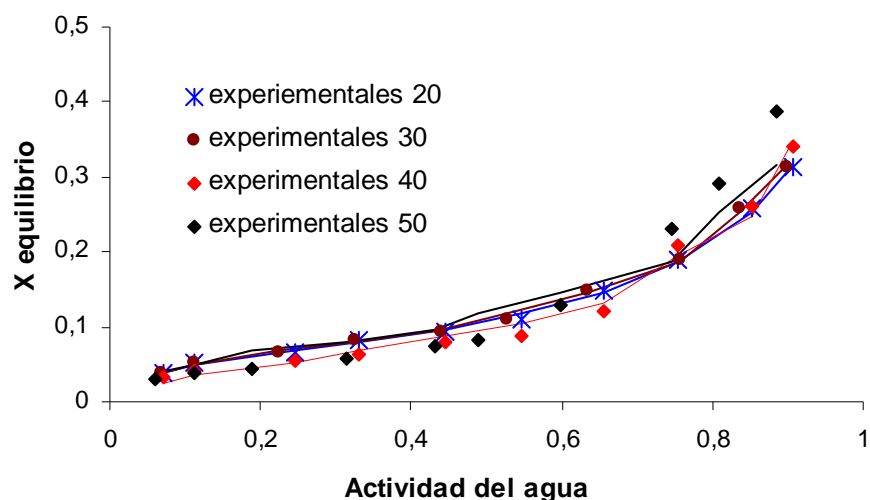


Figura 24. Ajuste de isotermas de adsorción de polvo de guanábana liofilizado

Algunos trabajos realizados con productos alimenticios muestran la presencia del punto de inversión, la cual es explicada por un aumento en la solubilidad de azúcares en agua causados por el aumento de temperatura. Se reportan valores del punto de inversión entre 0.55 y 0.75 de a_w para productos con altos contenidos de azúcar como duraznos, uvas pasas, grosellas, ciruelas, galletas (Rahman, 1995). Otros estudios han reportado este cruzamiento en función de la temperatura en actividades de agua por encima de 0.7 para productos con altos contenidos de azúcar, como es el caso de frutas (Telis-Romero et al., 2005; Tsami et al., 1990).

4.2.2. Determinación de las propiedades termodinámicas derivadas de las isotermas de adsorción.

4.2.2.1. Calor neto isostérico de sorción (q_{st})

Para el estudio de las propiedades termodinámicas se seleccionó el modelo de GAB, por presentar el mejor ajuste con los datos experimentales (R^2 entre 0.983 y 0.999, y %E entre 1.174 y 7.050) lo que corrobora el concepto de muchas investigaciones con alimentos que recomiendan el uso de este modelo. Además las constantes tienen un sentido físico que permiten ser explicadas.

Los valores de las entalpías fueron calculados a partir de la ecuaciones (6) y (8), para el rango de temperaturas de 20 °C a 50°C. De la gráfica de las isotermas de adsorción

$\ln(a_w)$ vs. $1/T$, para una determinada humedad de equilibrio, se calcularon las pendientes ($\Delta H/R$), que corresponden al calor neto isostérico. Ecuación (10).

La figura 25, muestra la relación entre la entalpía o calor de adsorción isostérico y el contenido de humedad del polvo de guanábana con MD para los 5 sistemas de secado y su dependencia del sistema de secado.

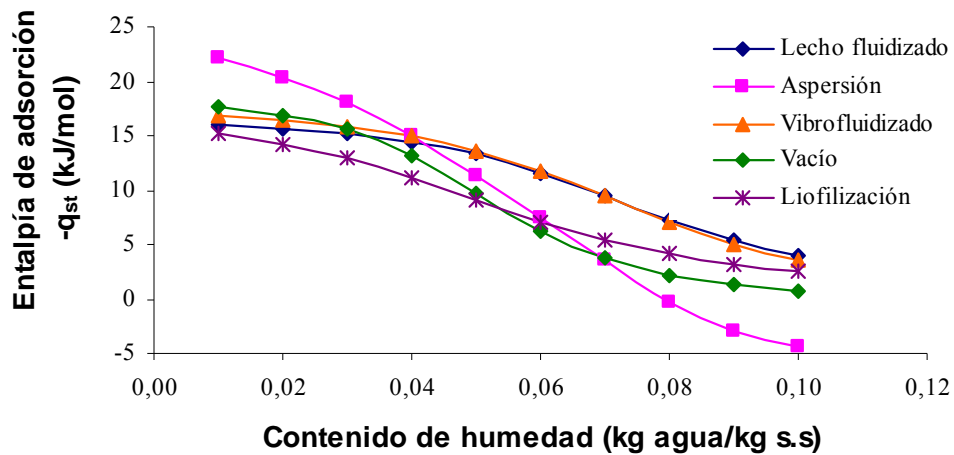


Figura 25. Influencia del sistema de secado sobre el calor neto isostérico de adsorción de agua para polvo de guanábana

Los valores positivos indican que $-q_{st}$ es grande para humedades menores de 0.1 kg agua/kg s.s. para los polvos obtenidos por vacío, liofilización, vibrofluidizado, y lecho fluidizado; para el polvo secado con aspersión los valores positivos se presentaron a humedades menores de 0.08 kg agua/kg s.s. El calor isostérico indica la cantidad de energía adicional que se debe agregar para retirar las últimas trazas de agua. Este resultado es de gran importancia para el diseño de sistemas de secado de pulpa de guanábana. Se cumple para el polvo de guanábana con MD, que a medida que disminuye el contenido de humedad, aumenta la entalpía de adsorción, lo cual indica que se requiere más energía para remover el agua más interna, siendo muy elevado para valores de humedad por debajo de la capa monomolecular (A. H. Al-Muhtaseb et al., 2004b; Chuzel, 1992).

Tabla 19. Correlaciones entre ΔH y la humedad de equilibrio para los cinco sistemas de secado

Vacío	Aspersión	Liofilización	Lecho fluidizado	Vibrofluidizado
$\Delta H = -218.27X + 20.733$ $R^2 = 0.9668$	$\Delta H = -314.8X + 26.587$ $R^2 = 0.9832$	$\Delta H = -154.78X + 17.006$ $R^2 = 0.9868$	$\Delta H = -143.75X + 19.142$ $R^2 = 0.9489$	$\Delta H = -159.87X + 20.28$ $R^2 = 0.9564$

Para el rango de humedades libres, el valor de $-q_{st}$ tiende a desaparecer y los valores negativos se explican como la contribución del proceso endotérmico de la disolución de azúcares presentes (Rahman, 1995). Las curvas se ajustan a una relación lineal según se indican en la tabla 20. (McMinn & Magee, 2003) reportan para la variación de la entalpía una correlación exponencial para la cebolla y de potencia para el tomate.

El calor total de sorción Q_{st} se calculó con la ecuación (7). La figura 26 representa la relación Q_{st}/L_w para diferentes humedades del producto y para los 5 sistemas de secado. Q_{st}/L_w significa el incremento en energía necesaria para evaporar el agua del producto con relación a la evaporación de la misma cantidad de agua pero en estado libre, (Roa, 1992). El valor del calor de evaporación del agua L_w (kJ/kg) se evaluó a la temperatura promedio del rango de temperaturas experimentales (35°C), (McMinn & Magee, 2003) y se tomó de las tablas de propiedades termodinámicas del agua, equivale a 2418.6 KJ/Kg. De la figura 26, se concluye que para secar el polvo de guanábana con MD hasta una humedad final de 0.01 kg agua/kg ss en un secador de aspersión, se requiere un 50.9% más energía que si se evaporara la misma cantidad de agua libre a la misma temperatura. Para llegar a la misma humedad con un secador al vacío se requiere el 40.8% mas de energía, para el vibrofluidizador el 38.9%, para el lecho fluidizado el 36.8% mas y para el liofilizador el menor valor, un 35%. Hasta una humedad de equilibrio alrededor de 0.055 kg agua/kg ss, el liofilizador requiere menos cantidad de energía que los otros secadores para alcanzar la misma humedad. Estos resultados permiten evaluar los costos energéticos para los diferentes sistemas tecnológicos. Para niveles muy bajos de humedad, el secador por aspersión requiere más energía para retirarla, que los demás sistemas de secado. Los resultados coinciden con lo reportado en diferentes trabajos, que indican que mientras más bajo sea el contenido de humedad del producto y mas baja la temperatura de la partícula, mas energía se requiere para su extracción (A. H. Al-Muhtaseb et al., 2004b; Gabas et al., 2007).

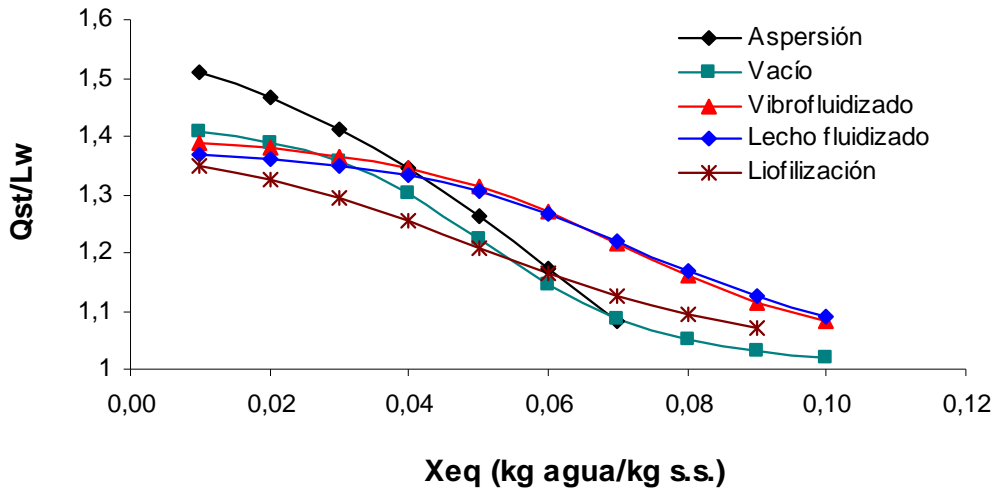


Figura 26. Relación calor de sorción/calor de evaporación del agua para los cinco sistemas de secado

4.2.2.2. Diferencial de entropía

La diferencia de entropía se calculó de acuerdo con las ecuaciones (8) y (9). De las curvas isostéricas $\ln a_w$ vs. $1/T$ a diferentes contenidos de humedad, ecuación (10), se calculan las pendientes que representan los valores de $(-\Delta H/R)$ y los puntos de corte a los valores de $(\Delta S/R)$, correspondientes para cada humedad de equilibrio y para cada sistema de secado.

La figura 27 muestra los resultados de este parámetro. Los valores de entropía obtenidos indican que hay una fuerte dependencia con el contenido de humedad; los datos experimentales se ajustan para los cinco sistemas de secado a una relación polinomial de segundo orden como se muestra en la tabla 20. (McMinn & Magee, 2003) reportan una correlación de potencia para tomate.

Tabla 20. Correlaciones entre ΔS y la humedad de equilibrio para los cinco sistemas de secado

Vacío	Aspersión	Liofilización	Lecho fluidizado	Vibrofluidizado
$\Delta S = -12.109X^2 + 0.6073X + 0.0174$ $R^2 = 0.9676$	$\Delta S = -13.229 X^2 + 0.3982X + 0.0296$ $R^2 = 0.9975$	$\Delta S = -1.6976 X^2 - 0.0623X + 0.0225$ $R^2 = 0.9327$	$\Delta S = -6.3431 X^2 + 0.5537X + 0.0088$ $R^2 = 0.9538$	$\Delta S = -6.3436 X^2 + 0.5026X + 0.0124$ $R^2 = 0.9564$

Los cambios entrópicos, se asocian con las fuerzas de atracción o repulsión que se presentan en la interfase del agua y el sorbente, definiendo el grado de orden o no, que existe en el sistema agua-sorbente y su cuantificación permite ayudar a interpretar los procesos de disolución y cristalización, la diferencia de entropía es proporcional al número de sitios de sorción disponible para un nivel de energía específico (A. H. Al-Muhtaseb et al., 2004b).

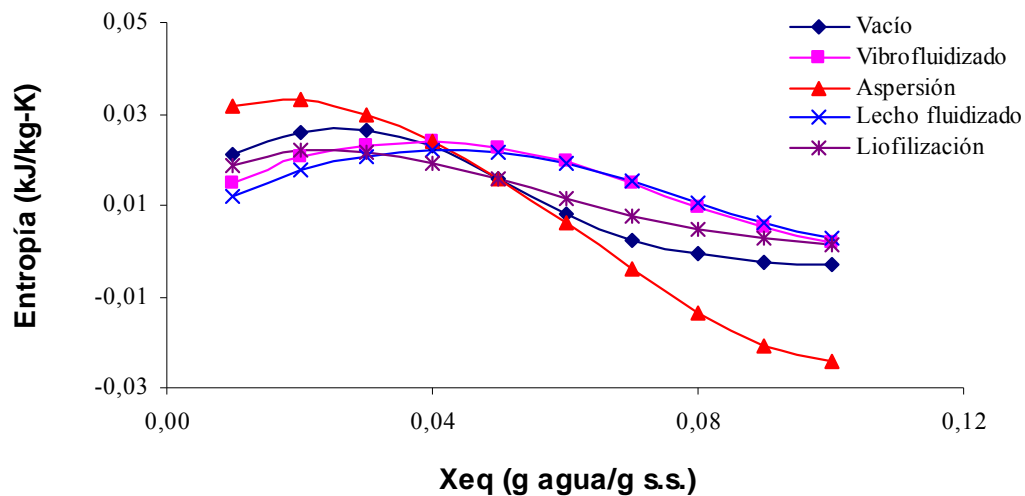


Figura 27. Variación de la entropía para los diferentes sistemas de secado

4.2.2.3. Teoría de compensación entalpía-entropía

Los datos experimentales de $-\Delta H$ y ΔS , se ajustaron a una línea recta, ecuación (11), obteniéndose un R^2 mayor de 0.996 para todos los sistemas de secado. Se asumió que para un contenido de humedad específico, el ΔH y el ΔS no varían con la temperatura (McMinn & Magee, 2003). Los resultados se muestran en la figura 28. Esto indica que la teoría de compensación entalpía-entropía se cumple para el secado de pulpa de guanábana con MD, por aspersión, liofilización, vacío, vibrofluidizado y lecho fluidizado. Al cumplirse la teoría de compensación, la temperatura isocinética T_B , debe ser constante para todos los puntos y proporcional al valor de la pendiente de la recta. Esta temperatura que corresponde a la temperatura a la cual las reacciones de adsorción y desorción ocurren a la misma tasa (McMinn et al., 2005), alcanzó los valores que se muestran en la tabla 21 para los polvos de todos los sistemas de secado evaluados; también se muestran los resultados obtenidos de ΔG evaluados a la temperatura isocinética para los diferentes sistemas de secado estudiados.

Se puede observar que tanto la temperatura T_B , como la energía libre de Gibbs obtenida por regresión lineal, se vieron afectadas por el sistema de secado. La energía libre, varió entre 2.028 kJ/mol para el lecho fluidizado y 5.286 kJ/mol para el de aspersión. Los valores de ΔG obtenidos son positivos y sugieren que el proceso de adsorción no es espontáneo para el polvo de guanábana con MD a T_B .

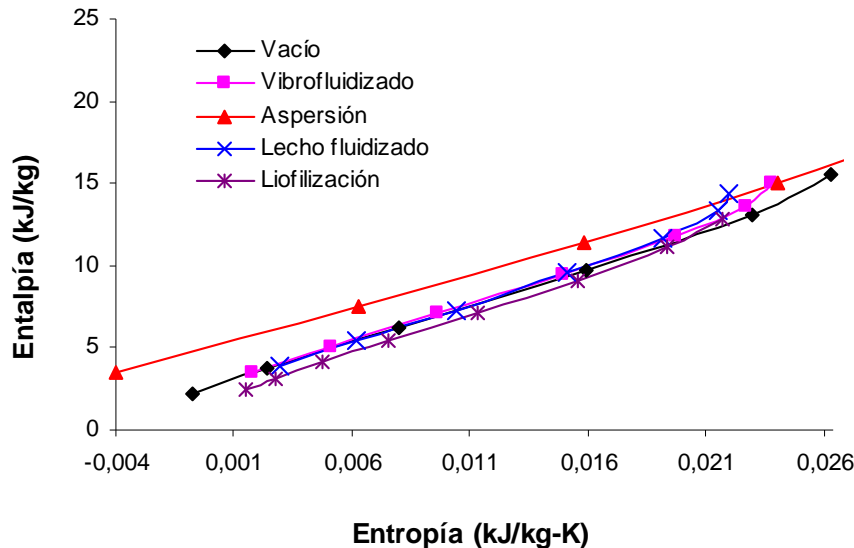


Figura 28. Influencia del sistema de secado en la relación Entalpía-Entropía

Adicionalmente, se realizó el test sugerido por (Krug et al., 1976) citado por (McMinn et al., 2005; Telis-Romero et al., 2005), para corroborar esta teoría. El cálculo de la temperatura armónica media con la ecuación (12), arrojó un valor de 307.74 K. Resultaron ser significativamente diferentes las temperaturas isocinéticas obtenidas para los cinco sistemas de secado con respecto a la temperatura armónica media ($T_B \neq T_{hm}$), lo cual corrobora que el proceso de adsorción de agua para el polvo de guanábana con MD, cumple con la teoría de entalpía-entropía de compensación o teoría isocinética. De acuerdo con (Beristain, Garcia, & Azuara, 1996; Telis-Romero et al., 2005) al ser $T_B > T_{hm}$, se concluye que el proceso de adsorción de guanábana por los cinco métodos, es controlado por la entalpía.

Estos resultados son un poco mayores que los valores reportados para temperaturas isocinéticas para la adsorción de varios materiales, entre ellos papa con 376.6 K (McMinn et al., 2005); mango 463 K (Telis-Romero et al., 2005); pulpa de níspero entre 458 K y 475 K (Telis, Gabas, Menegalli, & Telis-Romero, 2000); piña 342 K y 1.67 kJ/mol de energía libre (Simal et al., 2007).

Tabla 21. Temperatura isocinética y energía libre de Gibbs para cinco sistemas de secado

	Liofilización	Vacío	Aspersión	Vibrofluidizado	Lecho fluidizado
ΔG_{β} (kJ/kmol)	1.4799	2.1763	4.8396	2.2276	2.028
T_B (K)	529.84	530.78	444.77	553.07	511.04
R^2	0.9842	0.9733	0.9923	0.9961	0.9972

4.2.2.4. Calor de sorción de la monocapa

Con la ecuación (13), se calcularon los valores del calor de sorción de la monocapa q_0 y de la humedad de equilibrio de la monocapa X_0 . Los resultados se muestran en la tabla 22 así como el ji-cuadrado y el coeficiente de correlación R^2 .

Tabla 22. Calor de sorción y humedad de equilibrio de la monocapa para polvo de guanábana obtenido por cinco sistemas de secado

Sistema de secado	q_0 (kJ/mol)	X_0 (% bs)	χ^2	R^2
Liofilización	19.891	0.0570	1.034	0.9587
Vacío	25.658	0.0490	4.677	0.9080
Aspersión	29.673	0.0434	5.267	0.9067
Lecho fluidizado	20.288	0.0860	2.993	0.8667
Vibrofluidizado	21.705	0.0794	3.551	0.8712

(Telis-Romero et al., 2005; Telis et al., 2000), obtuvieron valores de q_0 y de X_0 de 12.1 KJ/mol, 10.69 % b.s. y un R^2 de 0.989 para mango y de 15.7 KJ/mol y 10.1% para pulpa de persimmon. Los resultados de este trabajo muestran que los valores de calor de sorción q_0 , para polvo de guanábana con MD y para los cinco sistemas de secado son mayores que los reportados para mango y persimmon, lo cual puede indicar que entre los componentes del polvo de guanábana y la primera molécula de agua hay fuertes interacciones, posiblemente mayores que las de las frutas citadas.

Se pudo concluir que hubo una gran influencia del sistema de secado tanto en la cantidad de agua de la monocapa, como en la cantidad de calor isostérico necesario para su extracción. La humedad de equilibrio de la monocapa X_0 , resultó menor que las de las frutas reportadas arriba, resultado que indica que el agua de la primera capa es menor en el polvo de guanábana que en el de mango y persimmon. Este valor bajo está en correspondencia con el valor mas alto de q_0 , por lo tanto se requiere mayor energía para su extracción. Entre los cinco secadores, el polvo secado por aspersión es el que

necesita mayor energía y tiene la menor cantidad de agua en la monocapa, siendo la más difícil de retirar.

4.3. ANÁLISIS DE COSTOS DE PRODUCCIÓN

4.3.1. Cálculo de las propiedades de los productos

Los cálculos del calor específico y la densidad en función de la composición de la alimentación y de la temperatura en °C para los tres secadores y del producto seco, se hicieron con base en los modelos predictivos reportados por (Orrego, 2003; Rahman, 1995), resumidos en la tabla 23.

Tabla 23. Modelos predictivos para calcular la capacidad calorífica y la densidad de la pulpa de guanábana

$Cp_{\text{carbohidratos}} = 1.5488 + 1.9625 \times 10^{-3} T - 5.9399 \times 10^{-6} T^2$ $Cp_{\text{proteína}} = 2.0082 + 1.2089 \times 10^{-3} T - 1.3129 \times 10^{-6} T^2$ $Cp_{\text{fibra}} = 1.8459 + 1.8306 \times 10^{-3} T - 4.6509 \times 10^{-6} T^2$ $Cp_{\text{grasa}} = 1.9842 + 1.4733 \times 10^{-3} T - 4.8008 \times 10^{-6} T^2$ $Cp_{\text{cenizas}} = 1.0926 + 1.8896 \times 10^{-3} T - 3.6817 \times 10^{-6} T^2$ $Cp_{\text{agua}} = 4.0817 - 5.3062 \times 10^{-3} T + 9.9516 \times 10^{-4} T^2 \quad (-40^{\circ} C \text{ a } 0^{\circ} C)$ $Cp_{\text{agua}} = 4.1762 - 9.0864 \times 10^{-5} T + 5.4731 \times 10^{-6} T^2 \quad (0^{\circ} C \text{ a } 150^{\circ} C)$ $Cp_{\text{producto}} = \sum w_i Cp_i \quad (\text{KJ/Kg} \cdot ^{\circ} C) \quad (20)$
$\rho_{\text{carbohidratos}} = 1.5991 \times 10^3 - 0.31046 T$ $\rho_{\text{proteína}} = 1.3300 \times 10^3 - 0.5184 T$ $\rho_{\text{fibra}} = 1.3115 \times 10^3 - 0.36589 T$ $\rho_{\text{grasa}} = 9.2559 \times 10^2 - 0.41757 T$ $\rho_{\text{ceniza}} = 2.4238 \times 10^3 - 0.28063 T$ $\rho_{\text{agua}} = 9.9718 \times 10^2 + 3.1439 \times 10^{-3} - 3.7574 \times 10^{-3} T^2$ $\rho_{\text{producto}} = \sum w_i \rho_i \quad (\text{Kg/m}^3) \quad (21)$

(Orrego, 2003; Rahman, 1995)

4.3.2. Balances de masa y energía

Para definir las corrientes de entrada a cada equipo para la simulación de los procesos de secado, se requirió hacer los balances de masa y conocer los consumos energéticos de los secadores y de los equipos auxiliares utilizados en la fase experimental. Para ello se tuvieron en cuenta las condiciones de operación de los equipos y la información suministrada a través de catálogos, proveedores, y otras fuentes secundarias. Se fijó como condición final para comparar los tres secadores, una humedad residual del 6%. La figura 29 muestra el esquema de flujo de proceso y en la tabla 24 se muestra el resumen de los balances de masa para cada equipo experimental.

Las operaciones definidas para el proceso fueron:

- El despulpado donde se separó la pulpa (materia seca y agua) de los residuos (semilla, cáscaras y pulpa). No se plantea en este trabajo el aprovechamiento de los residuos, los cuales pueden ser de alto valor económico para otros procesos. Solo se tuvo en cuenta la mano de obra para su disposición en un lugar de recolección.
- El mezclado de la pulpa y la maltodextrina de acuerdo con la dosificación especificada. Para el caso del secador de aspersion, se adicionó otra etapa de mezclado donde se realizó el ajuste de los sólidos de la pulpa con adición de agua.
- La molienda de los productos liofilizados y secados al vacío.
- El empaque de polvos en bolsas de aluminio selladas térmicamente y con una capacidad de 250 g.

La fruta lavada, pelada y descorazonada manualmente, se llevó a la despulpadora donde se realizó la operación de separación de la pulpa y la semilla a la vez que la refinación de la pulpa a través de una malla de 1.5 mm. Los rendimientos de la guanábana en esta operación fueron del 45% en pulpa. Los residuos que se generan, incluyendo las semillas, la cáscara, el corazón y parte de pulpa que se pierde durante el despulpado y el refinado fueron del 55%. Comparando con los porcentajes de pulpa reportados para diferentes variedades de guanábana, 73.5% al 78.4% del fruto (Chaparro, 2004), los residuos incluyen aproximadamente el 28% de la pulpa que se pierde en esta operación.

Para los cálculos del balance de masa en el secador por aspersion, también se tuvo en cuenta el agua adicionada para disminuir los sólidos hasta el 10% y el aire de secado suministrado por el equipo con un 80% de aspiración, que según el catálogo del secador Buchi-191 corresponde a 28 m³/h medidos a condiciones normales. No se consideraron los reprocesos que se presentan durante el proceso de secado especialmente en la operación de molienda.

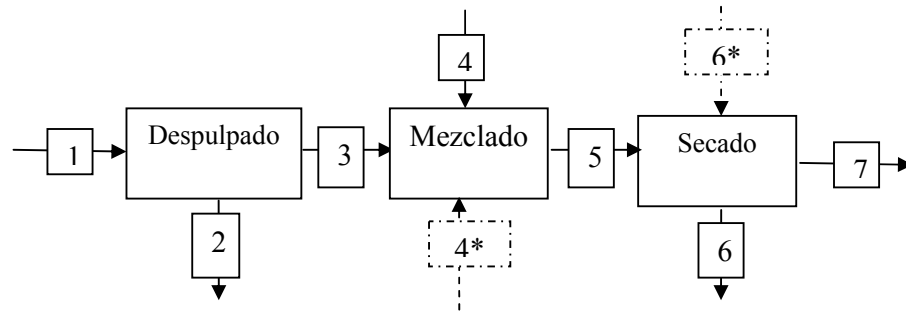


Figura 29. Esquema de operaciones para el balance de masa

Tabla 24. Resumen de los balances de masa

Liofilización y Vacío			
Operación	Corriente	Masa	Fracción másica
Guanábana	1	1 Kg	$X^1 = 0.613$ agua $X^1 = 0.117$ sólidos $X^1 = 0.270$ semilla y otros
Residuos	2	0.55 Kg	
Pulpa	3	0.45 Kg	$X^3 = 0.84$ agua $X^3 = 0.16$ sólidos
Maltodextrina	4	0.099 Kg	
Pulpa+MD	5	0.549 Kg	$X^5 = 0.689$ agua $X^5 = 0.131$ sólidos $X^5 = 0.18$ MD
Agua removida	6	0.371 Kg	
Polvo de guanábana	7	0.182 Kg	$X^7 = 0.06$ agua $X^7 = 0.396$ sólidos $X^7 = 0.544$ MD
Aspersión			
Guanábana	1	0.411 Kg/h	$X^1 = 0.613$ agua $X^1 = 0.117$ sólidos $X^1 = 0.270$ semilla y otros
Residuos	2	0.226 Kg/h	
Pulpa	3	0.185 Kg/h	$X^3 = 0.84$ agua $X^3 = 0.16$ sólidos
Maltodextrina	4	0.041 Kg/h	

Pulpa+MD	5	0.226 Kg/h	$X^5 = 0.689$ agua $X^5 = 0.131$ sólidos $X^5 = 0.18$ MD
Agua adicionada	4*	0.476 Kg/h	
Pulpa+MD+ agua	5	0.702 Kg/h	$X^5 = 0.900$ agua $X^5 = 0.043$ sólidos $X^5 = 0.057$ MD
Agua removida		0.627 Kg/h	
Polvo de guanábana	7	0.075 Kg/h	$X^7 = 0.06$ agua $X^7 = 0.396$ sólidos $X^7 = 0.544$ MD
Aire de secado	6*	33.446 Kg aire /h	$X^{6*} = 0.016$ Kg agua/Kg aire seco
Agua removida +aire	6	34.073 Kg/h	$X^6 = 0.03506$ Kg agua/Kg aire seco

4.3.3. Cálculo de costos anuales de producción

Con la ayuda del simulador SuperPro Designer V.7, se calcularon los costos de producción anuales, para 3 tamaños de equipo diferentes. Los criterios para definir la capacidad de los equipos, fueron el tamaño experimental piloto, y un escalamiento a dos tamaños industriales, 35 Kg/lote de pulpa con MD que ingresa al secador y 100 Kg/lote tanto para el liofilizador como para el secador al vacío. Para el secador de aspersión, que funciona en continuo, se tomó como primer valor la capacidad del equipo piloto, y los siguientes tamaños los equivalentes para producir las mismas cantidades de polvo anual que en los otros dos secadores.

La información necesaria para la simulación de las operaciones más relevantes y para la evaluación económica de cada uno, provino de fuentes secundarias (artículos, informes técnicos, bases de datos, entre otros) y de algunos de los criterios económicos que sugiere el mismo simulador. El SuperPro Designer es un simulador basado en el enfoque modular-secuencial y no ofrece la posibilidad de introducir directamente los modelos matemáticos que describen las operaciones.

El objetivo fundamental al evaluar los costos de producción para dos tamaños de planta definidos en este trabajo, fue poder calcular, con un grado de aproximación relativo ante la inexistencia de información que permitiera calcularlo con mayor rigor, los costos necesarios para producir un kg de polvo de guanábana con MD y poder comparar los tres sistemas de secado. Para la estructura de costos, se consideraron los costos directos, los costos indirectos y los gastos generales de fabricación sobre la base de utilización plena de la capacidad instalada de la planta considerando que se trabaja sin parar en el año.

En los costos directos, los cuales varían para cada volumen de producción, se consideraron las materias primas, la mano de obra directa tanto de operarios como de actividades de supervisión durante la producción, los costos del tiempo para la limpieza en planta, gastos de mantenimiento, depósitos de desechos sólidos, costos de suministros como son los empaques y el etanol necesario para los procesos de congelación y refrigeración, además de los servicios auxiliares requeridos para la producción como fueron la electricidad, el vapor, el agua de enfriamiento y el agua de lavado. Los gastos generales de fabricación se basan en la capacidad de producción anual y la mano de obra directa.

La mano de obra directa se estimó con base en 1.5 s.m.m.l.v. para el operador y 2.5 salarios para el supervisor. Todos los salarios se calcularon con un factor de 1.5 para incluir las prestaciones sociales y parafiscales legales colombianas. Para la operación de despulpado, que incluye el pelado manual, se incrementaron las horas-hombre requeridas, con relación a las demás operaciones.

Las figuras 30, 31 y 32 muestran los diagramas de proceso de las tres plantas productoras de polvo liofilizado, secado por aspersión y al vacío.

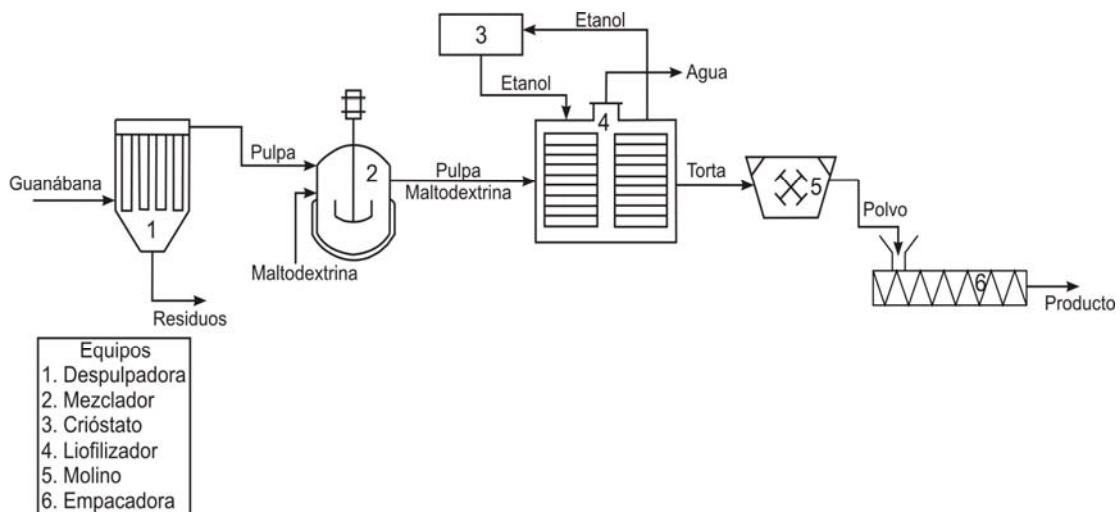


Figura 30. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de polvo de guanábana liofilizado

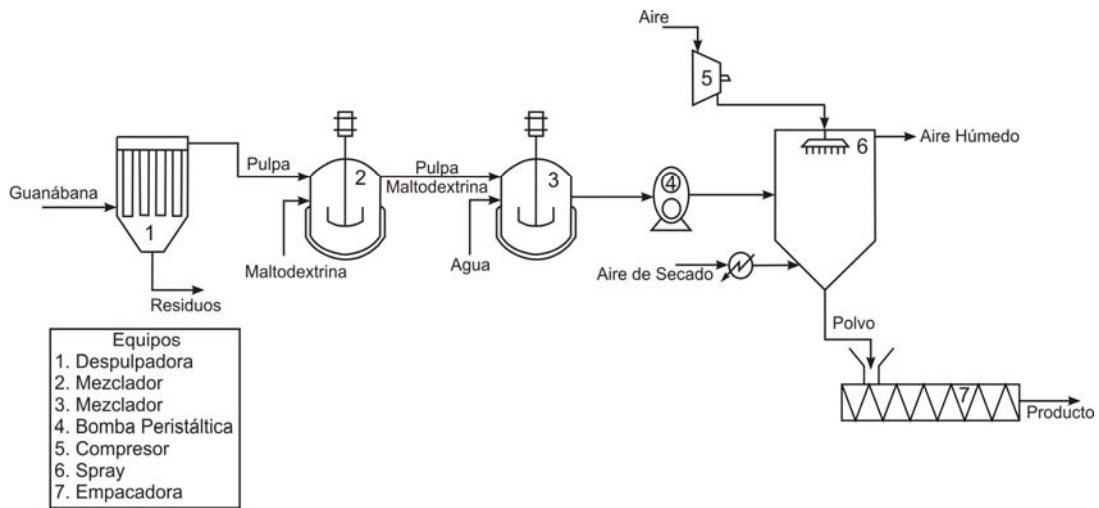


Figura 31. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de polvo de guanábana secado por aspersión

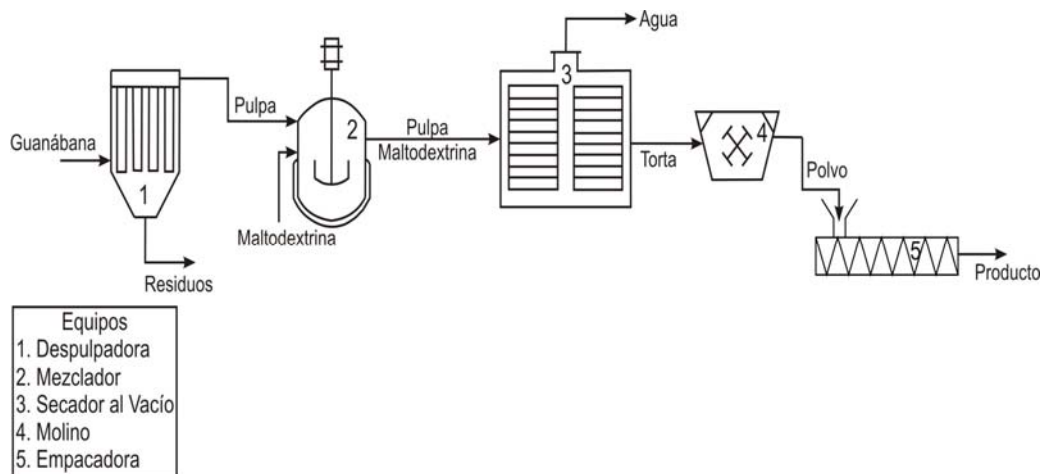


Figura 32. Diagrama de flujo de proceso de la planta productora de polvo de guanábana secado al vacío

Para el cálculo de las materias primas e insumos, se consideraron las que intervienen directamente en el proceso de transformación, las cuales son: fruta fresca, maltodextrina, agua y etanol para las operaciones de refrigeración y congelación; el empaque en bolsas metalizadas de unidades de 250 g de polvo empacado. Los costos se obtuvieron por información de proveedores nacionales y estos incluyen el valor del flete. En la tabla 25 se resumen estos costos y las cantidades requeridas para la producción anual para los dos tamaños de planta evaluados.

Tabla 25. Costos de materias primas e insumos

Materia prima	Costo en pesos/kg	Cantidad promedio requerida en kg para los tamaños evaluados/año	
Guanábana	1780	62000	170000
Maltodextrina	3640	6000	16500
Empaque de aluminio (u)	250	46000	123000

A través de información secundaria de algunos productos comerciales que se ofrecen actualmente y que tienen características similares a las del polvo de guanábana, se encontró que en general los precios en el mercado de estos productos son muy altos. La tabla 26 muestra los valores de algunos de esos productos.

Tabla 26. Precios de productos deshidratados

Producto	Precio en dólares /Kg
Frambuesa en polvo liofilizada	136.6
Café liofilizado en polvo	99.3
Maracuyá entera liofilizada	154.0
Melón liofilizado	26.6
Polvo deshidratado (solar) de tomate	6.3
Jugo de limón en spray	26.3
Extractos de polvo de fruta	105.7
Extracto de polvo de manzanilla	99.3
Plátano deshidratado (aire caliente)	6.6

www.cocineros.info/mundia/ consultada el 26 de julio de 2008

La tabla 27 muestra el resumen de los cálculos teóricos hechos con el simulador SuperPro Designer V.7 para 3 tamaños de capacidad de operación de la planta, siendo el menor tamaño la planta piloto.

Tabla 27. Capacidad de operación de tres tamaños de planta

Item	Unidad	LIOFILIZACIÓN			ASPERSIÓN			VACÍO		
		Piloto	11100 kg/año	32000 kg/año	Piloto	11100 kg/año	32000 kg/año	Piloto	11100 kg/año	32000 kg/año
Tiempo de operación anual	h	7914	7914	7916	7920	7920	7920	7918	7917	7917
Producción anual	kg	321	11124	30567	591.7	11593	32983	465	16038	43306
Producción por lote	kg	0.33	11.48	32.83	-	-	-	0.33	11.48	32.83
Tiempo de residencia por lote	h	8.42	9.08	11.00	-	-	-	5.92	6.58	8.50
Tiempo de residencia del ciclo	h	8.08	8.17	8.50	-	-	-	5.58	5.67	6.00
Número de lotes por año		979	969	931	-	-	-	1418	1397	1319

Las tablas 28, 29 y 30 muestran los equipos mayores que se consideran en cada uno de los procesos, su tamaño y los costos FOB aproximados.

Tabla 28. Equipos mayores para una planta liofilizadora

Secado por liofilización		
Equipos mayores : Especificaciones y costos FOB (precios 2008)		
Costo en pesos y tamaños		
Descripción	Tamaño 1	Tamaño 2
	11.100 kg producto/año	32.000 kg producto/año
Mezcladora	3.000.000	8.000.000
Capacidad	103.99 kg/h	148.70 kg/h
Despulpadora	7.000.000	12.500.000
Tamaño	0.39 m ²	0.41 m ²
Secador	250.000.000	353.500.000
Capacidad de sublimación	23.18 kg	66.30 kg
Molino	7.000.000	15.000.000
Volumen	54.90 L	78.51 L
Empacadora de sólidos	16.000.000	50.000.000
Otros equipos no instalados	2.859.000	4.434.000
Total costos equipos	285.859.000	443.434.000

Tabla 29. Equipos mayores para una planta de secado por aspersión

Secado por aspersión		
Equipos mayores : Especificaciones y costos FOB (precios 2008) Costo en pesos y tamaños		
Descripción	Tamaño 1	Tamaño 2
	11.100 kg producto/año	32.000 kg producto/año
Mezcladora 1	3.000.000	8.000.000
Capacidad	27.86 kg/h	79.27kg/h
Mezcladora 2	3.000.000	8.000.000
Capacidad	13.75 kg/h	39.13 kg/h
Despulpadora	7.000.000	12.500.000
Tamaño	0.39 m ²	0.41 m ²
Secador	97.000.000	153.700.000
Volumen	263.99 L	751.05 L
Compresor	4.000.000	7.000.000
Potencia	0.76 kW	2.15 kW
Empacadora de sólidos	16.000.000	50.000.000
Otros equipos no instalados	1.313.000	2.416.000
Total costos equipos	131.313.000	241.616.000

Tabla 30. Equipos mayores para una planta de secado al vacío

Secado al vacío		
Equipos mayores : Especificaciones y costos FOB (precios 2008) Costo en pesos y tamaños		
Descripción	Tamaño 1	Tamaño 2
	11.100 kg producto/año	32.000 kg producto/año
Mezcladora	3.000.000	8.000.000
Capacidad	103.98 kg/h	148.70 kg/h
Despulpadora	7.000.000	12.500.000
Tamaño	0.39 m ²	0.41 m ²
Secador	110.000.000	200.000.000
Capacidad de evaporación	23.18 kg	66.30 kg
Molino	7.000.000	15.000.000
Volumen	54.98 L	78.62 L
Empacadora de sólidos	16.000.000	50.000.000
Otros equipos no instalados	1.444.000	2.884.000
Total costos	144.444.000	288.384.000

Los resultados del estudio de costos de producción anual se resumen en las tablas 31, 32 y 33. Cada una de ellas muestra el informe de costos planificado para la producción de

polvo de guanábana con MD, indicando los costos por partidas anuales para dos tamaños 11100 y 32000 kg de producto/año y el costo de producción unitario.

Tabla 31. Costos de producción para dos tamaños de planta liofilizadora

Costos de producción Secado por liofilización		
	Tamaño 1	Tamaño 2
	11.100 kg producto/año	32.000 kg producto/año
1. COSTOS DIRECTOS		
1.1. Mano de obra anual		
Operarios	77.343.237	137.066.087
Supervisión	14.367.162	134.268.820
Total	91.710.399	271.334.907
1.2. Costos materias primas por año (en pesos)		
Maltodextrina	86.575.390	237.895.592
Agua	2.890.700	7.943.190
Materia Seca	30.331.265	60.524.349
Semilla	22.024.380	60.519.541
Total	141.821.736	366.882.673
1.3. Costos consumibles por año (en pesos)		
Bolsas de Aluminio	11.385.750	30.723.000
Total	11.385.750	30.723.000
1.4. Costos servicios por año (en pesos)		
Electricidad (kW-h)	15.380.099	40.983.376
Vapor (kg)	943.459	2.592.476
Agua de refrigeración (kg)	34.045	468.931
Etanol (litros)	100.002	200.058
Total	16.457.605	44.244.842
TOTAL COSTOS DIRECTOS	261.375.489	713.185.420
2. COSTOS INDIRECTOS		
Costos indirectos generales	51.757.000	72.836.000
Total	51.757.000	72.836.000
3. GASTOS GENERALES DE FABRICACIÓN (en pesos)		
Gastos generales	41.313.000	91.045.000
Total	41.313.000	91.045.000
TOTAL COSTOS ANUALES DE PRODUCCIÓN		
Total	354.445.489	877.066.420
TOTAL COSTO DE PRODUCCIÓN UNITARIO		
Total Producción anual (kg)	11.124	30.567
Total costo unitario de producto (\$/kg)	31.863.13	28.693.25

Tabla 32. Costos de producción para dos tamaños de planta de secado por aspersión

Costos de producción Secado por aspersión		
	Tamaño 1	Tamaño 2
	11100 Kg producto/año	32000 Kg producto/año
1. COSTOS DIRECTOS		
1.1. Mano de obra anual		
Operarios	73.428.583	122.380.971
Supervisión	57.111.120	114.222.240
Total	130.539.703	236.603.211
1.2. Costos materias primas por año (en pesos)		
Maltodextrina	22.939.348	65.262.444
Agua	22.289.306	63.413.075
Materia Seca	90.257.185	256.781.691
Semilla	3.013.633	8.573.785
TOTAL	138.499.471	394.030.995
1.3. Costos consumibles por año (en pesos)		
Bolsas de Aluminio	11.682.000	32.511.600
Total	11.682.000	32.511.600
1.4. Costos servicios por año (en pesos)		
Electricidad (kWh)	4.815.980	19.510.477
Agua de enfriamiento (kg)	44.524	126.671
Agua de refrigeración (kg)	9.498	37.993
Vapor alta presión (kg)	8.165.492	23.230.824
Total	13.035.494	42.905.966
TOTAL COSTOS DIRECTOS	282.074.669	673.540.171
2. COSTOS INDIRECTOS		
Costos indirectos generales	19.581.000	35.490.000
Total	19.581.000	35.490.000
3. GASTOS GENERALES DE FABRICACIÓN (en pesos)		
Gastos generales	40.695.000	74.046.000
Total	40.695.000	74.046.000
TOTAL COSTOS ANUALES DE PRODUCCIÓN		
Total	354.032.669	815.587.771
TOTAL COSTO DE PRODUCCIÓN UNITARIO		
Total Producción anual (kg)	11.593	32.983
Total costo unitario de producto (\$/kg)	30.538.49	24.727.63

Tabla 33. Costos de producción para dos tamaños de planta de secado al vacío

Costos de producción Secado al vacío		
	Tamaño 1	Tamaño 2
	11.100 kg producto/año	32.000 kg producto/año
1. COSTOS DIRECTOS		
1.1. Mano de obra anual		
Operarios	145.649.881	229.856.634
Supervisión	6.296.104	178.337.044
Total	151.945.986	408.193.678
1.2. Costos materias primas por año (en pesos)		
Maltodextrina	31.752.063	85.740.571
Agua	43.728.253	85.747.964
Materia Seca	124.813.832	337.036.659
Semilla	4.167.458	11.253.450
TOTAL	204.461.607	519.778.644
1.3. Costos consumibles por año (en pesos)		
Bolsas de Aluminio	16.414.750	43.527.000
Total	16.414.750	43.527.000
1.4. Costos servicios por año (en pesos)		
Electricidad (kWh)	19.287.040	50.273.685
Vapor (kg)	1.496.180	4.040.157
Agua de refrigeración (kg)	775.058	2.573.929
Total	21.558.278	56.887.770
TOTAL COSTOS DIRECTOS	394.380.620	1.028.387.093
2. COSTOS INDIRECTOS		
Costos indirectos generales	22.792.000	41.229.000
Total	22.792.000	41.229.000
3. GASTOS GENERALES DE FABRICACIÓN (en pesos)		
Gastos generales	40.290.000	100.395.000
Total	40.290.000	100.395.000
TOTAL COSTOS ANUALES DE PRODUCCIÓN		
Total	457.462.620	1.170.011.093
TOTAL COSTO DE PRODUCCIÓN UNITARIO		
Total Producción anual	16.038	43.306
Total costo unitario de producto (\$/kg)	28.523.67	27.017.30

Los costos de los equipos mayores que se requieren para el montaje de una planta productora de polvo de guanábana liofilizado con una capacidad de 32000 kg/año son

aproximadamente 1.6 veces mayores que una con capacidad de producción de 11100 kg/año. Para la planta de secado por atomización esta relación es de 1.8 y para la de secado al vacío, es aproximadamente el doble. La inversión inicial para una planta de liofilización con una capacidad de 32000 kg/año, si se compara con una planta de secado por aspersión de igual capacidad es 1.8 veces mayor, y 1.5 veces mayor si se compara con una planta de secado al vacío.

La figura 33 muestra la inversión de capital necesaria para la adquisición de los equipos mayores requeridos para los 2 tamaños de planta evaluados, 11100 y 32000 Kg/año.

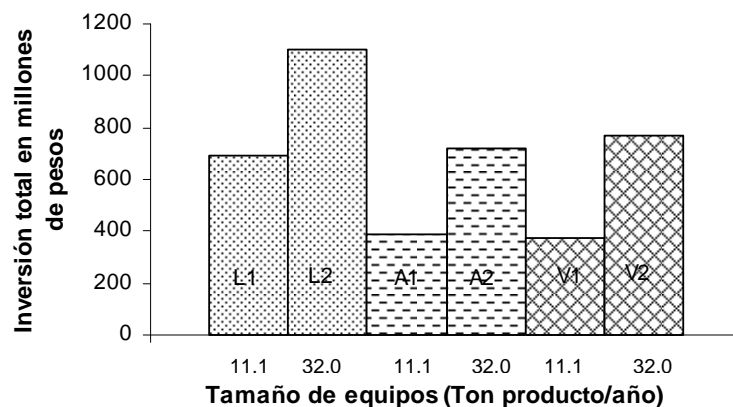


Figura 33. Costos de inversión de equipos para dos tamaños de planta en la producción de polvo de guanábana secado por liofilización, aspersión y vacío

En la figura 34 se observa que el costo de producción por kg de polvo de guanábana liofilizado es ligeramente mayor que si se produce con los otros dos sistemas estudiados y para una misma capacidad de planta. Los costos de producción por kg para la planta de mayor tamaño son de \$28963.3 para el polvo liofilizado, \$27017.3 para el polvo secado al vacío y \$24727.6 para el secado por aspersión. Adicionalmente, entre los dos tamaños de planta liofilizadora evaluados, resulta en un 11% más costoso producir una unidad de producto en la planta de menor tamaño. Para el polvo producido por aspersión, éste costo se incrementa en un 23.5%, y para la planta al vacío solo se incrementa en un 5.6%.

La simulación también permitió calcular los costos de servicios de energía requeridos para cada tamaño de planta. Los resultados muestran que para el proceso de liofilización los costos anuales de estos servicios son aproximadamente de 16.5 y 44 millones para los dos tamaños de planta evaluados; para el proceso de aspersión varían de 13 a 43 millones y para el de vacío de 21.6 y 56.5 millones de pesos al año. Este es uno de los rubros más costosos para la operación del secado al vacío.

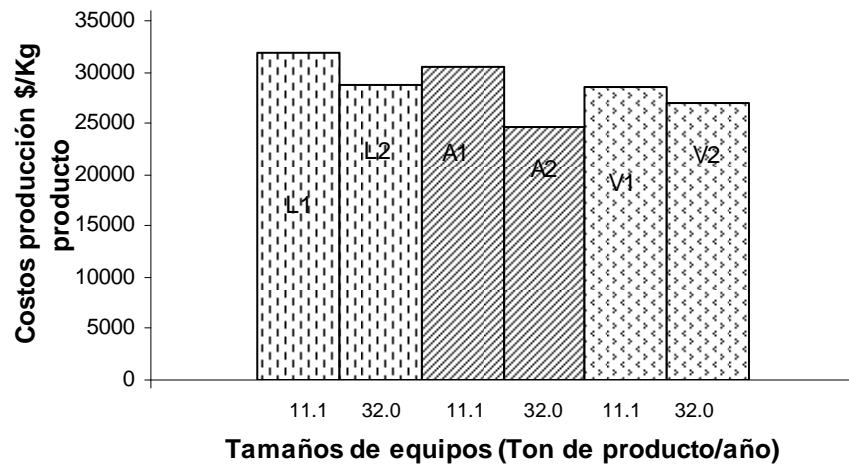


Figura 34. Costos unitarios de producción de polvo de guanábana secado por liofilización, aspersion y vacío y para dos tamaños de planta

5. CONCLUSIONES

Los polvos de guanábana obtenidos por liofilización, aspersión y vacío en general presentaron características de sabor y aroma propias de la guanábana. Los polvos secados por aspersión tuvieron partículas muy finas a diferencia de los otros dos, factor que influyó grandemente en las propiedades estudiadas.

El secado de la pulpa de guanábana a pesar de tener maltodextrina, fue muy difícil en el secador de aspersión, por los contenidos de fibras largas, las cuales ocasionaron taponamiento de la boquilla. Esto requirió adicionar otras operaciones como fueron un filtrado y una dilución de la alimentación hasta 10% de sólidos. Sin embargo en el secado se presentó mucha adherencia de pulpa a las paredes de la cámara, generando grandes pérdidas de material y altos tiempos para la limpieza del equipo. La anterior condición se vio reflejada en los menores contenidos de fibra en el polvo final, altos tiempos de humectabilidad y en características como el color y la granulometría muy similares a la maltodextrina.

Los hallazgos del trabajo permitieron establecer con el 95% de confianza y para los rangos experimentales, que la humedad y la solubilidad tienen una relación lineal con la velocidad de congelación para el secado por liofilización. Igualmente, para la humedad con el flujo de alimentación en el secado por aspersión, y con la presión de la cámara en el secado al vacío, se establecieron relaciones lineales. Para la humectabilidad y la vitamina C con la presión en la cámara del secador al vacío y la vitamina C vs. la velocidad de congelación en el liofilizador, se obtuvieron correlaciones polinomiales de segundo orden. Para la humectabilidad en liofilización y en aspersión y para la vitamina C en aspersión, no se encontraron modelos que relacionen estas variables con las variables experimentales estudiadas en cada sistema de secado.

Las correlaciones matemáticas halladas, pueden ser muy útiles para predecir el comportamiento de estas propiedades con las variables de proceso. Especialmente para poder predecir la humedad final de un producto, ya que esta propiedad no es fácil determinarla directamente durante el proceso.

En general los valores experimentales del porcentaje de solubilidad de los polvos de guanábana fluctuaron entre el 84.8% y el 91.5% para los polvos secados por aspersión; entre el 81.5% y 85.8% para el secado por liofilización y entre 72.3% y 81.5% para el vacío.

La humectabilidad de los polvos cambia grandemente con el tamaño de las partículas. Es la razón por la que se presentaron tiempos muy largos de humectación para los polvos secados por aspersión, en comparación con los liofilizados y los de vacío. Los polvos más finos se obtuvieron por aspersión y para los flujos de alimentación más altos. Así mismo se obtuvieron los menores valores de densidad aparente en este rango.

Para la mayoría de los polvos de guanábana obtenidos, los contenidos de azúcar son altos y la humectabilidad baja. Se obtuvieron tiempos de humectación mayores de 1 minuto en los polvos secados al vacío y mayores de 13 minutos por aspersión. Para los polvos liofilizados, se obtuvieron los menores valores experimentales (entre 0.36 y 1.26 min). Este resultado corresponde con la variación de la densidad aparente de los polvos liofilizados, siendo el de mayor valor el que arrojó mayor tiempo de humectabilidad y el de menor valor de densidad aparente, el tiempo más corto de humectación.

La diferencia total de color ΔE^* entre la pulpa y los polvos obtenidos por los 3 secadores, indican que los polvos de guanábana liofilizados presentan la máxima variación del color con respecto a la pulpa, a mayor velocidad de congelación; en los polvos secados al vacío es mayor a menor presión de vacío y en aspersión, no hay una tendencia definida. Entre tratamientos la menor desviación del color se obtuvo con el secado al vacío, seguida del liofilizado. En general todos los parámetros del color se vieron afectados por el sistema de secado.

Las operaciones previas al secado como son el despulpado y el mezclado, así como las condiciones de secado afectaron grandemente los contenidos de vitamina C del producto. Las pérdidas con respecto a la pulpa con MD, fueron del 12% al 40% para los polvos liofilizados y del 38% al 44% en el secado al vacío. Las mayores pérdidas se presentaron en el secado por aspersión, siendo del orden del 45%, seguramente debido a la exposición de la pulpa al aire.

Se realizó el estudio de las isotermas de adsorción del polvo de guanábana con 55% de MD (bs) y se compararon entre cinco sistemas de secado, liofilización, aspersión, vacío, lecho fluidizado, y vibrofluidizado, estableciéndose que los datos experimentales se ajustan bien con los modelos de GAB, Oswin y Peleg ($R^2 \geq 0.98$) y menor ajuste con el modelo de Henderson ($\%E > 10$). En todos los casos se mostró una dependencia de los parámetros de cada modelo tanto del sistema de secado como de la temperatura.

El ANOVA multivariado mostró que para un valor de humedad de equilibrio, hay diferencias significativas entre las isotermas a las temperaturas experimentales, entre las isotermas y los sistemas de secado y entre los valores de a_w . Para una misma a_w , se obtuvieron los menores valores de humedad de equilibrio para los polvos secado al vacío y liofilizados, y los más altos para el polvo secado por aspersión. Este resultado indica que los productos por aspersión, seguramente son más porosos y por lo tanto más higroscópicos que los secados al vacío. Para los polvos obtenidos con el vibrofluidizado y el lecho fluidizado, hay una alta similitud entre sus resultados

Las isotermas presentaron forma sigmoidea características del tipo III. Igualmente se obtuvo que los valores de humedad de la monocapa son superiores a los de algunas frutas. Para los polvos de guanábana, las variaciones del agua de la monocapa están en el rango de 5.3% a 9.3% siendo los mayores valores para el atomizado.

El modelo de GAB fue el que mejor se ajustó a los datos experimentales de polvo de guanábana secado por los cinco métodos en el rango de temperaturas evaluado.

El parámetro C de GAB hallado para los cinco sistemas de secado, en general, disminuyó con el aumento de la temperatura, indicando que a mayor temperatura, decrece la energía de unión de la primera capa adsorbida. Los valores de C para el polvo de guanábana secado por aspersión, vacío, vibrofluidizado, liofilización y lecho fluidizado, a la temperatura de 20°C , fueron de 38.67, 21.24, 20.97, 19.96 y 19.74 en su orden. A temperaturas más altas, no se mostraron cambios significativos de C entre los diferentes secadores a excepción del liofilizado que disminuyó hasta el valor de 2.37.

El valor del parámetro K aumentó con la temperatura con excepción de los valores para el secado por aspersión. El parámetro X_m , que representa el agua de la monocapa mostró un leve aumento con la temperatura para los secadores de vacío, lecho fluidizado y vibrofluidizado, y disminuyó para los polvos secados por aspersión y liofilización. El valor de X_m cambió significativamente entre los sistemas de secado así: 0.94436 para aspersión, 0.8971 para vacío, 0.89139 para lecho fluidizado y 0.89759 para vibrofluidizado y 0.8829 para liofilización, todos referidos a 20°C .

La humedad de equilibrio de la monocapa X_o , para polvo de guanábana es menor que para otras frutas, lo que indica que el agua de la primera capa es mucho menor en el polvo de guanábana y por lo tanto requiere mayor energía para su extracción. Esto podría explicar los mayores contenidos de humedad residual en el secado de la guanábana.

Se encontró presencia de puntos de inversión, para valores de a_w entre 0.61 y 0.65 para todos los sistemas de secado estudiados, con excepción del de aspersión que presentó los puntos de inversión alrededor de 0.23 de a_w .

Se cumple para el polvo de guanábana con MD, que a medida que disminuye el contenido de humedad, aumenta la entalpía de adsorción, lo cual indica que se requiere más energía para remover el agua mas interna, siendo muy elevado para valores de humedad por debajo de la capa monomolecular. Los resultados indican que para secar el polvo de guanábana con MD hasta una humedad final de 0.01 kg agua/kg ss obtenido en un secador de aspersión, se requiere un 50.9% más de energía que si se evaporara la misma cantidad de agua libre a la misma temperatura. Para llegar a la misma humedad con un polvo secado al vacío se requiere el 40.8% mas de energía, para el vibrofluidizado el 38.9%, para el del lecho fluidizado el 36.8% mas y para el liofilizado el menor valor, un 35%. Hasta una humedad de equilibrio alrededor de 0.055 kg agua/kg ss, el liofilizado requiere menos cantidad de energía que los otros polvos. Estos resultados permiten evaluar los costos energéticos para los diferentes sistemas tecnológicos. Para niveles muy bajos de humedad, el secador por aspersión requiere más energía para retirarla, que los demás sistemas de secado.

Se encontró que mediante una relación lineal, se puede describir adecuadamente la dependencia del calor isostérico de sorción con la humedad de equilibrio en los cinco sistemas de secado. Así mismo, la dependencia de la entropía de adsorción se pudo explicar mediante una relación polinomial de segundo orden.

La energía libre varió entre 2.028 kJ/mol para el lecho fluidizado y 5.286 kJ/mol para el de aspersión. Los valores de ΔG obtenidos son positivos y sugieren que el proceso de adsorción no es espontáneo para el polvo de guanábana con MD a la temperatura isocinética.

Los costos de los equipos mayores que se requieren para el montaje de una planta productora de polvo de guanábana liofilizado con una capacidad de 32000 kg/año son aproximadamente 60% mayores que los equipos con capacidad de producción de 11100 kg/año. Para la planta de secado por aspersión esta relación es del 80% y para la de secado al vacío, es aproximadamente el doble.

La inversión de capital para la compra de los principales equipos necesarios para una planta de producción de polvo de guanábana liofilizado con una capacidad de 32 ton/año, es cerca del 80% mayor que para una planta de secado por aspersión y alrededor del 50% mas alta que para una planta de secado al vacío.

Entre los dos tamaños de planta liofilizadora evaluados, resulta en un 11% mas costoso producir una unidad de producto en la planta de menor tamaño. Para el polvo producido por aspersión, éste costo se incrementa en un 23.5%, y para la planta al vacío solo se incrementa en un 5.6%. El costo de producción por kg de polvo de guanábana liofilizado es ligeramente mayor que si se produce con los otros dos sistemas estudiados y para una misma capacidad de planta.

Los costos de producción por kg para la planta de mayor tamaño, son de \$28963.3 para el polvo liofilizado, cerca del 7% mas bajo para el polvo secado al vacío y un 14.6% menor para el secado por aspersión.

6. RECOMENDACIONES

Se requiere estudiar el comportamiento de los parámetros de calidad de los polvos deshidratados de guanábana con otras variables de proceso, para poder establecer correlaciones multivariadas entre ellos.

Deben evaluarse algunos pre-tratamientos para la pulpa de guanábana antes del secado por aspersión, como es el caso del tratamiento enzimático, con el fin de mejorar los rendimientos del secado por aspersión y facilitar el proceso tecnológico.

Los resultados de la humectabilidad de los polvos de guanábana mostraron gran variabilidad. Se sugiere validar esta técnica para productos de frutas.

Se requiere profundizar en las técnicas de evaluación de las propiedades instantáneas de polvos de frutas, para poder definir normas para el control de calidad de estos productos.

Se deben evaluar alternativas de uso y aprovechamiento de los residuos generados en los procesos de secado, ya que estos pueden constituirse en una buena oportunidad comercial y simultáneamente convertirse en soluciones a los problemas de impacto ambiental que se puedan dar durante el proceso por la generación de residuos orgánicos.

Es necesario realizar una evaluación económica para conocer la viabilidad financiera de montar plantas productoras de polvo de guanábana por los tres métodos de secado estudiados.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Association of official Analytical Chemist Official Methods of Analysis., (2001).
- Adhikari, B., Howes, T., Bhandari, B. R., & Troung, V. (2004). Effect of addition of maltodextrin on drying kinetics and stickiness of sugar and acid-rich foods during convective drying: experiments and modelling. *Journal of Food Engineering*, 62, 53-68.
- Agrocadenas. (2003). *Dinámica sectorial agropecuaria departamental*. Retrieved from.
- Al-Muhtaseb, McMinn, W. A. M., & Magee, T. R. A. (2004a). Water sorption isotherms of starch powders Part 1: mathematical description of experimental data. *Journal of Food Engineering* 61, 297-307.
- Al-Muhtaseb, A. H., McMinn, W. A. M., & Magee, T. R. A. (2004b). Water sorption isotherms of starch powders. Part 2: Thermodynamic characteristics. *Journal of Food Engineering*, 62, 135-142.
- Avila, I. M., & Silva, C. L. (1999). Modelling kinetics of thermal degradation of colour in peach puree. *Journal of Food Engineering* 39, 161-166.
- Badui, S. D. (1999). *Química de los alimentos* (Tercera ed.). México: Addison Wesley Longman.
- Baranauskien, R., Venskutonis, P. R., Dewettinck, K., & Verhé, R. (2006). Properties of oregano (*Origanum vulgare* L.), citronella (*Cymbopogon nardus* G.) and marjoram (*Majorana hortensis* L.) flavors encapsulated into milk protein-based matrices. *Food Research International*, 39, 413-425.
- Barbosa-Cánovas, G., Ortega-Rivas, E., Juliano, P., & Yan, H. (2005). *Food Powders. Physical properties, processing, and functionality*. New York: Kluwer academic/Plenum publishers.
- Beristain, C. I., Garcia, H. S., & Azuara, E. (1996). Enthalpy-Entropy Compensation in Food Vapor Adsorption. *Journal of Food Engineering*, 30, 405-415.
- Bhandari, B., Datta, N., & Howes, T. (1997). Problems associated with spray drying of sugar-rich foods. *Drying Technology*, 15(2), 671-684.
- Bing, L., & Da-Wen, S. (2002). Novel methods for rapid freezing and thawing of foods - a review. *Journal of Food Engineering*, 54(3), 175-182.
- Brennan, J. G., Butters, J. R., Cowell, N. D., & Lilley, A. E. V. (1998). *Las operaciones de la Ingeniería de Alimentos* (J. B. González, Trans. Tercera ed.). Zaragoza: Acribia.
- Cano-Chauca, M., Stringheta, P. C., Ramos, A. M., & Cal-Vidal, J. (2005). Effect of the carriers on the microstructure of mango powder obtained by spray drying and its functional characterization. *Innovative Food Science & Emerging Technologies*, 6(4), 420-428.
- Chaparro, M. C. (2004). *Caracterización de productos hortofrutícolas colombianos y establecimiento de las normas de calidad*. Manizales: CENICAFÉ - SENA.
- Chegini, G. R., Khazaei, J., Ghobadian, B., & Goudarzi, A. M. (2008). Prediction of process and product parameters in an orange juice spray dryer using artificial neural networks *Journal of Food Engineerin*, 84, 534-543.
- Chuzel, G. (1992). *Correlación entre actividad de agua y contenido de agua: equilibrio higroscópico e isothermas de sorción*. Paper presented at the Actividad de agua en alimentos, procesamiento y conservación mediante su control.
- Datta, A. K. (2007a). Porous media approaches to studying simultaneous heat and mass transfer in food processes. I: Problem formulations. *Journal of Food Engineering* 80, 80-95.
- Datta, A. K. (2007b). Porous media approaches to studying simultaneous heat and mass transfer in food processes. II: Property data and representative results. *Journal of Food Engineering* 80, 96-110.

- Erriguible, A., Bernada, P., Couture, F., & Roques, M. A. (2007). Simulation of vacuum drying by coupling models. *Chemical Engineering and Processing* 46, 1274–1285.
- Fellows, P. J. (1994). *Tecnología del procesado de los alimentos: teoría y práctica* (Primera en español ed.). Zaragoza: Editorial Acribia S.A.
- Fernández, A. Q., & Madriñán, C. P. (1992). *Principios y procedimientos experimentales para la obtención de curvas isotermas de sorción*. Paper presented at the Actividad de agua en alimentos, procesamiento y conservación mediante su control.
- Freudig, B., Hoge Kamp, S., & Schubert, H. (1999). Dispersion of powders in liquids in a stirred vessel. *Chemical Engineering and Processing* 38, 525-532.
- Fuchs, M., Turchiuli, C., Bohin, M., Cuvelier, M. E., Ordonnaud, C., Peyrat-Maillard, M. N., et al. (2006). Encapsulation of oil in powder using spray drying and fluidized bed agglomeration. *Journal of Food Engineering* 75, 27-35.
- Gabas, A. L., Telis, V. R. N., Sobral, P. J. A., & Telis-Romero, J. (2007). Effect of maltodextrin and arabic gum in water vapor sorption thermodynamic properties of vacuum dried pineapple pulp powder. *Journal of Food Engineering* 82, 246-252.
- Goldblith, S. A., Rey, L., & Rothmary, W. W. (1975). *Freeze drying and Advance food technology*. London: Academic Press.
- Gombas, A., Antal, I., Szabo-Revesz, P., Marton, S., & Eros, I. (2003). Quantitative determination of crystallinity of alpha-lactose monohydrate by near infrared spectroscopy (NIRS). *International Journal of Pharmaceutics*, 256, 25-32.
- Gutiérrez, P. H., & De la Vara, S. R. (2007). *Análisis y diseño de experimentos*. México: Mc Graw Hill Interamericana.
- Ho, J. C., Chou, S. K., Chua, K. J., Mujumdar, A. S., & Hawlader, M. N. A. (2002). Analytical study of cyclic temperature drying: effect on drying kinetics and product quality. *Journal of Food Engineering*, 51(1), 65-75.
- Hougen, O. A., Watson, K. M., & Ragatz, R. A. (1972). *Principios de los procesos químicos. Parte I: Balances de Materia y Energía*. New York: Jhon Wiley and Son, Inc.
- Norma Técnica Colombiana NTC 440: Productos alimenticios. Métodos de ensayo, 440 C.F.R. (1971).
- Jaramillo-Flórez, M. E., & Hernández-Sánchez, H. (2000). Thermal diffusivity of soursop *Annona muricata* L. pulp. *Journal of Food Engineering* 46, 139-143.
- Jaya, S., & Das, H. (2003). A vacuum drying model for mango pulp. *Drying Technology*, 21(7), 1215-1234.
- Jaya, S., & Das, H. (2004). Effect of maltodextrin, glycerol monostearate and tricalcium phosphate on vacuum dried mango powder properties. *Journal of Food Engineering* 63, 125–134.
- Karel, M. (1975). Stability of low and intermediate moisture. In F. S. a. Technology (Ed.), *Freeze drying and advanced food technology* (pp. 643-674). London: Academic Press Inc Ltda.
- Kaymak-Ertekin, F., & Gedik, A. (2004). Sorption isotherms and isosteric heat of sorption for grapes, apricots, apples and potatoes. *Lebensmittel Wissenschaft und Technologie*, 37, 429-438.
- Kim, E. H. J., Chen, X. D., & Pearce, D. (2002). Surface characterization of four industrial spray-dried dairy powders in relation to chemical composition, structure and wetting property. *Colloids and Surfaces B: Biointerfaces*, 26(3), 197-212.
- Kira, R. S., Sawyer, R., & Egan, H. (1996). *Composición y análisis de alimentos de Pearson* (Segunda en español ed.). Mexico: Compañía Nacional Continental, S.A.
- Krug, R. R., Hunter, W. G., & Greiger, R. A. (1976). Enthalpy-entropy compensation 1. Some fundamental statistical problems associated with the Van't Hoff and Arrhenius data. *Journal of Physical Chemistry*, 80, 2335-2341.

- Lario, Y., Sendra, E., García-Pérez, J., Fuentes, C., Sayas-Barberá, E., Fernández-López, J., et al. (2004). Preparation of high dietary fiber powder from lemon juice by-products. *Innovative Food Science and Emerging Technologies*, 5, 113–117
- Lee, J. H., & Lee, M. J. (2008). Effect of drying method on the moisture sorption isotherms for *Inonotus obliquus* mushroom. *LWT - Food Science and Technology*, 41(8), 1478-1484.
- Lewis, M. J. (1993). *Propiedades físicas de los alimentos y de los sistemas de procesado* (J. Z. T. y. J. P. B. Lera, Trans. Primera en español ed.). Zaragoza: Acribia.
- Long, G. (1978). Spraying theory and practice. *Chemical Engineering*, 85(6), 73-77.
- Mafart, P. (1994). *Ingeniería Industrial Alimentaria* (Vol. Volumen I Procesos físicos de conservación). Zaragoza: Editorial Acribia S.A.
- Martinelliy, L., Giraldo-Gómez, G. I., & Telis-Romero, J. (2008). Efecto de encapsulantes en las propiedades termodinámicas de sorción de vapor de agua de polvo de pulpa de lulo deshidratado al vacío. Unpublished Investigación. UNESP y UNAL
- Masters, K. (1991). *Spray drying handbook* (Quinta ed.). New York: Longman Scientific and Technical.
- McMinn, W. A. M., Al-Muhtaseb, A. H., & Magee, T. R. A. (2005). Enthalpy-entropy compensation in sorption phenomena of starch materials. *Food Reserch International*, 38, 505-510.
- McMinn, W. A. M., & Magee, T. R. A. (1997). Physical Characteristics of Dehydrated Potatoes Part II. *Journal of Food Engineering*, 33, 49-55.
- McMinn, W. A. M., & Magee, T. R. A. (2003). Thermodynamic properties of moisture sorption of potato. *Journal of Food Engineering* 60, 157-165.
- Methakhup, S., Chiewchan, N., & Devahastin, S. (2005). Effects of drying methods and conditions on drying kinetics and quality of Indian gooseberry flake *Lebensmittel Wissenschaft und Technologie*, 38, 579-587.
- Mortimer, C. (1983). *Química*. México: Grupo editorial iberoamericana.
- Moßhammer, M. R., Stintzing, F. C., & Carle, R. (2006). Evaluation of different methods for the production of juice concentrates and fruit powders from cactus pear. *Innovative Food Science and Emerging Technologies* 7, 275–287.
- Murat, O., & Onur, D. (2000). Analysis of color development during roasting of hazelnuts using response surface methodology. *Journal of Food Engineering*, 45, 17-24.
- Negiz, A., Lagergren, E. S., & Cinar, A. (1995). Mathematical Models of Cocurrent Spray Drying *Int. Chemical Enginieering* 34, 3289-3302.
- Ni, H., Datta, A. K., & Torrance, K. E. (1999). Moisture transport in intensive microwave heating of biomaterials] a multiphase porous media model. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 42, 1501-1512.
- Nindo, C. I., Sun, T., Wang, S. W., Tang, J., & Powers, J. R. (2003). Evaluation of drying technologies for retention of physical quality and antioxidants in asparagus (*Asparagus officinalis*, L.). *Lebensmittel Wissenschaft und Technologie*, 36, 507-516.
- Norma-Técnica-Nicaragüense. (1999). *Determinación del contenido de polvo en formulación granulada: Densidad aparente después de compactación*. Retrieved from.
- Orrego, A. C. E. (2003). *Procesamiento de alimentos*: Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales.
- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (1994). *Perry. Manual del Ingeniero Químico* (Sexta ed. Vol. V). México: McGraw Hill.
- Piga, A., Agabbio, M., Gambella, F., & Nicoli, M. C. (2002). Retention of Antioxidant Activity in Minimally Processed Mandarin and Satsuma Fruits. *Lebensmittel Wissenschaft und Technologie*, 35, 344-347.
- Rahman, S. (1995). *Food properties handbook*. Florida: CRC Press, Inc.
- Ramírez, N. J. S. (2006). *Liofilización*. Cali: Universidad del Valle. Document Number)

- Ramos, A. Z., García, P. L., & Pinedo, P. M. (2002). Evaluación de factores de procesamiento y conservación de pulpa de *Myrciaria Dubia* H.B.K. (Camu-camu) que reducen el contenido de vitamina C (ácido ascórbico). *Revista amazónica de investigación alimentaria*, 2(2), 89-99.
- Reina, G. C. E., Rivera, O., Carlos M., & Fernando, L., Bonilla B. (1996). *Manejo postcosecha y evaluación de calidad para la guanábana (Annona Muricata L). que se comercializa en la ciudad de Neiva*. Neiva: Universidad Surcolombiana. Document Number)
- Rey, L. (1975). Some basic facts about freeze drying. In S. A. Goldblith (Ed.), *Freeze drying and advanced technology* (pp. 730). London.
- Roa, G. (1992). *Humedad de equilibrio del café y sus aplicaciones en el secado y almacenamiento*. Paper presented at the Actividad de agua en alimentos, procesamiento y conservación mediante su control.
- Robertson, G. L. (1993). *Food Packaging. Principles and Practice* (tercera ed.). New York: Marcel Dekker.
- Rojas, A. M., Arango, L. A., & Pinzón, M. I. (2004). Evolución del color, la pérdida de agua y la ganancia de solutos durante la cinética de osmódeshidratación de tomate de árbol. Manizales: C.D.T.F., CORPOICA, Universidad Nacional de Colombia sede Manizales, Universidad de Caldas.
- Rooney, J. J. (1998). Isokinetic temperature and the compensation effect in catalysis. *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical* 133, 303-305.
- Sablani, S. S., Shrestha, A. K., & Bhandari, B. R. (2008). A new method of producing date powder granules: Physicochemical characteristics of powder. *Journal of Food Engineering*, 87, 416-421.
- Schubert, H. (1987). Food particle technology. Part I: properties of particles and particulate food systems. *Journal of Food Engineering*, 6, 1-32.
- Schubert, H. (1993). Instantization of powdered food products *Int. Chemical Engineering* 33, 28-45.
- Shittu, T. A., & Lawal, M. O. (2007). Factors affecting instant properties of powdered cocoa beverages. *Food Chemistry*, 100(1), 91-98.
- Simal, S., Femenia, A., Castell-Palou, Á., & Roselló, C. (2007). Water desorption thermodynamic properties of pineapple *Journal of Food Engineering*, 80, 1293-1301.
- Singh, S. N., & Nath, N. (2007). Changes in qualities of minimally processed litchis: Effect of antibrowning agents, osmo-vacuum drying and moderate vacuum packaging. *Lebensmittel Wissenschaft und Technologie*, 10, 4-12.
- Telis-Romero, J., Kohayakawa, M. N., Silveira Jr, V., Pedro, M. A. M., & Gabas, A. L. (2005). Enthalpy-Entropy compensation base don isotherms of mango. *Ciencia y Tecnología de Alimentos Campinas*, 25, 297-303.
- Telis, V. R. N., Gabas, A. L., Menegalli, F. C., & Telis-Romero, J. (2000). Water sorption thermodynamic properties applied to persimmon skin and pulp. *Thermochimica Acta* 343, 49-56.
- Tsami, E., Maroulis Z.B, Marinos-Kouris, D., & Saravacos, G. D. (1990). Heat of sorption of water in dried fruits. *Journal of Food Science and Technology*, 25, 350-359.
- Vaillant, F. (1995). *Determinación de las características reológicas de los fluidos y sus aplicaciones en Tecnología de Alimentos*. Cali: Universidad del Valle.
- Yahia, E. M., Contreras-Padilla, M., & González-Aguilar, G. (2001). Ascorbic Acid Content in Relation to Ascorbic Acid Oxidase Activity and Polyamine Content in Tomato and Bell Pepper Fruits During Development, Maturation and Senescence. *Lebensmittel Wissenschaft und Technologie*, 34, 452-457.
- Yu, L. (2001). Amorphous pharmaceutical solids: Preparation, characterization and stabilization. *International Journal of Pharmaceutics*, 48, 27-42.