

27EJ



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN**

**"APLICACIONES DEL SECADO POR ASPERSION
EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA Y QUIMICA"**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO EN ALIMENTOS**

P R E S E N T A N :

**MARY THELMA CARRILLO CARLOS
ARTURO MUNGUA SANCHEZ**

ASESOR: DR. JOSE LUIS ARJONA ROMAN.

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX.

1999

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

271781



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de
Exámenes Profesionales

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN
P R E S E N T E

AT'N: Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

Aplicaciones del secado por aspersión en la industria
alimentaria y química

que presenta la pasante: Mary Thelma Carrillo Carlos
con número de cuenta: 9030259-6 para obtener el TITULO de:
Ingeniera en Alimentos

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO

A T E N T A M E N T E.

"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 15 de junio de 199 8.

PRESIDENTE I.B.Q. J. Jaime Flores Minutti

VOCAL I.A. Rosalía Meléndez Pérez

SECRETARIO Dr. José Luis Arjona Román

PRIMER SUPLENTE Dra. Silvia Estrada Flores

SEGUNDO SUPLENTE I.A. Ana María de la Cruz Javier

[Handwritten signatures and stamps over the list of names]



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



Departamento de
Exámenes Profesionales

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN
PRESENTE

ATN: Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

Aplicaciones del secado por aspersión en la industria
alimentaria y química

que presenta El pasante: Arturo Munguia Sánchez
con número de cuenta: 9361475-1 para obtener el TITULO de:
Ingeniero en Alimentos

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO

ATENTAMENTE.

"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 15 de junio de 1998

PRESIDENTE I.B.Q. J. Jaime Flores Minutti

VOCAL I.A. Rosalía Meléndez Pérez

SECRETARIO Dr. José Luis Arjona Román

PRIMER SUPLENTE Dra. Silvia Estrada Flores

SEGUNDO SUPLENTE I.A. Ana María de la Cruz Javier

Este trabajo lo dedico

A MI FAMILIA:

*A mi madre, la Sra. Ma. Trinidad Carlos Cervantes,
por saber escucharme y acompañarme en todo momento.
Tus consejos, tu enseñanza y tus propios sueños
me han hecho realizar una de mis metas más grandes.
Gracias por ser mi mejor amiga.*

*A mi padre, el Sr. Bernardo Carrillo Segura,
por tu apoyo, tu gran ejemplo y entereza.
Eres el reflejo de lo que puedo lograr trabajando.
Gracias por ser como eres.*

*A mi hermano, Alejandro Carrillo Carlos,
porque sabes que también eres parte
de éste objetivo realizado.
Gracias por todo.*

A TI:

*A J. Angel Mascorro Juárez,
especialmente por estar en el momento
y en el tiempo exacto cuando más te necesitaba.
Gracias por tu comprensión, tu amor y tu gran apoyo.*

A MIS AMIGOS:

*A Pablo Reyes, Carlos Castellanos, Bárbara Nieblas,
Miriam Luis, Miroslava Arenas, Norma Cárdenas,
Miguel Moreno, por todos los momentos vividos
que nos han dejado grandes experiencias
y meritorias razones para seguir adelante. Gracias.*

Thelma

PRIMERAMENTE AGRADEZCO A DIOS POR TODAS LAS BENDICIONES QUE HA PUESTO EN MI VIDA, COMO LO SON UNOS PADRES MARAVILLOSOS, CON LOS CUALES HE PODIDO CONTAR INCONDICIONALMENTE Y POR PERMITIRME LA FORTUNA DE TENER UN PAR DE MUJERCITAS MARAVILLOSAS.

A MIS PADRES GRACIAS POR TODO EL APOYO QUE ME BRINDARON, EN MOMENTOS TAN DIFICILES, Y SOBRE TODO GRACIAS POR SER LOS MEJORES AMIGOS DE MI VIDA, QUIERO QUE SEPAN QUE LOS AMO MUCHO, Y QUE SIEMPRE ESTARAN ORGULLOSOS DE MI.

TAMBIEN TENGO QUE AGRADECER A DOS GRANDES PERSONAS QUE, SIN SU APOYO INCONDICIONAL ESTA META QUE ESTOY CONSIGUIENDO HOY EN MI VIDA, NO LO HUBIESE LOGRADO Y QUE PARA MI HAN SIGNIFICADO UN GRAN APOYO, COMO EL DE UNOS VERDADEROS PADRES GRACIAS TIO FIDEL Y TIA INES. LOS QUIERO MUCHO REALMENTE.

FINALMENTE A TI GRAN MUJER CON LA QUE COMPARTO MI VIDA Y QUIERO ESTAR A TU LADO POR EL RESTO DE MIS DIAS, GRACIAS POR ESE GRAN TESORO TUYO Y MIO QUE ES NUESTRA HIJA, LAS AMO Y LES AGRADEZCO QUE HOY ESTEN CONMIGO.

ARTURO

INDICE

	<i>hoja</i>
Introducción	1
CAPITULO I: GENERALIDADES	
1. Generalidades	3
1.1. Secado	3
1.1.1. Secado por aspersión	5
1.1.2. Secadores por aspersión	5
1.1.2.1. Principio	6
1.1.2.2. Aspectos técnicos	11
1.1.2.3. Secado en una etapa	12
1.1.2.4. Secado en dos etapas	14
1.1.2.5. Partes fundamentales	20
1.1.2.6. Materiales de construcción	21
1.1.3. Características del producto seco	23
1.1.3.1. Dispersión de las gotas	24
1.1.3.2. Proceso de aglomeración	25
1.1.3.3. Ventajas y desventajas que ofrece el secado por aspersión	25
1.2. Aplicaciones del secado por aspersión	26
1.2.1. Secado por aspersión en alimentos	26
1.2.1.1. Leche	26
1.2.1.2. Quesos	27
1.2.1.3. Alimentos para bebe	27
1.2.1.4. Caseinato de sodio	27
1.2.1.5. Huevo	28
1.2.1.6. Café instantáneo	28
1.2.1.7. Saborizantes alimenticios	28
1.2.1.8. Carnes	29
1.2.1.9. Grano de soya	30
1.2.1.10. Frutas	30
1.2.1.11. Secado por aspersión utilizando temperaturas moderadas	31
1.3. Generalidades de las materias primas a emplear	31
1.3.1. Suero	32
1.3.2. Saborizantes y aromatizantes	35
1.3.3. Detergentes	38
1.3.3.1. Fabricación de detergentes	38

1.4. Distribución del agua en los alimentos	41
1.4.1. Actividad de agua	44
1.5. Transferencia de calor y de masa	47
1.5.1. Transferencia de masa	47
1.5.1.1. Energía requerida para realizar la separación	47
1.5.2. Transferencia de calor	48
1.5.3. Transferencia de masa y de calor simultáneamente	50
1.5.4. Números adimensionales	52
1.6. Secado de las gotas	55
1.6.1. Evaporación de la gota	55
1.6.1.1. Condiciones de velocidad relativa despreciables	55
1.6.1.2. Bajo condiciones en las que se considera la velocidad relativa	57
1.6.1.3. Bajo condiciones de altas temperaturas	61
1.6.2. Evaporación de las gotas conteniendo sólidos disueltos	63
1.6.2.1. Efecto de la presión de vapor	63
1.6.2.2. Efecto de la formación de sólidos secos en las gotas	64
1.6.2.3. Tiempo de evaporación de la gota	65
1.6.3. Evaporación de las gotas conteniendo sólidos insolubles	66
1.6.4. Efecto de las variables de operación y de las propiedades de la suspensión a secar sobre las propiedades del producto final	67
1.6.4.1. Efecto del grado de alimentación	67
1.6.4.2. Efecto de los sólidos de alimentación	67
1.6.4.3. Efecto de la temperatura de alimentación	67
1.6.4.4. Efecto de la tensión superficial de la suspensión a secar	67
1.6.4.5. Efecto de la temperatura del aire de entrada al secador	68
1.6.4.6. Efecto del contacto entre el aire y el líquido asperjado	68
1.7. Balances de materia y energía	69
1.7.1. Eficiencia del secado	71

CAPÍTULO II: PLANEACIÓN METODOLÓGICA

2.1. Planteamiento del Problema y los Objetivos	73
2.2. Cuadro metodológico	75
2.3. Metodología experimental parte I: secado de lactosuero	82
2.4. Metodología experimental parte II: secado de sabores	93
2.5. Metodología experimental parte III: secado de detergente	95

CAPITULO III: ANÁLISIS DE RESULTADOS

3.1. Parte I: resultados obtenidos en el secado por aspersión de lactosuero	99
3.1.1. Resultados obtenidos por el método de Taguchi	105
3.1.2. Análisis gráfico	112
3.1.2.1. Viscosidad de la suspensión: análisis gráfico	112
3.1.2.2. Densidad de la suspensión: análisis gráfico	115
3.1.2.3. Tensión superficial de la suspensión: análisis gráfico	118
3.1.2.4. Temperatura de entrada del aire: análisis gráfico	120
3.1.2.5. Temperatura de salida del aire: análisis gráfico	122
3.1.2.6. Gasto másico del aire de secado: análisis gráfico	123
3.2. Parte II y III: Sabores y Detergente	125
3.2.1. Análisis del coeficiente convectivo	128
3.2.2. Análisis gráfico sabores	129
3.2.3. Análisis gráfico detergente	134
3.2.4. Análisis general	139
Conclusiones	143
Anexos	
A. Ingeniería de Calidad: el Método Taguchi	144
B. ANOVA	149
C. Condiciones de secado de algunos sabores	151
D. Nomenclatura	152
Bibliografía	156

INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Lista de materiales secados con éxito en un secador por aspersión ($d = 6 \text{ m}$ y $h = 6 \text{ m}$) con atomización centrífuga	6
Tabla 1.2. Composición media del suero lácteo	31
Tabla 1.3. Números adimensionales aplicados en la transferencia de calor y de masa	54
Tabla 1.4. Propuestas para los valores de la ecuación $Nusselt \text{ (o } Sh) = 2 + K Re^x (Pr \text{ o } Sc)^y$	58
Tabla 1.5. Valores de la integral $\int (d(Re)/C_D Re^{1.5})$ en función del Re	60
Tabla 2.1. Arreglo interno de las variables a manejar en el secado por aspersión	87

Tabla 2.2. Arreglo ortogonal según Taguchi	88
Tabla 2.3. Arreglo ortogonal para las variables manejadas en el secado por aspersión de suero	89
Tabla 2.4. Condiciones de operación manejadas en el secado por aspersión del pulidor para pasta de dientes	96
Tabla 3.1. Calibración del rotámetro	99
Tabla 3.2. Temperaturas alcanzadas por el aire a través del calentamiento por medio de resistencias eléctricas	100
Tabla 3.3. Velocidad del aire en el secado en función de la abertura de la válvula de papalote	102
Tabla 3.4. Velocidad rotacional del disco atomizador	102
Tabla 3.5. Propiedades físicas de lactosuero de leche a diferentes concentraciones de sólidos	103
Tabla 3.6. Resultados obtenidos por el método Friedman en el polvo de lactosuero	104
Tabla 3.7. Resultados obtenidos tras los balances de materia y energía	104
Tabla 3.8. Resultados del promedio de densidad del polvo	105
Tabla 3.9. Resultados promedio de las variables sobre el diámetro partícula	106
Tabla 3.10. Resultados del promedio de la solubilidad del polvo	107
Tabla 3.11. Resultados del promedio de la humedad del polvo	108
Tabla 3.12. Resultados del coeficiente convectivo en el proceso a los tres niveles de variación	109
Tabla 3.13. Resultados de la corrida confirmatoria	111
Tabla 3.14. Propiedades físicas de los sabores	125
Tabla 3.15. Propiedades físicas del detergente	125
Tabla 3.16. Coeficiente convectivo y flux de calor para los sabores	128
Tabla 3.17. Coeficiente convectivo y flux de calor para el detergente	128

INDICE DE FIGURAS

Fig. 1.1 y 1.2. Gráficos representativos para la obtención de datos experimentales de secado	4
Fig. 1.3. Abastecimiento del aire y la alimentación en diferentes secadores	9
Fig. 1.4 y 1.5. Atomizadores de dos fluidos	17
Fig. 1.6. Esprea a presión de un sólo fluido	17
Fig. 1.7. Reacciones químicas efectuadas en la elaboración de detergentes	40
Fig. 1.8. Cambios que ocurren en los alimentos en función de la A_w a 20°C	42
Fig. 1.9. y 1.10. Tipos de humedad implicados en el secado de sólidos	44
Fig. 1.11. Curvas típicas de las isotermas de adsorción y desorción	46
Fig. 1.12. Efecto de la transferencia de masa sobre la de calor	51
Fig. 1.13. Velocidad de evaporación con respecto a la humedad del sólido	52
Fig. 1.14. Configuración de la evaporación de una gota con sus alrededores a altas temperaturas	62
Fig. 1.15. Efecto de la presión de vapor para soluciones puras y saturadas	63

Fig. 1.16. Efecto de las propiedades de la formación de costra en la capa de las gotas sobre el tiempo de evaporación	65
Fig. 1.17. Elementos para realizar los balances de materia y energía en el secador por aspersión	72
Fig. 2.1. Cuadro metodológico	75
Fig. 2.2. Diagrama de Ishikawa causa-efecto en el secado por aspersión	86
Fig. 3.1. Porcentaje de contribución de las variables manejadas sobre la densidad del polvo de suero	106
Fig. 3.2. Porcentaje de contribución de las variables manejadas sobre el diámetro de partícula del polvo de suero	107
Fig. 3.3. Porcentaje de contribución de las variables manejadas sobre la solubilidad del polvo de suero	108
Fig. 3.4. Porcentaje de contribución de las variables manejadas sobre la humedad del polvo de suero	109
Fig. 3.5. Porcentaje de contribución de las variables manejadas sobre el coeficiente convectivo en el suero	110

INDICE DE CUADROS

Cuadro 1.1. Clasificación de los detergentes orgánicos	37
--	----

INDICE DE GRÁFICOS

Lactosuero

Gráfica 3.1. Calibración del rotámetro	100
Gráfica 3.2. Rel. De la temperatura del aire en función resistencias eléctricas	101
Gráfica 3.3. Viscosidad contra humedad del polvo a T ent 200°C y 15000 r.p.m.	112
Gráfico 3.4. Viscosidad contra densidad del polvo a T sal 90°C y 24000 r.p.m.	113
Gráfica 3.5. Viscosidad contra hc a T ent 180°C y 15000 r.p.m.	114
Gráfica 3.6. Viscosidad contra hc a T sal 80°C y 15000 r.p.m.	114
Gráfica 3.7. Densidad de la susp. contra dens. polvo a T ent 160°C y 24000 r.p.m.	115
Gráfica 3.8. Dens. de la susp. Vs humedad polvo a T ent 200°C y 15000 r.p.m.	116
Gráfica 3.9. Dens. de la susp. Contra humedad polvo a T ent 200°C y 24000 r.p.m.	116
Gráfica 3.10. Dens. de la susp. contra solubilidad del polvo a T ent 200°C y 15000 r.p.m.	116
Gráfica 3.11. Densidad de la suspensión contra hc a T ent 200°C y 15000 r.p.m.	117
Gráfica 3.12. Tensión sup. Contra diámetro de part. a vel. del aire 2/3 y 24000 r.p.m.	118
Gráfica 3.13. Tensión superficial contra hc a vel. del aire 1/3 y 24000 r.p.m.	119
Gráfica 3.14. Tensión superficial contra hc a T ent 200°C y 15000 r.p.m.	119
Gráfica 3.15. Temperatura de ent. contra dens. del polvo a T sal 80°C y 24000 r.p.m.	120
Gráfica 3.16. Temperatura de ent. contra solub. polvo a T sal 80°C y 24000 r.p.m.	121
Gráfica 3.17. Temperatura de entrada contra hc a T sal 80°C y 15000 r.p.m.	121

Gráfica 3.18. Temperatura de salida contra solub. polvo a vel. aire 1 y 24000 r.p.m.	122
Gráfica 3.19. Temperatura de salida contra hc a vel. del aire 2/3 y 24000 r.p.m.	123
Gráfica 3.20. Abertura válv. Papalote contra dens. polvo a T ent. 200°C y 24000 r.p.m.	123
Gráfica 3.21. Abertura válv. Papalote contra solub. polvo a T ent. 200°C y 24000 r.p.m.	124
Gráfica 3.22. Abertura válvula papalote contra hc a T salida 90°C y 24000 r.p.m.	124

sabores

Gráfica 3.23. Humedad del polvo contra T entrada aire	130
Gráfica 3.24. Densidad del polvo contra T entrada aire	130
Gráfica 3.25. Diámetro de partícula contra T entrada aire	131
Gráfica 3.26. Coeficiente convectivo contra T entrada aire	132
Gráfica 3.27. Densidad del polvo contra T salida aire	132
Gráfica 3.28. Diámetro de partícula contra T salida aire	133
Gráfica 3.29. Coeficiente convectivo contra T salida aire	133

detergente

Gráfica 3.30. Humedad del polvo contra T entrada aire y 15000 r.p.m.	134
Gráfica 3.31. Solubilidad del polvo contra T entrada aire y 15000 r.p.m.	134
Gráfica 3.32. Coeficiente convectivo contra T entrada aire y 15000 r.p.m.	135
Gráfica 3.33. Humedad del polvo contra T salida aire y 15000 r.p.m.	135
Gráfica 3.34. Coeficiente convectivo contra T salida aire y 15000 r.p.m.	136
Gráfica 3.35. Humedad del polvo contra T entrada aire y 24000 r.p.m.	136
Gráfica 3.36. Densidad del polvo contra T entrada aire y 24000 r.p.m.	137
Gráfica 3.37. Coeficiente convectivo contra T entrada aire y 24000 r.p.m.	137
Gráfica 3.38. Densidad del polvo contra T salida aire y 24000 r.p.m.	138
Gráfica 3.39. Coeficiente convectivo contra T salida aire y 24000 r.p.m.	138

INTRODUCCIÓN

Uno de los problemas con los que se a ido enfrentando el hombre y su tecnología, y poco a poco también lo a resuelto, es la manera de como mantener por más tiempo y en buen estado sus alimentos. De ahí se a dado el desarrollo de las diferentes operaciones unitarias que dan pauta a ésta solución, transformando o conservando por vías térmicas o químicas a sus alimentos. El secado es una operación unitaria de gran importancia en el proceso de conservación de los alimentos. En la industria química su fin es la transformación y el fácil manejo de los productos, término general para cualquier empleo que se le de.

Ahora, en cuanto al secado por aspersión, su fin es transformar a un producto con alta cantidad de humedad a uno con apariencia física de gránulos o polvo, y por ende, con un mínimo porcentaje de agua o solvente en su conformación.

Esto lleva a solucionar, así mismo, el problema de conservación del producto siempre y cuando se utilice el material de envasado adecuado y las condiciones de temperatura, humedad y luz necesarias para su almacenaje. La fácil compactibilidad de los polvos da un manejo más fácil y un transporte menos caro y riesgoso de los mismos.

El principio del secado por aspersión se basa en la transferencia de disolvente (en el mayor de los casos, agua) de una suspensión asperjada o atomizada a altas velocidades (en miles de r.p.m.), a un medio del aire caliente, movilizandó las partículas resultantes a través de diversos tipos de equipos para separar el polvo del aire y así obtenerlo en forma inmediata.

Esto se escucha simple, pero el verdadero problema se da al controlar adecuadamente las condiciones de operación del secado y así obtener un producto con características de calidad aceptables, como puede ser la humedad del polvo, la cual debe de estar dentro de un intervalo ya establecido dependiendo del producto que se seco; obtener una alta o baja solubilidad así como la densidad adecuada para un mejor manejo de empaclado y almacenaje y, en forma principal para el comprador, la apariencia física, como el color, el aroma, el sabor, la granulosis y/o el diámetro de partícula, o si éstas se encuentran fracturadas y apelmazadas. Dichas condiciones de operación van de la mano con las propiedades físicas de la suspensión, es decir, que la temperatura y la velocidad del aire de secado, la velocidad de atomización, el gasto másico de alimentación, junto con la viscosidad, cantidad de sólidos solubles y/o totales y la tensión superficial de la suspensión a secar, influyen directamente sobre las propiedades de calidad del polvo a obtener.

El secado por aspersión puede aplicarse para casi cualquier suspensión, sea ésta natural o artificial (lácteos, detergentes, levaduras, sangre animal, sabores, entre otros), siempre y cuando éstas cumplan con los requerimientos que exige el equipo de secado: propiedades intrínsecas (densidad, tensión superficial, viscosidad) y extrínsecas de la suspensión (cantidad y tamaño de los sólidos). Éste es el tema principal del presente trabajo: evaluar las diferentes condiciones de operación en diferentes productos para una posterior flexibilización de las mismas y así conseguir su aplicación para otros productos con características similares, de acuerdo al análisis de las variables de respuesta (humedad, densidad, solubilidad, diámetro de partícula y coeficiente convectivo del polvo y del proceso) con las propiedades de la emulsión a secar (tensión superficial, viscosidad, densidad).

Para llevar a cabo esto, se maneja la experimentación en un producto natural, que en éste caso es el lactosuero, diferentes sabores químico-artificiales y un detergente tipo esmalte para pasta dental, en los cuales, por sus diferentes propiedades físicas y químicas se requieren de diferentes condiciones de operación para su secado. Estas suspensiones son de uso industrial.

En el caso del lactosuero, por su fácil manejo y obtención, su etapa experimental se da en base a una técnica estadística llamada el Método de Taguchi, implicando términos de Ingeniería de Calidad y empleando las diversas funciones que tiene dicho método por medio de un ANOVA, en el que se involucran las diferentes variables en cada corrida experimental, valorando el posterior porcentaje de participación que tienen las condiciones de operación manejadas sobre las propiedades físicas del polvo obtenido y de ésta forma, realizar una corrida confirmatoria con las condiciones establecidas tras la aplicación del método Taguchi. Después de esto, se realiza el secado de los sabores industriales de acuerdo a la flexibilización de las condiciones de operación obtenida tras el análisis gráfico de las respuestas valoradas en el secado del lactosuero. De esta forma, se lleva a cabo el secado del detergente, donde la flexibilización de las condiciones de operación, por sus características químicas y físicas, se dan de otra forma en comparación con los materiales mencionados anteriormente.

CAPITULO 1
GENERALIDADES

I. GENERALIDADES

1.1. SECADO

El secado es una operación unitaria en la que se efectúa de manera simultánea, la transferencia de calor y de masa, donde el agua es eliminada por evaporación (28).

En la operación básica del secado intervienen dos fenómenos importantes:

- *La transmisión de calor, para suministrar la cantidad de calor latente necesaria para llevar a cabo esta operación.*
- *Movimiento del agua o vapor de agua a través del producto alimenticio y la separación del mismo.*

El principal beneficio que se obtiene al eliminar la humedad de un alimento por medio de esta operación unitaria, es reforzar la estabilidad que pueda tener este al paso del tiempo, se concentra su sabor, da un mejor manejo en cuanto a su empaquetamiento y transporte, se obtiene un producto práctico para su compra y sobre todo, se le da una mayor vida de anaquel a el artículo terminado.

1.1.1. Secado por aspersión

El primer secador por aspersión fue desarrollado por el alemán Kraus en 1912, pero la comercialización de este método de atomización se llevo a cabo hasta el año de 1933, con la solicitud de patente hecha por el ingeniero danés Niro. (42)

La eliminación de agua dentro del alimento por ésta operación unitaria se da por medio del contacto con aire caliente a pequeñas gotas que son asperjadas en una cámara, llevándose a cabo una rápida evaporación. El secado implica la transferencia de un líquido procedente de un sólido húmedo a una fase gaseosa no saturada (llamándosele a este fenómeno deshumidificación o adsorción). El tiempo en el que se lleva a cabo el secado depende en gran medida del tamaño de las gotas dentro de la cámara caliente, pues según éste tamaño, se seca el mismo alimento en diferentes tiempos bajo las mismas condiciones de secado.

Después del contacto entre la muestra y el medio secante, la temperatura del sólido se ajusta hasta alcanzar un estado estable. En este estado, la temperatura de la superficie húmeda del sólido es la temperatura de bulbo húmedo del medio secante. La temperatura dentro del sólido que se está secando tenderá a igualarse a la temperatura de bulbo húmedo del gas. (25)

La evaporación debe darse rápidamente. El gas caliente al estar en contacto con el producto a secar evapora el líquido que se encuentra en el interior de la gota. El vapor que es producido hincha la gota, rompiéndola con frecuencia y en ocasiones originando nuevos globos a los lados de la gota original. Al llegar a este estado, se da un periodo de estabilidad. El término de éste periodo se da cuando el sólido alcanza el

contenido crítico de humedad; tras esto, la temperatura de la superficie va aumentando poco a poco y con esto la velocidad de secado disminuye rápidamente. A este periodo se le llama periodo de velocidad decreciente, el cual se lleva en un tiempo más largo que el periodo de velocidad constante, aún cuando la pérdida de humedad del alimento pueda ser menor. (25, 31, 39)

Gráficos representativos para la obtención de datos experimentales de secado

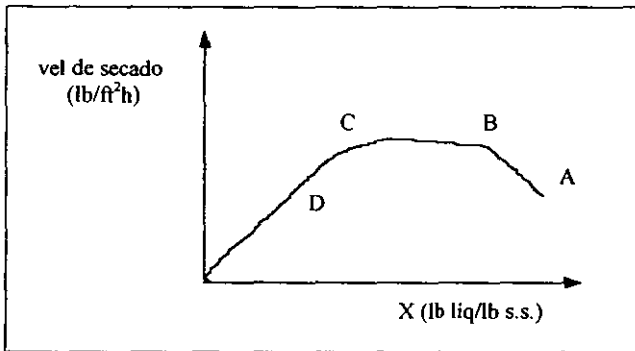
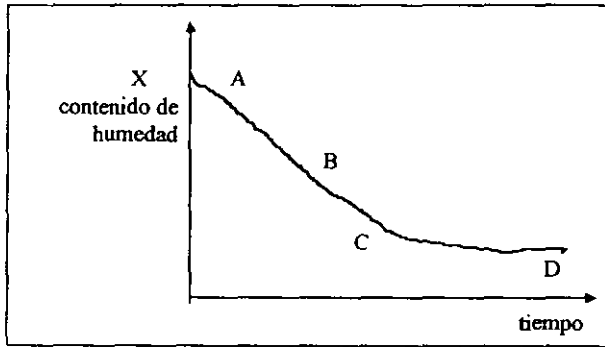


Fig. 1.1 y 1.2. Foust, 1990.

En las figuras 1.1 y 1.2, C y D representan el primer periodo de velocidad decreciente, donde la superficie tiene menos líquido y el movimiento es más lento. La superficie que esta saturada se seca por transferencia de calor mediante convección, debida a la masa hacia la corriente de gas caliente. El periodo decreciente de velocidad de secado depende de la estructura del sólido que se va a secar y también de la

proporción de secado durante el periodo de velocidad constante y el contenido crítico de humedad.

La superficie total expuesta esta saturada con agua, pero el secado sigue su curso sin que el sólido ejerza una influencia directa sobre la velocidad de secado. Las posibles rugosidades de la superficie del sólido sobre el cual se extiende la superficie líquida, aumenta los coeficientes para la transferencia de calor y de masa. Con los sólidos que tienen espacios abiertos vacíos grandes, el movimiento se controla por fuerzas de gravedad y de tensión superficial. Con sólidos de superficie fibrosa o amorfa, el movimiento del líquido se hace por difusión a través del sólido, siendo estas velocidades de difusión más lentas teniendo periodos cortos de velocidad constante. A medida de que el contenido de humedad va disminuyendo, la trayectoria para la difusión de calor y de masa se hace cada vez más largo y eventualmente el potencial de concentración disminuye hasta que el contenido de humedad esta en equilibrio y ya no hay ningún secado posterior. Estos se ven afectados al retirarse la humedad. La superficie se seca más rápidamente; si la velocidad de secado es alta, puede ocasionar diferencias en el contenido de humedad en la muestra, dándose el resquebrajamiento. Esto es importante, pues una corteza resistente o seca puede inhibir el secado interior. En este caparazón debe difundirse el líquido desde el interior para poder escapar. Puesto que la difusión es lenta en transferencia de calor, el líquido tiende a evaporarse dentro de la gota, con lo que esta se hincha, haciéndose el caparazón más delgado con lo que la difusión se hace más rápidamente. Si la concha es poco elástica e impermeable, la evaporación interna es por lo general para hacer explotar las gotas produciendo con esto esferas huecas.

1.1.2. Secadores por aspersión

1.1.2.1. Principio

Este tipo de secadores se han diseñado para procesos de lodos y soluciones para velocidades de producción altas, donde el producto obtenido se da en forma de pequeñas y uniformes esferas.

En este tipo de secador, la suspensión se bombea hasta una esprea o disco rotatorio atomizador que rocía la carga en forma de gotas muy finas. Estas son sometidas a una corriente de aire caliente que puede fluir en diversas formas: concurrente o a contracorriente en relación a las gotas que caen.

Una vez secado, el sólido en partículas es separado del aire mediante gravedad. El aire de salida transporta las partes más finas de la cámara de secado pasando a través de separadores tipo ciclón e inclusive filtros de bolsas o burbujendores húmedos, antes de salir a la atmósfera.

Se aplica a productos sensibles al calor, como los polvos de leche y otros tipos de alimentos y productos farmacéuticos (31, 38, 34, 48, 61), debido al tiempo tan pequeño en que esta en contacto en la zona caliente del secador (sólo segundos), además de suspensiones de sólidos que contienen partículas muy finas, las cuales

tienen características de flujo no newtoniano y permanecen en estado fluido, incluso con contenidos muy bajos de humedad. Así mismo, se han construido secadores por aspersión para procesos de encapsulación, convirtiendo líquidos, sabores volátiles y perfumes en sólidos particulados (2,24). En la tabla 1.1 se da la referencia de algunos materiales secados por aspersión.

**Lista de materiales secados por aspersión
(secador con $\phi=6\text{ m}$ y altura=6 m) con atomizador centrífugo**

Material	Temperatura del aire (K)		% de agua en la alimentación	Velocidad de evaporación (Kg / s)
	entrada	salida		
Sangre animal	440	345	65	5.9
levadura	500	335	86	8.2
Sulfato de Zinc	600	380	55	10
Lignina	475	365	63	6.9
Hidróxido de Aluminio	590	325	93	19.4
Carbonato de Mg	590	320	92	18.2
Extracto curtiente	440	340	46	5.2
Extracto de café	420	355	70	3.8
Detergente A	505	395	50	5.0
Detergente B	510	390	63	6.2
Detergente C	505	395	40	2.6
Sulfato de Manganeso	590	415	50	5.5
Sulfato de Aluminio	415	350	70	1.7
Resina ureica A	535	355	60	3.8
Resina ureica B	505	360	70	1.9
Sulfuro de sodio	500	340	50	2.0
Pigmento	515	335	73	13.2

Tabla 1.1 . Perry , 1993.

1.1.2.2. Aspectos técnicos de los secadores por aspersión

Los secadores por atomización están diseñados para trabajar en plantas secadoras con una capacidad de evaporación entre el rango de 1 Kg/h a 100 ton/h. (4)

Los sistemas de calentamiento del aire para llevar a cabo el secado de la suspensión pueden ser por medio de gas o resistencias eléctricas.

El diseño de las torres de secado depende de la dirección del flujo de aire y su relación con la dirección del líquido asperjado. Esta relación determina el tamaño de partícula, la granularidad (desigualdad o aspereza) y la densidad del polvo. A partir de estos principios surge la división de los diferentes secadores por aspersión en la industria química y alimentaria. (7, 10)

Se pueden considerar varios tipos de secadores por aspersión (4, 42):

1. Secadores por aspersión asépticos

Se les llama asépticos cuando:

- La alimentación y el aire son filtrados por medios estériles antes de llevar a cabo el secado. (Filtración absoluta).
- No hay partes móviles en ningún momento en contacto con la alimentación o con el aire antes de la filtración.
- La planta es fácil de limpiar, secar y esterilizar.
- La limpieza del aire por medio de los filtros se lleva a cabo a temperaturas de aire de 300 °C dando una eficiencia del 99.97% sobre partículas de alrededor de 0.3 micras. La eficiencia de los prefiltros es del 95%.

2. Secadores por aspersión de ciclo cerrado

La mayoría de los secadores por aspersión diseñados hoy en día operan con aire atmosférico, llamándoseles de sistema abierto: el aire se extrae de la atmósfera por medio de un ventilador, se filtra, se calienta y pasa a la cámara de secado (4). El aire viaja a través de la cámara removiéndose las partículas que se desplazan en el por medio de una bolsa filtro o un ciclón. El aire sale nuevamente a la atmósfera por medio del propio ciclón. Pero, sin embargo, cuando se trata de solventes orgánicos, el aire que lleva a cabo el secado, es sustituido por una corriente de gas inerte, el cual ya no podría manejarse tal como se explicó anteriormente el camino del aire a través de un secador de sistema abierto. El gas inerte, usualmente nitrógeno, es recirculado en el sistema cerrado. Debe de haber para esto, una condensación de alta eficiencia para poder recobrar al máximo el solvente.

En este caso, el gas se calienta en forma indirecta, por medio de una fase líquida sobre un sistema de calentamiento. Este tipo de secador requiere una construcción especial para poder proveer el gas inerte y llevar a cabo su recirculación, además de que debe tener una instrumentación de control mayor para evitar pérdidas que ahora influirían económicamente dentro del proceso.

3. Secadores por aspersión NA

Se utilizan para aquellas suspensiones que generen olores desagradable durante el secado, o que se trate de materiales tóxicos. Se da ahorro de combustible a través del recobro del calor suministrado.

Este secado esta basado en la formación de una atmósfera baja en concentración de oxígeno a través del control de la combustión de éste gas en el

calentamiento del secador. El contenido de oxígeno en el aire durante el secado es de alrededor del 4%. La desactivación del aire se da a temperaturas de 700 a 800 °C. (4)

Con este tipo de equipo se secan pesticidas, fermentos y productos farmacéuticos, además de todas aquellas suspensiones en las que se quiera eliminar la emisión de los polvos con alta actividad tóxica y el olor de los mismos a la atmósfera, así como el riesgo de explosión por el contacto con el oxígeno y el producto.

El gas utilizado para llevar a cabo el acarreo de la humedad (Fig. 1.3), puede abastecerse de tres diferentes formas, siendo estas en general:

- ♦ **Paralelo:** se busca que el aire de secado y las partículas pasen a través de la cámara de secado en la misma dirección. Se utiliza para productos termosensibles, pues la temperatura del producto a la salida, es inferior a la temperatura del aire que también sale.
- ♦ **Contracorriente:** en este caso el aire de secado y las partículas viajan en direcciones opuestas. La temperatura del producto suele ser mayor que la temperatura del aire a la salida.
- ♦ **Flujo mixto:** el movimiento de las partículas pasa por las dos fases de secado mencionadas anteriormente (en paralelo y a contracorriente). Se utiliza para productos termoestables.

Existe otra división de los secadores por aspersión, dándose esta en función de la dirección de el aire y la suspensión alimentada (53, 25):

I. Secadores horizontales en paralelo

Este tipo de secador ya no es muy visto comercialmente. Se trata de una "caja", que requiere poco espacio para su instalación. El secador se extiende a través de una pared vertical con cuatro bancos aspersores a dos niveles, cada banco con 4 aspersores. El aire se distribuye por cuatro ductos hacia un cabezal principal. A través del centro de cada ducto se extienden los aspersores. El polvo seco cae en la parte inferior del secador y por ahí mismo se recoge por medio de una válvula de estrangulación separándose del aire por medio de bolsas - filtro o puede viajar hacia un ciclón para llevar a cabo también la separación del polvo, pero haciendo esto con mayor eficiencia.

La desventaja de este tipo de secador se da en cuanto a la trayectoria de las partículas, pues en la caída se aglomeran con otras partículas que todavía no están bien secas en el centro del cono del secador. Una típica instalación produce 1000 lb de polvo/ h de una suspensión con un promedio de 40% de sólidos, obteniéndose productos secos con 1.5 y 3.5 % de humedad.

Abastecimiento del aire y la alimentación a secar en diferentes secadores

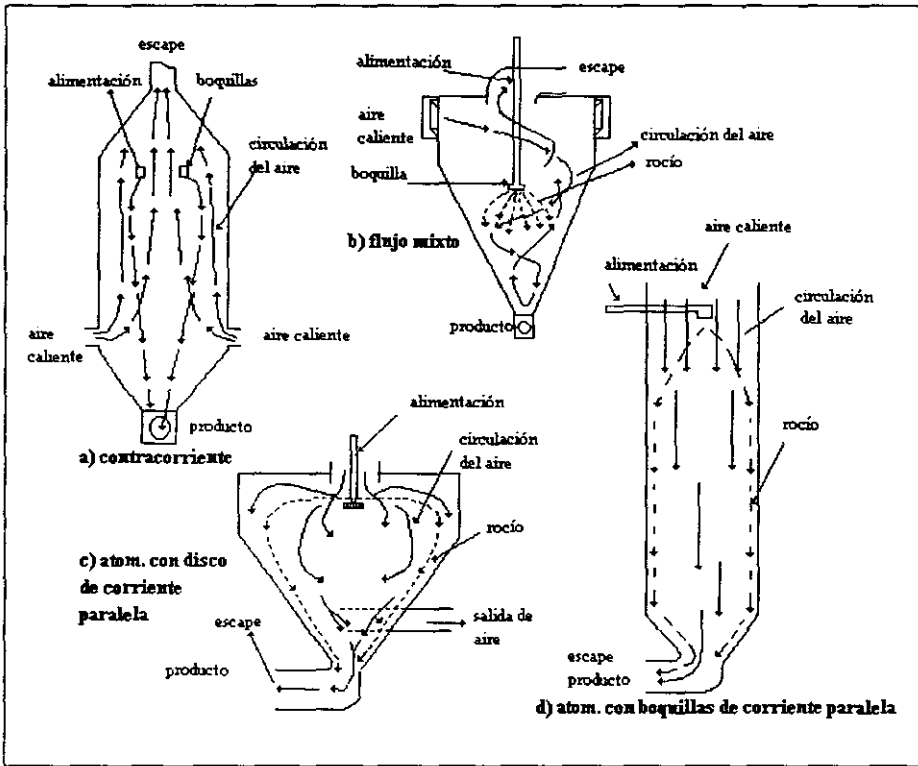


Fig. 1.3. Perry, 1994

II. Secadores verticales simples en paralelo

En este tipo de secadores, el aire caliente se introduce por la parte superior de la cámara, por medio de una corriente de flujo introducida a través de orificios planos o por medio de un plato distribuidor perforado con pequeños toldos con orificios internos tangenciales, lo que hace que el aire tenga un fenómeno de rotación dentro de la cámara de secado. La alimentación de la suspensión se hace así mismo por diferentes conductos, hacia diferentes atomizadores, provenientes de un sólo cabezal.

Se utiliza en forma general para el secado de detergentes y jabones, además de leche, mezclas de helado proteína hidrolizada, café soluble, albúmina de soya, entre otros.

Dependiendo del tipo de atomizador y de las características físicas más importantes de la suspensión se puede dar el impacto entre partículas, dándose su desintegración por fricción. Un atomizador centrífugo produce una aspersión casi horizontal, mientras que un aspersor produce una aspersión cercana a la vertical. La recolección del polvo se hace por medio de ciclones (53).

III. Secadores verticales complejos en paralelo

En este tipo de secadores, se encuentra la marca NIRO. La aspersión se da por la parte superior a un atomizador centrífugo. El aire es inyectado por medio de un ducto que entra horizontalmente a través del cono, extendiéndose hacia el punto bajo del atomizador centrífugo. La dirección de la rotación del aire es la misma que la del disco. Con las condiciones de este secador, se obtienen esferas huecas con baja densidad. Se obtiene un mejor rendimiento cuando se conecta una cámara de preconcentración antes de llevar a cabo el secado, convirtiéndose en una de las operaciones unitarias que tienen mayor eficiencia térmica, incluyendo en esta comparación el secador por aspersión y el evaporador a alto vacío.

Además de la preconcentración, se puede dar el uso de un sistema de doble separación del polvo, por medio de dos ciclones conectados en paralelo. En el primer ciclón (llamado también recolector húmedo) se da un enfriamiento del aire de salida, utilizándose también para evitar corrosiones en polvos con peligro de explosión, como es el caso de algunos productos químicos. No es sino hasta el ciclón secundario en donde se da la separación final y la recolección del polvo (53).

IV. Secadores verticales con flujo paralelo de alta pendiente

En esta clase de secadores, una parte del aire caliente se introduce en la parte media de la base del secador y otra por la parte superior siguiendo la dirección del atomizador, con lo que acarrea a que la aspersión de la suspensión tenga una pendiente más alta. El fluido es alimentado por medio de una línea extendida a lo largo de la tope del secador atomizándose por medio de aspersores o atomizadores centrífugos.

La acción turbulenta del aire, induce a una capacidad más alta de secado, pero tiene la desventaja de producir partículas muy pequeñas.

V. Secador vertical a contracorriente

En este tipo de secadores el flujo es asperjado verticalmente desde el techo de la torre o en forma horizontal o diagonal, desde diversas estaciones a lo largo de las paredes del secador. El aire caliente se extrae desde la base de la torre y viaja hacia la parte superior en línea recta para descargar en un ducto en la parte superior de la torre, descendiendo las partículas a contracorriente del flujo de aire, recobrándose el polvo en la base de la torre. Las partículas ligeras, que pueden ser arrastradas, las recobra el ciclón. Las partículas más secas caen en las zonas de gas más caliente. La mayoría de las veces se obtienen partículas gruesas y sólidas. En este tipo de secadores es común la formación de aglomeraciones, por el choque de partículas al descender y al subir las más ligeras, por lo que se obtiene un producto que no es uniforme.

Este tipo de secadores se utilizan en forma principal en la industria del jabón, utilizando un tipo de barredores para remover los polvos finos suspendidos en las paredes.

1.1.2.3. Secado en una etapa

El secado en una etapa se define como el proceso durante el cual el producto obtiene la humedad final dentro de la cámara de proceso.

La descripción de este tipo de secado se puede ilustrar de la siguiente forma: la velocidad inicial de las gotas en el atomizador es alrededor de 150 m/s, donde la mayor parte del secado tiene lugar mientras las gotas son desaceleradas debido a la fricción entre ellas y el aire. Aquellas gotas con un diámetro de 100 micras tienen un recorrido de desaceleración de menos de un metro y las de 10 micras, de sólo unos pocos centímetros. La mayor reducción de las temperaturas del aire de secado tiene lugar durante este período. Por tanto, una enorme transferencia de calor y de masa tiene lugar de las partículas en muy poco tiempo.

Durante la eliminación del agua de las gotas tiene lugar también una enorme reducción de peso, volumen y diámetro de la partícula. Bajo condiciones ideales de secado el peso disminuirá alrededor del 50%, el volumen descenderá un 40% y el diámetro un 75% aproximadamente de la gota creada por el atomizador.

Como se mencionó, se transfiere mucho calor del aire de secado a la gota para poder ser secada. Existe, por lo tanto, un gradiente de temperaturas y concentración en la partícula, y el proceso total se vuelve muy complejo y no totalmente comprensible. Las gotas de agua pura (actividad de agua de 100%) se evaporan al ser

expuestas a una más alta temperatura, manteniendo la temperatura de bulbo húmedo, hasta que se evapora completamente, mientras que los productos conteniendo sólidos completamente secos, son calentados a la temperatura de aire circundante al final del proceso, lo cual en un secador por aspersión significa la temperatura de salida del aire de secado. Si se mantiene baja la temperatura de salida del aire, la temperatura la gota se mantiene también baja durante el secado .

La temperatura de salida esta en función de muchos factores, entre los cuales tenemos:

- *Contenido de humedad en el polvo final.* A menor contenido de humedad residual, más baja será la humedad relativa en el aire de salida y con ello mayor temperatura de la partícula.
- *Temperatura y humedad del aire de secado.* Con el contenido de humedad relativa del aire de salida, un aumento en la temperatura de entrada necesitará un pequeño aumento en la temperatura de salida debido al alto contenido de humedad en el aire.
- *Contenido de sólidos en el concentrado.* Un aumento en el contenido de sólidos requerirá un aumento en la temperatura de salida debido a que la evaporación se vuelve más lenta. Es necesaria una mayor diferencia de temperaturas, entre la partícula y el aire circundante.
- *Atomización.* Cualquier esfuerzo con el fin de mejorar la atomización y crear una nube atomizadora más fina dará como resultado una temperatura más baja , por que la relación superficie / masa de las partículas se vuelve mayor. La evaporación será por lo tanto más difícil.

1.1.2.4. Secado en dos etapas

Cuando la evaporación de la gota es muy lenta, debido a que el coeficiente de difusividad es muy bajo, el equipo de secado o post-secado debe ser diseñado de forma que el polvo tenga una larga residencia. Esto puede realizarse en un sistema de transporte neumático utilizando el aire caliente el cual aumenta la fuerza motriz.

La tecnología mas adecuada para el postsecado es el lecho fluidificado o el denominado "vibro-fluidizador". Este es un gran conducto horizontal, dividido en dos secciones: una superior y una inferior por medio de una placa perforada, soldada a la pared del ducto. Para el secado o bien para el enfriamiento, se hace entrar aire caliente o frío en la parte inferior del vibro fluidizador. La velocidad del aire se determina por la naturaleza del polvo, por el contenido de humedad y por su termoplasticidad.

El tamaño de los orificios de la placa perforada se elige a fin de que la velocidad del aire sea suficientemente alta para hacer fluir el polvo sobre la placa. La

velocidad del aire no debe ser tan alta que el polvo quede suspendido en el aire y abandone el vibro-fluidizador .

Con la aplicación de este equipo es posible evaporar los últimos porcentajes de humedad del polvo de un modo suave. Esto significa que el secador puede operar de una forma diferente de la descrita anteriormente donde el polvo sale de la cámara con el contenido de humedad final.

Se puede reducir la temperatura de salida del aire de secado de la primera etapa, dando esto un aumento en el contenido de humedad del producto a una baja temperatura de la partícula.

La reducción de la temperatura de salida de la cámara implica un correspondiente incremento en el rendimiento del secado debido a la mayor diferencia de temperaturas. Cualquier retención o transporte provocará que las partículas templadas húmedas y termoplásticas se adhieran unas contra otras y se formen grumos que luego sean difíciles de disolver. Esto tiene una influencia directa sobre la eficiencia del secado en el vibro-fluidizador y parte del polvo saldrá de la cámara con un contenido de humedad demasiado alto, en detrimento de la calidad .

El polvo es finalmente tamizado y envasado. Como puede tener algún aglomerado, es recomendado utilizar un sistema de transporte a presión hacia un silo, a fin de obtener la máxima densidad.

Algunas de las ventajas del secado por dos etapas se pueden resumir de la siguiente forma:

- Mayor capacidad del aire de secado.
- Mayor economía.
- Mejor calidad del producto como es:

⇒ Buen solubilidad.

⇒ Alta densidad.

⇒ Bajo contenido de grasa libre.

⇒ Bajo contenido de aire ocluido.

⇒ Menor emisión de polvo.

En el vibro-fluidizador, el consumo promedio de aire caliente es de alrededor de 4 Kg aire/ Kg de evaporación, dependiendo todo esto naturalmente, de las cantidades de aire y de calor que pueden usarse. Aunque este consumo sea unas dos veces mayor en vibro-fluidizador que en secador todavía resultará muy inferior al consumo de energía que se necesitaría para evaporar la misma cantidad de agua en el secador. Al mismo tiempo, se puede decir que dicha planta contaría con una mayor capacidad, dará un mejor producto, la emisión de polvo será menor y además, la planta resultaría muy flexible.

1.1.2.5. Partes fundamentales de los secadores por aspersión

Una instalación convencional de secado por atomización consta de los siguientes componentes principales (48, 53, 27, 7):

1. Cámara de secado.
2. Sistema de aire caliente y distribución de aire.
3. Sistema de alimentación.
4. Atomizador.
5. Sistema de separación de polvo.
6. Transportador neumático y sistema de enfriamiento.
7. Instrumentación y automatización.

Estos componentes serán descritos genéricamente a continuación:

1.-Camara de secado.

Existen en el mercado varios diseños de cámaras de secado, donde el tipo más común es la cámara cilíndrica con un cono de 40-60° para que el polvo pueda salir. También existen con el fondo plano, en cuyo caso es necesario la implementación de un raspador o de un dispositivo aspirador para retirar el polvo de la cámara. Así mismo hay cámaras horizontales tipo caja, o el secador de torre alta (de altura dos veces el diámetro o más) que originalmente fueron diseñadas para el secado de café y detergentes, aunque también lo utiliza la industria láctea.

Se puede decir que las cámaras con cono para la descarga del polvo por gravedad ofrecen la mejor flexibilidad para adaptar varios procesos de secado a la planta, y así, permiten posibilidades mayores para el secado de distintos productos.

Normalmente las cámaras de secado tienen un aislamiento de 30-100 mm de lana mineral para reducir las pérdidas por calor. El aislamiento esta cubierto por placas de acero inoxidable o de aluminio con PVC.

2.- Sistema de aire caliente y distribución de aire.

El aire de secado puede ser calentado de distintas formas:

Forma Indirecta : { Combustible
Gas
Aceite caliente
Vapor

Forma directa: } Gas
 Electricidad

El tamaño del calentador depende de las propiedades para transferir el calor de los tubos.

Los calentadores de aire eléctricos son comunes para secadores de laboratorio y plantas pilotos. La inversión es baja, pero su operación es costosa y por este motivo no se emplean en plantas industriales.

3.-Sistema de alimentación.

El sistema de alimentación es el eslabón entre el posible evaporador (preconcentrado) y el secador, comprendiendo (4):

- Tanque de alimentación.
- Tanque de agua.
- Bomba de alimentación.
- Sistema de precalentamiento.
- Filtro.
- Línea de alimentación incluyendo tubo de retorno para lavado y limpieza (limpieza en su sitio CIP).

Una de las partes más importantes del sistema de alimentación es la bomba de desplazamiento positivo o en algunas ocasiones, dependiendo de la viscosidad de la suspensión a alimentar, centrífugas. Si se usa un atomizador rotativo la bomba de alimentación más común es el tipo mono o el tipo centrífugo, la bomba mono necesita menos energía y puede manejar concentrados a más altas velocidades.

4.-Atomización:

El objeto de la atomización del concentrado es la de crear la máxima superficie posible, de la cual tendrá lugar la evaporación. Cuanto más pequeñas sean las gotas producidas, mayor la superficie de contacto y por lo tanto será más fácil para la evaporación.

La parte más importante de un sistema de secado por aspersión es la carga del atomizador. En el comercio se encuentran tres clases de atomizadores (21, 26):

1. Las espreas a presión de un sólo fluido, operan a una carga superior y dan gotas más grandes y uniformes que en el caso de los atomizadores de dos fluidos, pues forzan al líquido bajo una presión elevada, a través de un pequeño orificio, el

cual varía de 0.25 a 0.4 mm de diámetro (estas son utilizadas en unidades piloto, donde se conocen también como espreas neumáticas). Las presiones oscilan entre 2700 a 69000 kPa/m², según sea el grado de atomización, la capacidad y las propiedades físicas. La esprea produce un movimiento tangencial de alta velocidad dentro del líquido que se va a rociar. La fuerza centrífuga resultante hace que se formen remolinos alrededor de la circunferencia del agujero. El fluido gira hacia afuera formando un cono hueco, el cual se rompe finalmente en pequeñas gotas. Se requiere que el fluido que se va a rociar fluya por pequeños ductos, lo que puede llevar a que se taponé alguno de estos, por lo que se requiere que la muestra que sea asperjada sea totalmente homogénea. Los homogeneizadores se incorporan a menudo a las bombas de alta presión con desplazamiento positivo utilizadas para cargar las espreas a presión, pero la presión no sólo afecta las características de aspersión sino también su capacidad. (Fig. 1.6)

Para altas capacidades, obteniéndose altas eficiencias térmicas, a veces se llega a utilizar un atomizador múltiple, pero un sólo atomizador reduce en gran medida la atención e inspección requerida por el operador, minimizando las dificultades dentro de la cámara de secado, como es la variabilidad de la trayectoria de las partículas, que daría como resultando la formación de aglomeraciones por coaliciones y con ello la posible acumulación del material seco en la pared. Por esto, es mejor estandarizar dentro del diseño del secador, espreas de alta capacidad.

2. Los atomizadores con disco centrífugo, pueden ser utilizados para rociar fluidos que no se puedan ser suficientemente homogéneos como para pasar a través de la esprea, produciendo también un tamaño uniforme de gota. No requieren de una carga a alta presión ni impartir una velocidad axial a las gotas rociadas. Así mismo, se pueden secar suspensiones que contengan pequeños cristales de azúcar o de sal, que no deben de desintegrarse al darse el secado, obteniéndose esferas de cristales unidos. Un atomizador centrífugo, por lo tanto, es un disco rotatorio que se maneja por medio de una flecha a alta velocidad, (la cual es de diferentes tamaños y transfiere diferentes velocidades). En este atomizador, la alimentación va a parar a una rueda que gira en un intervalo variado de velocidades dependiendo del diámetro del propio disco (a velocidades de 3450 r.p.m en discos con diámetros de 0.7 m o velocidades de hasta 50000 r.p.m para discos de hasta 6 cm de diámetro). El fluido se acelera a una alta velocidad centrífuga dentro del disco, saliendo en forma forzada de él, dependiendo esto del gasto que se este manejando y las propias revoluciones por minuto a las que se encuentre el disco atomizador, con lo cual se dará el tipo de ruptura de la alimentación y el tamaño de las gotas.
3. Los atomizadores de dos fluidos, utilizados para una baja producción y finas partículas. Este funciona mediante aire que golpea las corrientes del líquido. Cuando el aire tiene baja presión, el gas sopla una burbuja de líquido, el cual se rompe en gotas. A presiones elevadas el líquido sale de la esprea como ligamentos que se convierten en gotas mediante la corriente de gas, donde el tamaño promedio de estas disminuye al aumentar la presión de la esprea, formando un rocío al obligar a un gas a alta velocidad a chocar concurrentemente con el líquido. Su principal ventaja es que funciona a presiones relativamente bajas (0 a 400 kPa /m²). Estas boquillas se han utilizado para dispersar pastas espesas que no se podían manejar con atomizadores ordinarios. (Fig. 1.4 y 1.5). (21, 25, 43, 34)

Atomizador neumático con mezclador externo

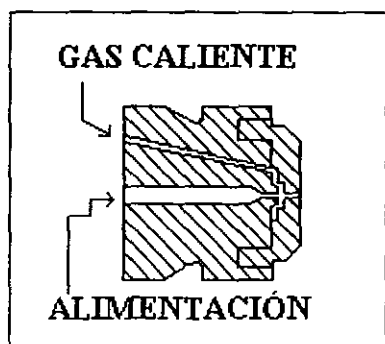


Fig. 1.4. Henglen, 1980.

Atomizador neumático con mezclador interno

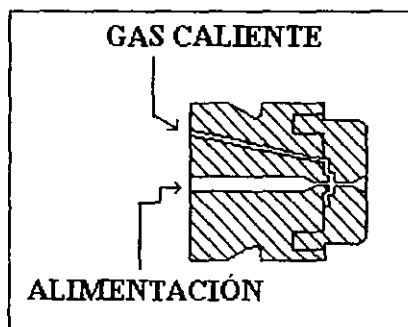


Fig. 1.5. Henglen, 1980.

Atomizador neumático con succión

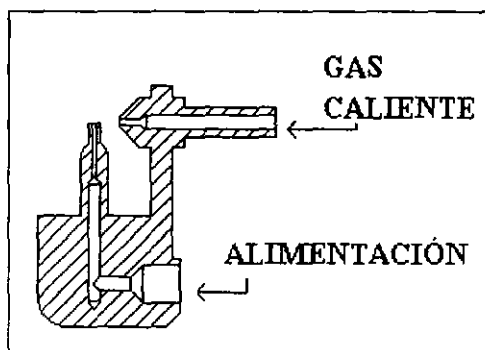


Fig. 1.6. Henglen, 1980.

La mayor parte de los discos atomizadores utilizados para el secado operan a carga elevada y alta velocidad.

La variación del tamaño de la gota esta en función de la alimentación y de la velocidad del líquido. Se deben de tomar en cuenta ciertas propiedades físicas de la trayectoria de la gota hasta antes de ser secada, entre las cuales, una de las más importantes es la llamada velocidad periférica.

La velocidad periférica depende del diámetro y velocidad del disco y se calcula con (9):

$$V_p = \pi D_a N / 6000 \quad [1]$$

La velocidad periférica es la variante principal para ajustar el tamaño específico de la gota, aunque se ha comprobado que el tamaño específico de la gota no permanece necesariamente constante. Se puede producir iguales velocidades periféricas en los discos con diferentes combinaciones de diámetro y velocidad y existe la tendencia de que los discos mayores producen las partículas más grandes.

5.-Sistema de separación de polvo:

El aire de secado siempre contendrá una pequeña cantidad de polvo (10-30%) a la salida de la cámara por lo que es necesario, por razones económicas y ambientales, limpiar el aire de secado, separando de este las partículas de polvo a las cuales se les denominan "finos". (4)

Los sistemas de separación más aplicados en la industria alimenticia son:

- Ciclones.
- Filtros de mangas.
- Lavadores tipo húmedo (wet scrubbers).

Los ciclones más usuales son los conocidos como recolectores de estructuras cónicas pequeñas (separadores de ciclón). En este caso, el aire que se escapa de la cámara lleva las partículas secas al ciclón, en donde se convierte en remolino, aventando las partículas contra la pared cónica, asentándose de manera que se les puede secar fácilmente, mientras que el aire ya casi libre de partículas sale por la parte superior. El producto seco y el aire se separan aquí, y el aire húmedo se elimina a la atmósfera.

La capacidad de pérdida que tienen estos conos separadores depende de la densidad del producto y del tamaño del propio separador, pues la pérdida de polvos disminuye al disminuir el diámetro de los colectores. La teoría de operación del ciclón es un movimiento en remolino (vortex) donde la fuerza centrífuga actúa sobre cada partícula forzándola a dejar el eje del ciclón. Sin embargo el movimiento en dirección radial es el resultado de dos fuerzas opuestas, la fuerza centrífuga que actúa

moviendo la partícula hacia la pared, mientras que la fuerza de arrastre del aire actúa llevando la partícula en el eje. La fuerza centrífuga predomina y por lo tanto se produce la separación.

Para recolectar los polvos que lleguen a pegarse en la pared de la cámara de secado, se utilizan barredores que arrastran las partículas por medio de la inyección de aire, arrastrándolas hacia el ciclón (si su densidad lo permite) o simplemente caen y son recolectados posteriormente por otro dispositivo conectado en la base del cono del secador.

De este tipo de recolectores puede haber en multiconos y multiparalelos, teniendo pequeños ductos que funcionan en forma individual con alta eficiencia. Estos recolectores pueden utilizarse en serie, alternándose por tamaños para poder llevar a cabo la recolección hasta de los polvos más finos, teniéndose también como opción el uso de bolsas filtro en lugar de un recolector más pequeño. En el caso del uso de bolsas filtro, se debe tener en cuenta la temperatura a la que sale el aire y el producto seco, pues estas bolsas tienen un máximo de resistencia de hasta 140 °C.

El polvo y el aire pasan tangencialmente en el ciclón a velocidades iguales, en la cual ambos descienden girando en forma de espiral hacia la base del ciclón separando el polvo hacia la pared del mismo. El polvo sale por la base del ciclón mediante un dispositivo de cierre. El aire limpio asciende en forma de espiral a lo largo del eje central del ciclón y sale por la parte superior.

La fuerza centrífuga que actúa sobre cada partícula puede verse en forma matemática en la siguiente ecuación.

$$C_F = m \cdot v^2 / r \quad [2]$$

De esta ecuación se desprende que una masa mayor de partículas la dará una mayor eficiencia. Cuanto más corto el camino a recorrer por la partícula y cuanto más cerca este la partícula de la pared, será mejor la eficiencia, debido a que la eficiencia es mayor y la distancia radial más corta.

Es posible conectar los pequeños ciclones a un colector central en cuyo caso sólo se necesita una válvula que permita la caída de presión adecuada para el arrastre de los polvos.

La máxima eficiencia en un ciclón esta basada por varios parámetros claves, lográndose esta si:

$$\text{Ø del ciclón} / \text{Ø del ducto de salida} = 3 \quad [3]$$

$$\text{Altura del ciclón} / \text{Ø del ducto de salida} = 10 \quad [4]$$

Otro método para conocer la eficiencia del ciclón es por medio de una simple medición de la pérdida de polvo. Después del ciclón una muy pequeña fracción de aire de salida pasa por un miniciclón de alta eficiencia o a través de microfiltros de polvo, la cantidad de polvo recogido es directamente proporcional a la pérdida de polvo, lo que será en principio un resultado de :

- Alimentación con bajo contenido de sólidos o que contiene aire.
- Alta temperatura de salida.
- Baja densidad de partículas.
- Una fuga en la salida del producto a causa de válvulas rotativas mal ajustadas.
- Ciclón obstruido.
- Cambio en los parámetros de secado originando en una reducción del tamaño medio de partículas.

6.-Sistema de transporte y enfriamiento neumático:

Se incorpora un sistema de transporte neumático cuando el polvo debe de ser transportado de un lugar a otro, el medio de transporte es el aire y la cantidad del mismo se determina según el producto. Este sistema se establece generalmente en conexión con una planta de diseño convencional. Se aplica aire ambiente ofreciendo a sí una doble ventaja tanto en el transporte como en el enfriamiento del polvo. Para aprovechar el efecto enfriador se recomienda poner un cierre entre la salida de la cámara y el conducto evitando que así el aire húmedo entre al sistema.

El conducto de aire de transporte pasará por la salida de los ciclones principales recogiendo el polvo de estos. La corriente de aire / polvo pasa a un ciclón que separa las partículas del aire. Al salir del ciclón el polvo debe de ser tamizado antes de ser envasado.

El sistema de transporte neumático es barato y en él pueden manejarse grandes cantidades de polvo, se evita la tendencia a la aglomeración y el resultado es un polvo a la densidad máxima. Por supuesto, si se desea un polvo aglomerado no puede aplicarse el sistema neumático de transporte.

Las propiedades del producto dependen en gran medida de las condiciones en las cuales ha sido secado. La finura y la uniformidad de la aspersión, el comportamiento de las gotas rociadas durante el secado, la temperatura, la humedad, la proporción de flujo de masa y el patrón de flujo del aire secante, influyen todas las propiedades del producto seco.

1.1.2.6. Materiales de construcción

El material que más se usa para la construcción de los secadores por aspersión es el acero inoxidable, aun sobre el aluminio y otros tipos de materiales, a pesar de su alto costo. Como se sabe, este tipo de material es el ideal para el uso en alimentos, por

su fácil limpieza, acabado espejo evitando el crecimiento microbiano y su casi inexistente corrosión con otros materiales, permite con esto realizar un proceso con alta higiene, evitando que se de la contaminación entre los materiales que se secan, impregnándose el olor y/o sabor entre ellos, siempre y cuando se tenga una buena limpieza y sanidad (53, 59, 43, 42).

En algunos casos se da el aislamiento de las paredes de la cámara de secado, como práctica ingenieril, con el principal interés de aumentar la eficiencia térmica del proceso. Las temperaturas del metal de las cámaras excede considerablemente la temperatura del producto, por lo que en el caso de fluidos termoplásticos, como el jugo de frutas, la temperatura de las paredes es lo suficientemente alta para causar serios deterioros en el sabor y el color del producto, y el aislamiento tiene que ser removido de las paredes del secador, pues al maniobrar los productos se da la tendencia de que se adhieren hasta aislar el metal caliente, causando una gran pérdida de la eficiencia térmica.

1.1.3. Características del producto seco

Se presentan partículas de diferentes tamaños, de forma esférica u oval, que pueden ser rígidas o huecas. Las características del producto obtenido dependen en gran medida de las propiedades del material que se va a secar, del solvente y de las condiciones de operación. (23, 24, 27, 14, 17)

Los polvos higroscópicos se dan cuando el secado ha sido drástico, de tal forma que la humedad final del producto no esta en equilibrio con la humedad del aire que le rodea. Al existir esta diferencia, los polvos captan agua del medio formando una solución saturada en la superficie de las partículas, tornándose pegajosas y capaces de formar puentes de unión (Van Der Waals o puentes de hidrógeno), dependiendo de la distancia entre las partículas así como del número de puntos de contacto.

Un análisis básico del producto final, se basa en la cuantificación y cualificación de las siguientes características físicas:

- Distribución de tamaños.
- Esfericidad.
- Solubilidad.
- Pérdidas de color.
- Oxidación.
- Humedad.
- Densidad.
- Higroscopicidad
- Dispersabilidad

Entre las propiedades del polvo, toma gran importancia la densidad del producto ya seco, así como la distribución de las partículas, pues de ahí se da la forma en como se pueden manejar muestras pequeñas o grandes y ayuda a identificar cual es el tipo de empaque más adecuado en cada caso. Por todo esto, es una variable

importante a manejar, con lo que se hace necesario mencionar los aspectos más importantes de estas dos propiedades.

Densidad

Al aumentar la velocidad de atomización, disminuye la densidad del polvo, pues en cierto grado se da la formación de esferas huecas. El tamaño de la partícula puede ir incrementándose en relación en este caso con la velocidad de atomización, haciéndose cada vez más frágil, hasta llegar a fragmentarse. Esto depende también de la solución de la que se parte. Algunas soluciones pueden producir sólo partículas sólidas y otras partículas huecas sin tener que aumentar la velocidad de atomización. Las sales inorgánicas no dan esferas huecas (53, 63, 42).

Se han dado algunas tipos de reglas, como que al incrementarse la velocidad de atomización disminuye la densidad del polvo o que al aumentarse los sólidos en suspensión, aumenta la densidad, pero todo esto esta sujeto a las condiciones de proceso y al propio cuidado que se tenga de este. También se ha visto que una propiedad importante para manejar la densidad del polvo, es la viscosidad de la suspensión, pues al incrementarse la viscosidad, las suspensiones más altas en sólidos forman esferas grandes y huecas que dan como resultado una menor densidad, en el mayor de los casos. Chaloud (1957) (53) evaluó y demostró experimentalmente en secadores de rocío para detergentes, que la densidad a granel aumenta cuando:

- Se reduce el tamaño de la gota.
- Se reduce la temperatura del aire a la entrada.
- Se incrementa el caudal existente de aire.
- Se incrementa la turbulencia del aire.
- Se emplea flujo a contracorriente en lugar de la corriente paralela.
- Se asegura un intervalo amplio de distribución de tamaño del atomizador.

Distribución de tamaños de partícula

Esta es una de las propiedades más importantes de conocer y evaluar con respecto a la calidad del producto seco. Esta se basa en la forma en como se distribuyen las partículas secas en cuanto a su tamaño. Se sabe ahora que esta distribución de tamaño esta influenciada directamente por el dimensión de las gotas asperjadas, aunque rara vez son iguales estas dos.

Es difícil predecir el tamaño de las partículas, aunque en forma indirecta se puede dar una idea de cual será este, pues el tamaño de estas esta influenciado por las propiedades físicas de la suspensión a secar (principalmente la viscosidad), además de las características de secado y el viaje de las partículas dentro de la cámara.

Se han desarrollado varios métodos para evaluar esta distribución de tamaños, entre los cuales, el principal y más utilizado es el método de Friedman, (12, 62, 42, 21) basándose en diversas ecuaciones a las que se llegaron tras estudiar la aspersión, en particular, a través de un disco centrífugo. Estas ecuaciones se manejan en unidades del sistema c.g.s.:

$$D_{vs} = K^1 r (Mp / \rho_1 N r^2)^{0.6} (\mu_1 / Mp)^{0.2} (\varphi \rho_1 n h / Mp^2)^{0.1} \quad [5]$$

$$D_{vs} = 0.4 [G / (\rho N^2)]^{0.6} [\mu_s / G]^{0.2} [(\gamma \rho L) / G^2]^{0.1} \quad [6]$$

$$D_M = 3 D_{vs} \quad [7]$$

$$D_{95} = 1.4 D_{vs} \quad [8]$$

De estas ecuaciones, D_{vs} es el Sauter medio, o sea, el diámetro representativo de la población de gotas espreadas, D_M es el diámetro máximo de dicha población de gotas y D_{95} es el diámetro en el cual se incluye por debajo del 95 % de gotas espreadas.

El cálculo medio del diámetro puede sintetizarse con las ecuaciones anteriores las cuales esta diseñada para velocidades periféricas menores a 90 m/s aunque se ha comprobado una estrecha relación en el cálculo por la ecuación de velocidades periféricas de hasta 150-160 m/s. (12, 42)

1.1.3.1. Dispersión de las gotas

La distribución del tamaño no puede predecirse fácilmente a partir de la propia distribución de tamaños de la aspersión, la velocidad de la caída de las partículas a través del aire caliente, y en consecuencia el tiempo de secado, son difíciles de predecir.

La forma en como se lleva a cabo la dispersión del fluido, determina que tan práctico es el secado por aspersión. Esta dispersión asegura por lo menos el secado primario de la suspensión antes de que sea rechazada o se impacte en la pared.

Se emplea el estudio de la forma de dispersar en el cálculo del viaje de las gotas para conocer cual es su velocidad y con ello la distancia en que viajan, para poder llegar así a dar un secado completo.

Si este viaje se da en una distancia muy pequeña o demasiada grande, los gases de secado suben de temperatura, especialmente los gases externos, dando esto como resultado la disminución de la eficiencia térmica del proceso. Esta eficiencia térmica, entre otras cosas, también depende de la forma en que viajan las partículas y de la densidad del aire. La dispersión aumenta conforme aumenta la viscosidad del fluido y la densidad del aire. La persistencia del viaje de las partículas en la dirección impartida por la aspersión depende en gran medida de la velocidad del aire caliente.

La velocidad terminal del aire se calcula por la Ley de Stokes : (30, 50, 53)

$$V_T = \frac{2}{9} (\rho_1 - \rho_2) g r^2 / \mu_a \quad [9]$$

La ley de Stokes se modifica para partículas esféricas en dos dimensiones:

$$V_R = [v_t (\rho_1 - \rho_2) D^4] / 18 \mu_a r \quad [10]$$

El calor transferido en la partícula asperjada se da principalmente por convección, aunque en esta operación unitaria se dan las otras dos formas de transferencia de calor. (53)

1.1.3.2. Proceso de aglomeración

En el secado por aspersión, la aglomeración primaria, que siempre existe, se completa por una segunda aglomeración aplicada mediante el retorno de finos. Los finos son por definición las fracciones procedentes de los ciclones y consisten en pequeñas partículas secas que son introducidas al secador cerca del atomizador en donde se encontrarán y chocarán con las partículas húmedas atomizadas formando así aglomerados que consisten en muchas partículas adheridas entre sí y cuyo tamaño va de 100 - 150 micras (20).

La aglomeración se mejora bajo las siguientes condiciones:

- Alto contenido de sólidos en la alimentación.
- Mayor cantidad de finos devueltos al atomizador.
- Introducción de los finos más cerca del atomizador.
- Humedad más alta del polvo en la cámara.
- Mayores partículas primarias.

Las características del polvo que se obtiene en éste proceso son:

- Su estructura aglomerada.
- No pulverulento.
- Una densidad más baja que en el polvo obtenido en una planta neumática.
- Una buena fluidez.

La reducción de las temperatura del aire a la salida del secador, dará como resultado una temperatura más baja del producto que sale de la cámara, influyendo directamente en las propiedades del polvo de la siguiente forma:

- Se obtendrán una solubilidad mejorada debido a un menor deterioro térmico.
- Un bajo contenido de aire ocluido, ya que se evita que las partículas se hinchen con aire.
- En la fase crítica del secado, que es cuando hay un contenido de agua no menor al 30%.

1.1.3.3. Ventajas y desventajas que ofrece el secado por aspersión

Ventajas

- a) Es una operación que puede llevarse a cabo en un sólo paso y obtener de una suspensión un producto seco.
- b) Es un proceso continuo.
- c) Tiene un bajo costo de mantenimiento por tener pocas piezas en movimiento.
- d) Tiene un bajo costo de mano de obra.
- e) Presenta poca corrosión en el equipo ya que el producto hace contacto en las paredes cuando ya está seco.
- f) Se obtienen productos solubles (según el uso).
- g) Conserva los materiales sensibles al calor, tanto por los bajos tiempos de residencia como porque la temperatura de la gota está muy por debajo de la temperatura del aire de secado.
- h) Las propiedades del producto se pueden modificar cambiando las condiciones de operación.
- i) Cuenta con bajos tiempos de residencia en una atmósfera caliente.
- j) El flujo de aire respecto al producto puede ser a contracorriente, paralelo o mixto.

El proceso de secado por aspersión se puede representar en la carta psicrométrica, el cual es un método práctico que permite obtener en forma rápida las características del aire de secado a la entrada y a la salida del secador, los cuales son útiles para realizar los balances de materia y energía dentro del proceso.

Desventajas

- a) Se requiere más calor para secar, ya que la alimentación tiene elevado contenido de agua.
- b) El problema de recuperar los polvos incrementa el costo de operación, especialmente cuando se necesitan filtros de bolsa o barredores adicionales en la cámara y ciclón colector.
- c) Alto costo inicial.
- d) Pérdidas de hasta un 20% en la recuperación del polvo por arrastre del ciclón cuando se trabajan bajas concentraciones.

1.2. APLICACIONES DEL SECADO POR ASPERSIÓN

1.2.1. Secado por aspersión en alimentos

La industria alimentaria emplea prácticamente todos los tipos de secadores que se encuentran en la industria química: secadores de túnel, a vacío, flash, rotatorio, por circulación y por aspersión, entre otros.

La duración del tratamiento térmico es un factor importante en la preservación de los alimentos, pues por la rápida evaporación del agua, se evita el deterioro del mismo (retiene la actividad enzimática, no altera en gran medida el contenido vitamínico, no hay eliminación de componentes volátiles que le confieren sabor y olor, etc.), caso contrario en el uso de otro tipo de secadores. Cantidades importantes de sustancias volátiles del alimento son encapsuladas y retenidas dentro del polvo. Además de esto, el alimento no está jamás en contacto con otras superficies (a no ser la propia cámara de secado), siendo este también un factor importante para evitar los cambios de sabor y de color.

1.2.1.1. Leche

Desde el punto de vista cualitativo, la leche es uno de los productos más que es secado por aspersión. Actualmente hay un gran interés en el secado por aspersión en alimentos para bebés, para el uso en la elaboración de crema, como también para la elaboración de helados, ya que puede ser aplicado este tipo de secado para productos con un alto contenido de grasa (40-70%) (15).

Diariamente se procesan millones de litros de leche en las instalaciones de secado por aspersión, pues se aprovechan en su totalidad las extraordinarias capacidades que ofrecen estos tipos de secadores. Para el secado de la leche, el mejor intervalo de temperaturas de operación de entrada del aire de secado van desde 190 - 210 °C, para que la obtención del producto sea de la mejor calidad.

1.2.1.2. Quesos

Formalmente, en los quesos con estructuras imperfectas se utiliza este tipo de secado, pero hoy en día, la demanda de quesos en polvo es semejante a la de quesos que son producidos normalmente, por lo que ha aumentado el uso de este proceso en este derivado de la leche.

Los quesos son molidos y mezclados con agua, hasta una composición semejante a la de la crema. El polvo de queso no puede ser manejado tan fácilmente en un sistema por convección y por un enfriamiento en lecho fluidizado, por lo que se prefiere que sea en la base de la cámara, alternativamente con un sistema de ciclo semicerrado, el cual puede adaptarse en la parte del escape del aire, donde, así mismo, se da el calentamiento indirecto del aire. (42)

1.2.1.3. Alimentos para bebés

Los alimentos para bebés están basados en el secado de la leche, pretendiendo llegar a una semejanza con la leche materna. Este tipo de leche son reconstituidas extensamente hoy en día. Generalmente, el preconcentrado de la leche desnatada se mezcla con minerales y aditivos de vitaminas y grasa de ciertos animales o vegetales en proporciones estrictamente controladas. Se emplean en la preparación de estos alimentos algunos carbohidratos y proteínas, además de aditivos como son los encapsulantes. El polvo se seca hasta una mínima cantidad de agua. Tras esto, el polvo es humedecido nuevamente de un 8 a un 10 %, previamente a la entrada al vibroflizador. Esta nueva humectación provoca la aglomeración del polvo.

1.2.1.4. Caseinato de sodio

La preparación del caseinato de sodio para que sea alimentado al secador por aspersion puede darse a partir de otra caseína húmeda, fresca, cuajada o caseína seca, haciéndose una mezcla de esta con agua y una solución álcali. Esta combinación final es alimentada a un calentador equipado con agitador. El contenido del calentador es bombeado a través de un molino coloidal y regresados al calentador. Este proceso generalmente tarda de 1 - 4 horas por conjunto. La suspensión de caseinato de sodio es altamente viscosa y generalmente esta compuesta de un alto contenido de sólidos (29).

1.2.1.5. Huevo

El huevo, la yema y la clara (albúmina) se secan comercialmente en la actualidad. Aunque si bien la clara de huevo y la yema son muy diferentes en características, la designación del secado por aspersion es similar. Antes de llevar a cabo el secado por aspersion se realizan otros pasos importantes: la homogeneización, y los filtración con lo cual se remueven las membranas y finalmente una pasteurización con temperaturas de 64 a 66 °C utilizando un tiempo de 2 a 4 minutos, con lo que se cubre así con los requerimientos microbiológicos que usualmente dan un total de cuenta de 100 000 col/g, con ausencia de E. Coli y Salmonella .

La albúmina de huevo es fermentada por medio de bacterias, levaduras o enzimas (glucosidasa), que reduce el contenido de glucosa a un 0.15 %, la calidad y condiciones de fermentación varían considerablemente dependiendo de un factor a otro, en forma especial, de las condiciones de pausterización. Un 10 - 12 % de sólidos es la base para la alimentación al secador con un flujo a co-corriente, con atomizador rotatorio ó boquillas de atomización . Se maneja para el aire de secado un intervalo de temperatura de 150 - 200 °C . El polvo resultante de albúmina tiene una humedad del 7 - 9 %.

El polvo del huevo es atractivo en apariencia y completamente soluble: estos son envasados en sacos de plástico o cajas de cartón. Los polvos de huevo y la yema son muy densos comparados con los de la clara.

1.2.1.6. Café instantáneo

La historia de la producción y comercialización del café instantáneo data desde los últimos 50 años. Para su obtención, preceden a el secado por aspersión diferentes procesos, como son el tableado, el tostado, la granulación y la extracción.

Durante el secado por aspersión se forman partículas esféricas con un diámetro cercano a las 300 micras y con una densidad aproximada de 0.22 g/cm^3 . La American Quaternary Specification demanda que en cuanto a el tamaño de la partícula y la distribución del polvo de café no debe de ser menor del 22.5% del polvo retenido. (42)

El polvo debe permanecer en una malla de 420 micras, reteniendo un máximo de 10 % de polvo. En concordancia con estas demandas, la atomización debe realizarse por medio de boquillas y con un secador con flujo a co-corriente. El aire de secado es distribuido a través del techo de la torre como un fluido paralelo aerodinámico a las paredes. La temperatura de secado recomendada normalmente es de cerca de los $250 \text{ }^\circ\text{C}$ con una temperatura de salida de $110 \text{ }^\circ\text{C}$.

La mayor parte del polvo es descargado (cerca del 90 %) desde el fondo cónico de la cámara del secador. El polvo recolectado por el ciclón puede ser reconstituido en el extracto de café o ser reciclado en el interior de la cámara de secado, donde se le da nuevamente un grado de aglomeración (31, 17). El secador por aspersión tiene un gran uso en la manufactura de sustitutos de café, en los cuales se involucran enzimas pretratadas antes de llevar a cabo el secado.

1.2.1.7. Saborizantes alimenticios

Los saborizantes alimenticios son ampliamente utilizados en la industria, donde el grado de volatilidad-retención de la suspensión a secar depende del tamaño de la gota. La goma arábiga es empleada como sustituto para la protección del sabor, está actúa sobre la temprana evaporación de la gota la cual es permeable al agua. Esta selectiva permeabilidad permite la rápida evaporación del agua sin mucha pérdida de los sabores volátiles. Con todo esto, se ha dado un gran desarrollo en esta rama de la industria alimentaria, como lo explica el uso de microencapsulantes de materiales que han sido el origen de varias patentes (33, 24).

1.2.1.8. Carnes

Los purés cárnicos son secados por aspersión para su uso en sopas, salsas, picadillos, etc. La carne de res, por ejemplo, es cocida a $100 \text{ }^\circ\text{C}$ con un 15 - 30 % de agua, ácido acético y aditivos. Está se seca por aspersión en flujo a co-corriente con atomizador rotativo, a temperatura del aire de secado de $150 - 200 \text{ }^\circ\text{C}$ con temperatura del aire de salida de entra $85 \text{ a } 100 \text{ }^\circ\text{C}$. El pollo es otra carne popular la cual también es secada por aspersión. Se recomienda el empleo de un antioxidante en la elaboración de estos productos, para retardar la rancidez de la grasa.

1.2.1.9. Grano de soya

El grano de soya tiene un alto valor nutritivo, es rico en proteínas, además contiene uno de los más importantes aceites para la manufactura de la margarina y la manteca. Cuando el aceite ha sido removido, el producto residual (grano de soya) es apto como material crudo para la producción de proteína. El procesamiento puede ser dividido interiormente en la producción de aislado proteico (por arriba del 92 %) ó concentrado proteico (contenido de proteína del 60 - 70 %).

- **Concentrado Proteico**

La producción de concentrado proteico se da desde granos de soya. Los procesos son similares a los usados para la obtención de proteína aislada, pero en este caso, la extracción se lleva a cabo a temperaturas promedios de 50° C en una solución ácida, baja en hidróclorito. Los carbohidratos y las sales orgánicas están en soluciones internas, las cuales son finalmente secadas en un sistema estandar de co-corriente en un secador por aspersion con atomizador rotativo. El polvo ya seco contiene de un 60-70 % de proteína.

1.2.1.10. Frutas

Las pulpas de frutas, jugos y pastas pueden ser secadas con algunos aditivos y otros como purés de fruta. Algunas frutas a las que se les practica esta operación son: tomates, plátanos, cítricos y mangos, entre otros.

El tomate es la fruta que más es secada por aspersion. Esta es comercializada con o sin aditivos. El polvo de tomate es usado en jugos, purés, pastas y sopas. El plátano es secado y comercializado a un extenso mercado, como es el caso de la industria elaboradora de helados.

El polvo de plátano es usado como aditivo para alimentos para bebés y como saborizante para confitería. Los cítricos son secados en pequeños lotes y son utilizados como saborizantes de helados, leche y yoghurt, con uso en la confitería..

1.2.1.11. Secado por aspersion utilizando temperaturas moderadas

- **Vegetales**

Un gran variedad de vegetales pueden ser secados por atomización tras una homogeneización. Los procesos de secado no son tan dificultosos como los que se realizan a las frutas, pues se emplean equipos más estandarizados. Los polvos obtenidos son de apariencia muy fina y polvoriento. A pesar de esto, aún hay un limitado interés por el secado por aspersion en vegetales, si bien los polvos de estos pueden ser utilizados en sopas secas o para otros tipos de productos terminados. Estos polvos, requieren un espacio de almacén en los cuales la temperatura no exceda los 25 °C.

- *Productos azucarados*

La manufactura de un fluido libre de glucosa, parte del producto seco de una mezcla con una solución de glucosa saturada y finalmente estandarizada para la obtención de una suspensión consistente para su posterior secado por aspersion.

Mezclas de gelatina - azucaradas con un contenido de un 30 % de sólidos pueden ser secadas por aspersion , en condiciones de secado semejantes a los productos con alto contenido de grasa. En la cámara de secado puede incorporarse un sistema de aire de barrido. Un lecho fluidizado es montado en la base de la cámara.

El calentamiento del aire se da en forma indirecta, pasando el aire a 230 ° C a un flujo de co- corriente, la cámara de secado utiliza un atomizador rotativo, la temperatura de salida es aproximadamente de 100 ° C, la temperatura de alimentación es de 45 - 65 ° C y finalmente el contenido de humedad es de un 4 % .

1.3. GENERALIDADES DE MATERIAS PRIMAS A EMPLEAR

1.3.1. Suero

En la industria alimentaria, siempre ha habido desperdicio de ciertas sustancias o subproductos en la elaboración de artículos principales que en algunas ocasiones el industrial o productor no reconoce la importancia que estos tienen, sea por ignorancia o por falta de dinero para poder llevar a cabo otro proceso con el que se pueda dar provecho. En el caso de la industria láctea, se encuentra el suero en grandes cantidades, como subproducto de la quesería y de la caseinería, el cual difiere entre sí dependiendo del tipo de producto del cual se haya obtenido, teniéndose suero ácido conteniendo menos glucosa pero una cantidad mayor de sales minerales procedente de quesos de pasta blanda o de la fabricación de caseína, que el procedente de quesos de pasta cocida. Varía también el contenido de grasa en el suero, dependiendo también del tipo de queso (desde el panela hasta el tipo manchego y oaxaca o la fabricación de mantequilla).

La composición media de un litro de suero se muestra en la tabla 1.2:

Composición media del suero lácteo

Componente	Cantidad
Lactosa	45 a 50 g
Proteínas (albúmina, globulina, restos de caseína)	7 a 9 g
Materias nitrogenadas solubles	1.5 g
Grasa	1 a 2 g
Sales	6 a 8 g
Extracto seco total	63 a 70 g

Tabla 1.2. Visseyre R. 1986

El suero condensado y en polvo se utiliza como alimento en la avicultura y en la industria porcina debido a su elevado contenido de riboflavina y de lactosa para prevenir la coccidiosis en las aves, pero el exceso en su consumo produce diarrea en los cerdos.

El suero constituye una fuente importante de lactosa y proteínas extrayéndose por inyección de vapor, o por medio del tratamiento del suero en polvo con alcohol con 95 ° G.L. a temperaturas de 60 °C cristalizando la lactosa con ácido clorhídrico.

El suero de leche es de fácil fermentación, y si se lleva un buen control de esta se puede obtener la formación de diversas sustancias. Si se cultiva el suero con *Streptococcus lactis*, se obtendrá ácido láctico o someter al suero a fermentación acetobutílica provocándola el *Clostridium acetobutylicum* obteniéndose butanol y acetona. También se pueden producir levaduras como la *Torula* y la *Saccharomyces fragilis* constituyendo una excelente fuente de proteínas y vitaminas para los animales.

Se emplea también el suero para la obtención de resinas fenólicas, pues la transformación de lactosa a alcohol es sencilla y el alcohol puede a su vez convertirse en vinagre.

Uno de los procesos más importantes en cuanto al uso del suero, se da al secarlo para obtener polvo, por medio de la atomización o el método de los cilindros. (15, 60, 61)

1.3.2. Saborizantes y aromatizantes

Existen sabores y olores utilizados en la industria alimentaria que tal vez no se habían imaginado, desde los muy comercializables como podría ser el de naranja o el de queso, hasta olores tan especiales como puede ser el azahar. En esta rama hay una gran extensión de material de que hablar, pues aquí también se pueden involucrar algunas sustancias sintéticas como las grasas y mantequillas, las cuales, por sus efectos emulsificantes, son utilizadas hoy en día en la industria panadera, de alimentos precocinados y uno que otra industria de helados, por mencionar algunas.

El aroma de los alimentos, además de la apariencia, son las bases fundamentales para poder llevar a cabo una aceptación y una venta a la primera impresión, acompañándose a partir de ahí el sabor y el valor nutritivo. Así, todo alimento se basa en una mezcla compleja de moléculas, las cuales son volátiles en ciertas condiciones, por lo que se puede definir a un aromatizante simplemente como una sustancia o sustancias o una preparación de estas, añadida a un alimento y/o bebida para brindarle un nuevo aroma o modificar el que tenía y a un saborizante como cualquier sustancia que modifique el sabor de un producto o enmascare uno indeseable o poco agradable.

Por mucho tiempo se han definido como sabores básicos al ácido (ácido acético), dulce (azúcar, sacarina), salado (sal de condimentar) y amargo (sustancias margas de lúpulo), pensándose que se podía reproducir cualquier sabor haciendo una mezcla de estos cuatro siempre y cuando se junten en las cantidades adecuadas, pero no todas las veces se pueden igualar algunos sabores. A esto se le unen algunos factores que influyen en la percepción de los mismos, como son la temperatura, la textura del sistema en que se encuentre y la presencia de otros compuestos (6).

Los sabores pueden ser de composición totalmente natural o tratarse de una mezcla de extractos naturales con componentes sintéticos. Los productos líquidos de origen natural se les llama generalmente esencias, mientras que los productos totalmente sintéticos se les llama sabores (19). Los sabores, sin importar su composición, se les encuentra disponibles como pastas, líquidos, dispersiones o encapsulados. Deben de ser inócuos en su uso, ajustarse al producto final, técnica y estéticamente, cumpliendo con cualquier requisito legal del país en que se venda, con estabilidad antes, durante y después de su incorporación al producto, debe resistir condiciones adversas de almacenamiento y debe de ser económico.

Algunas de las desventajas que se consideran para utilizar un sabor natural, basado principalmente en frutas son las siguientes:

- *Son costosos en algunas ocasiones debido a la baja intensidad del sabor.*
- *Se requiere de una alta cantidad para alcanzar cierto nivel de sabor, dificultándose la fabricación del producto, pues la textura de este es inaceptable, disminuyendo su vida de anaquel.*
- *El sabor de de estos cambia al someterlos a procesos donde interviene el calor.*
- *Pueden cambiar a medida de que maduran, produciéndose sabores y olores desagradables sino se tiene cuidado en su almacenamiento.*

Se obtienen las sustancias saborizantes de las frutas por medio de destilación con vapor de agua y su posterior extracción con éter de petróleo de la mezcla agua-aceite, por medio de la evaporación del disolvente al vacío (cerezas, fresas, manzanas). Las frutas pueden exprimirse en prensas, filtrar el zumo y extraer estos con disolventes o evaporar al vacío hasta alcanzar la concentración del 60 % en azúcar (34). Otra forma también de llevar a cabo la concentración es por medio de la congelación, conociéndose a este operación unitaria como crioconcentración.

Cada vez se usan más los sabores sintéticos, aunque algunas veces es más aceptable el sabor natural que el artificial, además de que están formados de compuestos potentes de productos químico-aromáticos que deben de disolverse adecuadamente y en las concentraciones necesarias, pero

- *Son más baratos que el producto natural.*
- *Son estables y de larga vida de anaquel.*
- *Están diseñados para soportar diversas condiciones de almacenamiento.*
- *Son de elevada concentración.*
- *Pueden ser diseñadas y con ello producirse según las necesidades del usuario de acuerdo al producto o proceso en específico.*
- *Son de ilimitada disponibilidad.*
- *Son consistentes en calidad y en efecto de sabor.*

Como ya se mencionó, los sabores están constituidos por una alta cantidad de compuestos aromáticos seleccionados, de los cuales las materias primas que principalmente se utilizan son las hierbas de origen natural (especias, frutas, verduras aromáticas, vainilla), preparados de origen natural (aceites esenciales, oleorresinas, extractos, jugos de frutas), productos aislados preparados de sustancias de origen natural, productos sintéticos preparados de sustancias aisladas de materias naturales como la vainillina, compuestos sintéticos idénticos a los existentes en la naturaleza, potenciadores de los sabores naturales y las sales orgánicas.

Algunas sustancias se obtienen partiendo de frutos secos, como pueden ser las habas, sometidas a tratamientos especiales según sea el caso, como las vainas de vainilla a las cuales se les somete a fermentación para poder llevar a cabo el desdoblamiento de la glucovanillina en glucosa y vainillina o el tratamiento al cacao, donde se lleva a cabo la fermentación de las semillas en unos tres días dándosele después un calentamiento espontáneo hasta 43 °C, para perder el sabor amargo inicial y tomar otro que es más agradable y aromático, los cuales se destinan a la fabricación del polvo de cacao y del chocolate. Los aceites esenciales también se emplean como sustancias gustativas (aceite de cítrónela, de menta piperita), también así mismo los compuestos de síntesis completa, como los ésteres.

En cuanto a los aromas, existe gran interés en diversas plantas, como el bálsamo y la oleorresina que tienen un olor penetrante, buscando extraerles el complejo o sustancia que produce dicho aroma, por lo que casi todas las partes de la planta son utilizadas (hojas, raíz, corteza, frutos, flores). Se utilizan también las secreciones de algunos animales, pero en un porcentaje menor. En las plantas, dicho aroma se basa en la cantidad de aceites esenciales que tienen en su composición, los cuales se extraen por medio de los siguientes métodos (34):

- El prensado (prensado de algunos cítricos, como los limones, conteniendo d - limoneno.
- La destilación con vapor de agua (aceite de rosas volatilizado con vapor de agua.
- Por medio de la extracción (componentes con disolventes fácilmente volátiles).
- La macecaración en caliente con grasas y aceites (esponjamiento y ablandamiento)
- El enflorado (absorción en frío de una grasa del perfume para la elaboración de pomadas).
- El desdoblamiento enzimático.

Los componentes de los aceites esenciales están formados por hidrocarburos terpenos, sesquiterpenos, diterpenos y politerpenos; ésteres de los ácidos benzoico y

salicílico, alcoholes (mentol, borneol) y aldehídos (benzoico, vainillina). En cuanto a los aceites etéreos, estos reciben el nombre de la planta de donde proceden (aceite de bergamota del *Citrus Aurantium L*, subespecie *Bergamia*). No todas las partes de la planta tienen olor, pues sus sustancias odoríferas no se encuentran en forma libre sino como glucósidos, por lo que deben de realizarse una hidrólisis, para después llevar a cabo la destilación (se encuentran en este caso la obtención del aceite de mostaza). Ya obtenidos los aceites esenciales, estos se alteran fácilmente por la acción de la luz y del aire, por lo que deben de ser conservados en lugares oscuros, frescos y bien cerrados. Entre algunas sustancias odoríferas de origen animal se encuentran el amizcla contenido en una glándula del abdomen del macho de la cabra amizclera; la algalia o civeto, que es la secreción de una glándula del gato de algalia hembra o macho de Africa; el ámbar, el cual es un producto patológico del cachalote que se encuentra flotando sobre el mar y el castoreo del castor americano, entre los más importantes (23).

También se encuentran sustancias odoríferas sintéticas que parten de productos de origen natural (llamándoseles semisintéticas, como el alcanfor). La síntesis de estas sustancias se realiza con la aplicación de reacciones químicas como la condensación, esterificación, alcoholación o halogenación.

Para que el olor persista se requiere de un fijador, que es un compuesto de alto punto de ebullición, los cuales también se encuentran en forma natural (algunas resinas y ceras vegetales) o en forma sintética. A nivel industrial se preparan aceites naturales y aceites etéreos, extractos concentrados de agentes sapígenos, sustancias químicas puras de olor y de sabor, agentes de conservación para sustancias grasas, perfumes al agua, aceites perfumados (exentos de alcohol) para perfumes, jabones de tocador, cremas, productos de higiene, esencias para aguas de colonia, agentes de purificación del aire y neutralizadores y productos para el cuidado de pieles y zapatos. Con esto, se puede uno imaginar fácilmente la gran cantidad de clientes que utilizan estos productos, pues este tipo de industria se dedica a fabricar materias primas que tienen mucha importancia para otro tipo de industria principalmente la alimentaria y la química.

1.3.3. Detergentes

La industria química también ha sido pionera en el secado por aspersión, refiriéndonos con esto, a la incursión en la producción de diversos compuestos como es el caso de algunos farmacéuticos, pulidores en polvo, detergentes o jabón en polvo, sin contar productos individuales que son muy susceptibles a la oxidación o que son altamente corrosivos y que por lo tanto debe tenerse un buen manejo y control del proceso.

Estos tipos de productos, por lo general, se menciona que deben deshidratarse por medio de secadores por aspersión a contracorriente, para evitar la pérdida de la mayor cantidad posible de finos (polvo que no puede ser separado por el ciclón del aire a la salida del secador y que se escapa al medio ambiente) y por lo tanto no causar

problemas de contaminación en la planta manteniéndose un buen rendimiento de producción.

En este caso nombraremos la producción de detergentes en polvo y de pulidores dentales, que es uno de los caso experimentales que se nombrarán en este trabajo.

Antes se usaba en gran cantidad jabones elaborados con materia prima a base de una mezcla de ácidos grasos obtenida por saponificación de las grasas animales y vegetales, como el sebo de buey, carnero, grasa de huesos de pescado, aceite de palma, entre otros, constituidas generalmente por los ácidos grasos sólidos como la estearina (ác. palmítico y esteárico) y un ácido líquido, la oleína (ác. oléico), desdoblándose la grasa por medio de un catalizador como el ácido sulfúrico.

Ahora se da la utilización de ácidos grasos sintéticos, lejías alcalinas, reactivos de blanqueo (persulfatos), colorantes, odorizantes y materias de carga (caolín, talco, azúcar, almidón, saceína y glicerina), algunas resinas, ác. nafténicos y saponinas, aplicándose estas últimas eventualmente como agentes emulsificantes y de lavado. En las soluciones acuosas de jabón tiene importancia el "punto de enturbamiento" que es la temperatura a la que dicha disolución preparada en caliente presenta la primera turbidez al enfriarse, dependiendo esto, del punto de fusión de los ácidos grasos presentes en el jabón.

Las disoluciones de jabón emulsionan las grasas y aceites y a ello se debe su acción detergente y limpiadora, teniendo propiedades de disminuir la tensión superficial, desprendiendo la suciedad y la grasa, de emulsionante demostrándose en la propiedad de los detergentes de formar espuma, la cual envuelve las partículas de suciedad desprendida impidiendo su sedimentación y su acción limpiadora la cual se basa en su poder de mojado, eliminando la capa molecular gaseosa absorbida sobre la superficie sólida.

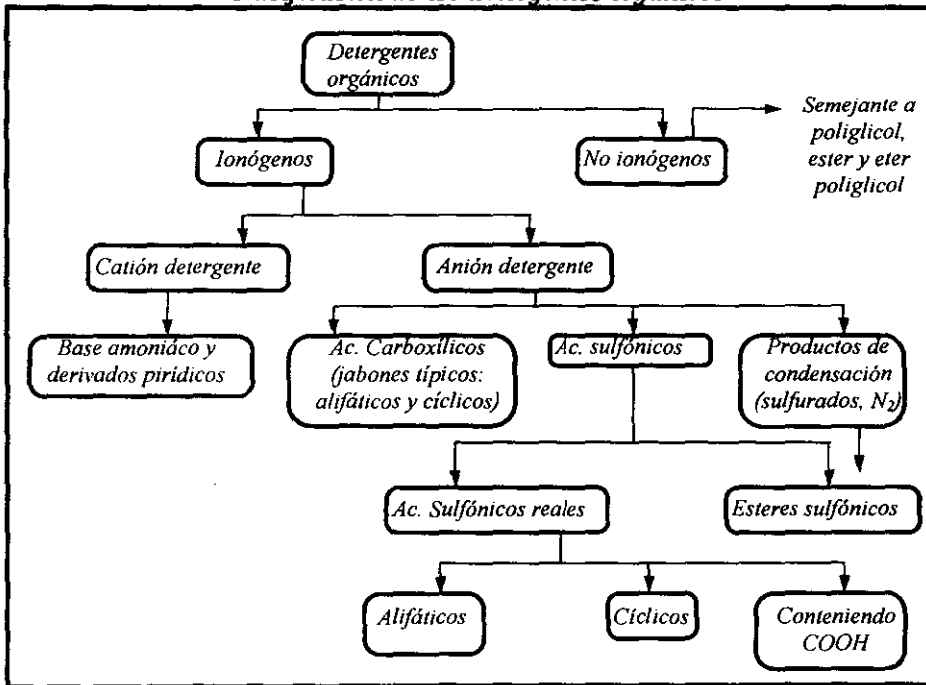
Los jabones se clasifican en las siguientes clases (34):

- *Jabones de grano o de núcleo: en estos se lleva acabo un proceso de salado con NaCl en donde, el jabón se reúne como un núcleo semilíquido sobre la lejía acuosa formando el jabón de grano, los cuales laminados y cortados sirven para preparar el jabón en copos o escamas.*
- *Jabones de semigrano: son una mezcla de jabones de grano y jabón de empaste de grasa de coco, en los cuales no es necesario el salado para su obtención.*
- *Jabones de empaste: son jaleas de jabón solidificadas que retienen agua, glicerina, sales y la disolución del alcalí, en exceso sobrante en la saponificación. Son de difícil saladura por ello se destinan directamente a la venta, resultando jabones de baja calidad.*

- **Jabones blandos o de unto:** estos se obtienen a partir de aceites vegetales más baratos (linaza, cañamo, pescado), saponificándose con disolución de KOH, no salándose esta pasta. Tiene aplicaciones en la industria textil y en el lavado casero.

En el caso de los detergentes ofrecen propiedades específicas útiles para determinadas aplicaciones. Los detergentes sintéticos pueden clasificarse en los siguientes grupos: agentes de mojado, espumantes, lavado y de dispersión. Por su comportamiento con el agua se distinguen los disociables iónicamente y los no ionógenos. Los jabones de grasa son activos aniónicos. En la siguiente cuadro se muestra una clasificación general de los detergentes orgánicos elaborados industrialmente de acuerdo a lo mencionado anteriormente:

Clasificación de los detergentes orgánicos



Cuadro 1.1. Henglen F. 1980.

Con el cuadro anterior, se hace necesario definir los conceptos más importantes que se muestran a continuación:

- ◆ *Detergentes aniónicos: Poseen en el anión un grupo hidrófobo que puede ser una parte de la molécula de alto peso molecular y estructura alifática, naftética y/o aromática. Contienen un grupo carboxílico o sulfónico que le confiere solubilidad en el agua.*
- ◆ *Detergentes catiónicos: La parte hidrófoba de la molécula esta unida al grupo básico y pasa como catión a la solución. Se consideran como componentes derivados del amoniaco por sustitución parcial o total de sus átomos de hidrógeno por radicales orgánicos. Cargan positivamente a las partículas de suciedad por lo que tienen escasa acción en fibras cargadas negativamente.*
- ◆ *Detergente no ionógenos: Su solubilidad se debe a la presencia de grupos hidrófilos contenidos en la cadena de hidrocarburos alifáticos de elevado peso molecular como los grupos hidroxilo y los puentes de oxígeno (semejantes a los polisacáridos). Su efecto de lavado se basa en la degradación química de los constituyentes orgánicos de la suciedad (grasas, carbohidratos, compuestos semejantes a las proteínas), donde el agente de lavado debe tener las enzimas necesarias para poder llevar a cabo la descomposición de estos: lipasas, amilasas, proteasas. La activación es exaltada por las saponinas, las cuales se obtienen de plantas en forma de glucósidos.*

1.3.3.1. Fabricación de detergentes

Las materias primas empleadas en la de fabricación de detergentes son:

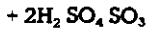
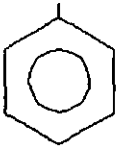
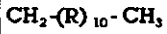
1. Dodecíl benceno, tolueno.
2. Oleum.
3. Sosa.
4. Agua.
5. Sulfato de sodio.
6. Tripolifosfato de sodio.
7. Silicato de sodio.
8. Ingredientes menores (abrillantadores, Carboximetilcelulosa, colorantes, sustancias para evitar polvosidad).
9. Colorantes espumantes.

La reacción empieza al poner en contacto el dodecil benceno y tolueno con el óleum, inyectándose éstas a una bomba centrífuga, la cual homogeneiza la mezcla reaccionante convirtiéndose casi en un 75 % en mezcla ácida detergente (dodecil-benceno sulfonato ácido) para posteriormente completar la reacción en reactor tubular continuo. Las variables importantes a controlar son : la presión, temperatura, volúmenes de alimentación de los reactante (fig. 1.7).

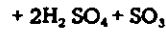
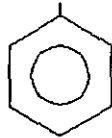
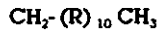
Posteriormente para esa mezcla detergente a una etapa de decantación donde se separa el dodecil-benceno sulfonato ácido del ácido sulfúrico diluido no utilizado en la sulfanación. Esta mezcla ya separada se neutraliza con sosa cáustica y agua con el fin de diluir la mezcla neutralizada y homogeneizar más el control del pH. Esto se transfiere a un tanque de almacenamiento y posteriormente a un tanque mezclador provisto con un sistema eficiente de agitación donde será adicionado el resto de las materias primas incluidas en la formulación.

Reacciones efectuadas en la elaboración de detergente

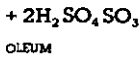
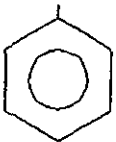
a) SULFANACION



DODECIL BENCENO

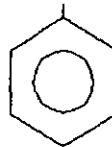
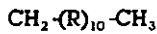
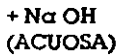
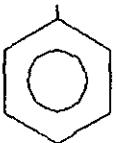
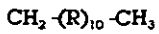


DODECIL BENCENO
SULFANATO ACIDO

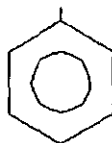
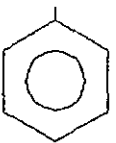


TOLUENO

b) Neutralización



DODECIL BENCEN-
SULFANATO DE
SODIO DETERGENTE



SO_3Na
TOLUEN-BENCEN-
SULFANATO DE
SODIO

Fig. 1.7. Parra, Tesis U.N.A.M. 1981.

1.4. DISTRIBUCIÓN DEL AGUA EN LOS ALIMENTOS

El agua interacciona con los diferentes constituyentes y puede permanecer en forma inmóvil unida a las proteínas, carbohidratos, o bien, puede estar de una forma más o menos libre cuando se encuentra unida débilmente a otras moléculas. A valores de actividad de agua de 0.2 - 0.3 se encuentra la llamada capa monomolecular, que se desarrolla cuando una fracción de agua interacciona directamente con la superficie polar del alimento, cubriéndola con una capa de moléculas de agua. A medida de que aumenta la actividad de agua se forman diferentes tipos de capas de agua que pueden permanecer distribuidas en los capilares de los alimentos o bien atrapadas entre sus componentes.

De la figura 1.8, la zona 3 tiene una actividad de agua prácticamente como la del agua pura, es más abundante en la mayoría de los alimentos y esta disponible para las diferentes reacciones químicas y para el crecimiento de microorganismos. La eliminación de esta agua por calentamiento, reduce la actividad de agua a un valor de 0.8 aproximadamente, pero este valor puede variar con cada tipo de alimento .

En la zona 2 el agua se encuentra distribuida en diferentes capas más estructuradas y en microcapilares. Es más difícil de eliminar que la de la zona 3, obteniéndose valores de A_w aproximados a 0.25. Cuando esto se alcanza se puede observar que las reacciones químicas se reducen considerablemente, pues se alcanza una mayor estabilidad desde valores de actividad de agua de 0.5 que corresponden a humedades del 3-8%.

Finalmente el agua de la zona 1 que corresponde a la capa monomolecular es la que resulta más difícil de eliminar de los tres diferentes tipos de agua existentes en los alimentos por medio de los procesos térmicos de secado, pues en algunos casos sólo se puede llegar a reducir parcialmente durante la deshidratación.

Las reacciones de oxidación de lípidos se efectúan más fácilmente en esta zona y por lo cual en la industria de los deshidratados es muy importante obtener productos con un mínimo contenido de humedad para evitar estas reacciones propias de los alimentos .

La variación de los límites de las zonas 1, 2 y 3 dependen de las curvas de adsorción y aquellas tienen diferentes valores de actividad de agua de acuerdo con el alimento, pudiendo variar debido a diferentes factores, entre los cuales la temperatura es de los más importantes. El contenido de humedad de equilibrio de las zonas 1 y 2 aumenta a medida de que la temperatura disminuye.

Cambios que ocurren en los alimentos en función de la A_w a 20°C

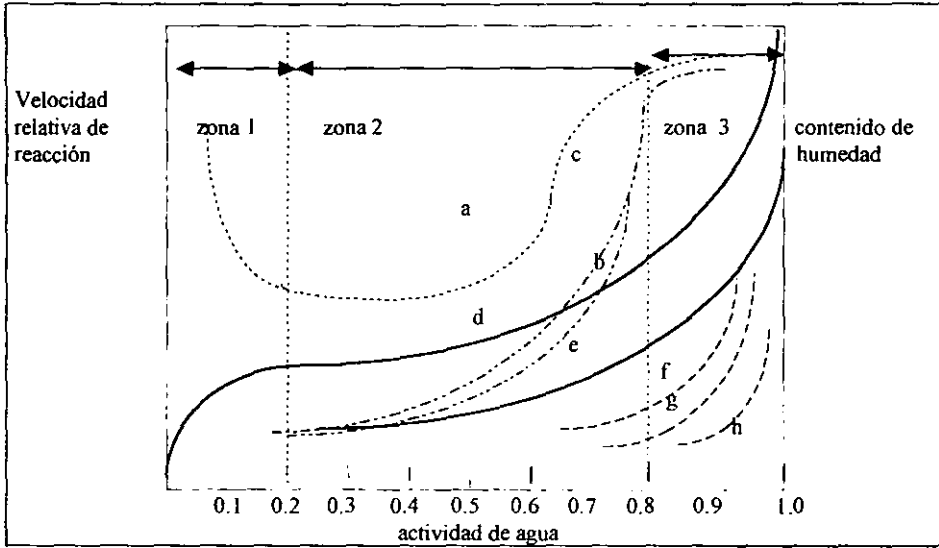


Fig. 1.8. Badui , 1994.

a) oxidación de lípidos. b) reacciones hidrolíticas, c) oscurecimiento no enzimático, d) isoterma de contenido de humedad, e) actividad enzimática, f) crecimiento de hongos, g) crecimiento de levaduras y h) crecimiento de bacterias.

Resumiendo:

ZONA 1 : el calor de sorción para la primera etapa es constante e igual al ΔH_v (calor de vaporización) más un calor constante de desorción, en función de la interacción agua-sólido.

ZONA 2 : el calor para todas las capas restantes, localizadas sobre la monocapa, es igual al ΔH_v .

ZONA 3 : la absorción o desorción sólo ocurre en sitios específicos.

La ecuación general de la isoterma de BET puede ser derivada cinéticamente de mecanismos estadísticos y de las condiciones termodinámicas, obteniéndose la siguiente expresión

$$A_w / (1 - A_w) W = 1 / W_m C_T + A_w (C_T - 1) / W_m C_T \quad [11]$$

A continuación se describen las diferentes formas en que se puede presentar el agua en los alimentos y algunos conceptos básicos que las complementan. Ver fig. 1.9 y 1.10 (58, 6, 25).

- ◆ **AGUA LIGADA:** El contenido de humedad en equilibrio se alcanza cuando la presión de vapor del sólido iguala a la presión parcial en el gas secante: la humedad permanece no importando cual largo sea el proceso de secado (siempre y cuando las condiciones no cambien). Cualquier cantidad adicional de agua, continuara ejerciendo la misma presión de vapor permaneciendo en equilibrio con el aire saturado. La humedad añadida actúa como agua libre, llamándosele humedad no ligada.
- ◆ **AGUA NO LIGADA:** Se refiere a la húmeda contenida por una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.
- ◆ **HUMEDAD LIBRE:** Es la contenida por una sustancia en exceso de la humedad en equilibrio ($X - x^*$). Sólo puede evaporarse a la humedad libre de un sólido pero esto depende de la concentración del vapor en el gas.
- ◆ **CONTENIDO DE HUMEDAD EN BASE HUMEDA:** El contenido de humedad en un sólido o solución generalmente se describe en función del porcentaje en peso de la humedad, a menos que se indique otra cosa, se sobreentiende que esta expresado en base húmeda, es decir como $(\text{Kg de humedad} / \text{Kg de sólido húmedo})100 = (\text{Kg de humedad} / (\text{Kg de sólido seco} + \text{Kg de humedad} (100))) = 100 X / (1 + X)$.
- ◆ **CONTENIDO DE HUMEDAD EN BASE SECA:** Se expresa como $\text{Kg de humedad} / \text{Kg. de sólido seco} = X$. Porcentaje de humedad base seca = $100 X$.
- ◆ **HUMEDAD EN EQUILIBRIO (x^*):** Es el contenido de humedad de una sustancia que está en el equilibrio con una presión parcial del vapor dada.
- ◆ **HUMEDAD CRITICA:** El contenido de humedad crítica es aquel contenido de humedad que existe al final del periodo de velocidad constante. En este punto el movimiento del líquido hacia la superficie del sólido se hace insuficiente para reemplazar el líquido que esta siendo evaporado. Esta humedad depende de la facilidad de los movimientos de el agua dentro del sólido y de su estructura porosa.
- ◆ **HUMEDAD EN EQUILIBRIO:** El contenido de humedad en equilibrio se alcanza cuando la presión de vapor del sólido iguala a la presión parcial en el gas secante: la humedad permanece no importando cual largo sea el proceso de secado (siempre y cuando las condiciones no cambien). Cualquier cantidad adicional de agua, continuara ejerciendo la misma presión de vapor permaneciendo en equilibrio con el aire saturado. La humedad añadida actúa como agua libre, llamándosele humedad no ligada.

Tipos de humedad implicados en el secado de sólidos

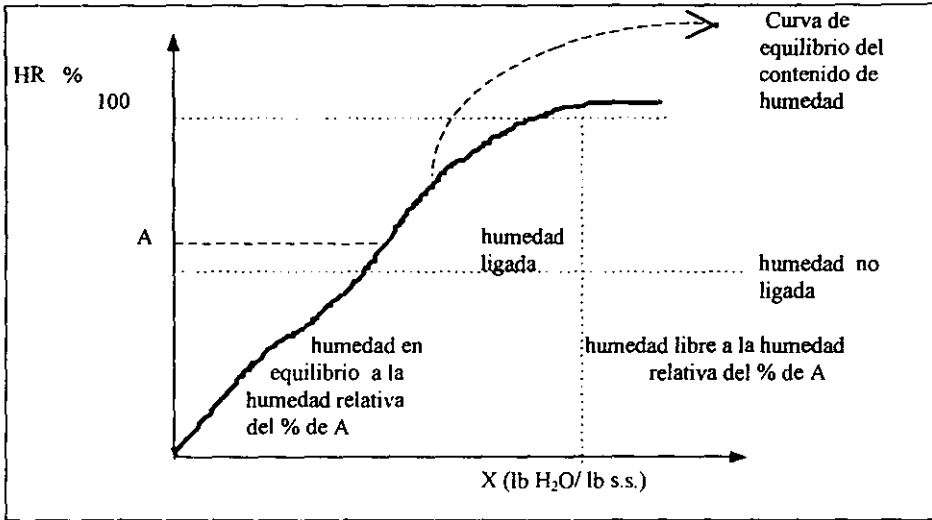


Fig 1.9. Foust, 1985.

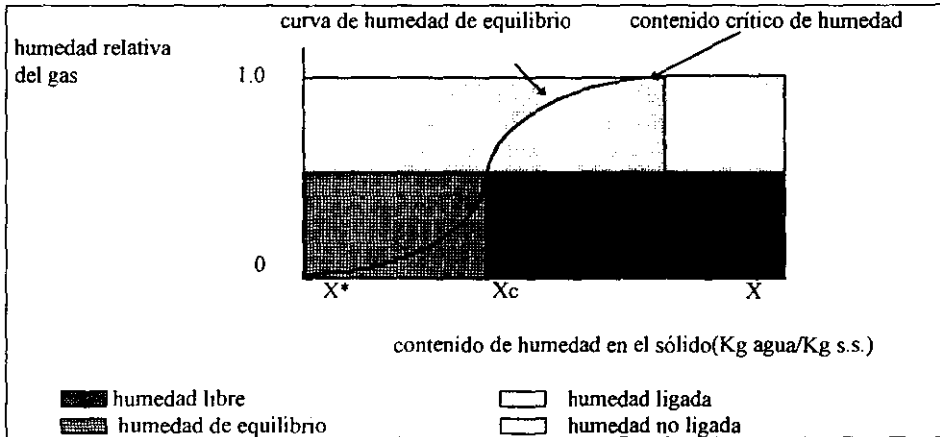


Fig. 1.10. Foust, 1985.

1.4.1. Actividad de agua

Uno de los factores más importantes a controlar en los alimentos es el contenido de agua que estos puedan presentar, ya que las principales reacciones de alteración

en estos se llevan acabo en medios acuosos. De aquí la importancia de mantener cierto control en el contenido de esta o de ser posible llegar a la casi su eliminación.

Las proteínas, carbohidratos y lípidos, contribuyen a la formación de complejos hidratados de alto peso molecular, por lo que al hablar del contenido de humedad de un alimento, uno se refiere a una cantidad o a toda el agua global que contenga el alimento, sin tomar en cuenta que en la mayoría de estos existen varias zonas o regiones microscópicas que, por la alta concentración de lípidos, no permiten la entrada del agua, obligándola a distribuirse en forma homogénea a lo largo del producto.

El termino actividad de agua determina el grado de interacción del agua con los demás constituyentes de los alimentos y en una forma indirecta del agua disponible para llevar acabo las diferentes reacciones (58, 57, 66). La actividad de agua en los alimentos desempeña un papel muy importante en su estabilidad, ya que muchas reacciones dañinas ocurren de acuerdo con el valor de este factor como se muestra en la figura 1.8. Se ha vuelto una práctica común el controlar el valor de la actividad de agua de los alimentos para aumentar su vida de anaquel y conservar su valor nutritivo y casi la totalidad de sus propiedades organolépticas. En la industria se reduce la actividad de agua de los alimentos a través de varios aditivos que se añaden para evitar los daños que sufren los diferentes productos durante su manipulación, procesamiento y almacenamiento.

El termino de actividad de agua se puede expresar de la siguiente forma:

$$Aw = P / Po = \% H.R / 100 \quad [12]$$

La actividad de agua se relaciona con el contenido de agua del alimento a través de sus correspondientes isotermas de desorción y adsorción.

- Fundamento de las isotermas de sorción .

La isoterma de desorción de un alimento puede ser descrita con una curva en la cuál la cantidad de agua absorbida en el material es expresada en términos de la humedad relativa del medio ambiente o su actividad acuosa, con el cual se logra mantener el equilibrio. Una isoterma típica se esquematiza en la figura 1.11.

Las isotermas de desorción nos permiten predecir hasta que punto, del contenido de humedad es posible llegar, trabajando con aire y humedad relativas específicas, en la operación del secado, con lo que se pretende tener el contenido de humedad del alimento, el cual puede ser calculado por medio de las isotermas. En donde también es ilustrado el comportamiento de las isotermas de desorción y absorción, con la cual se puede observar que estos procesos son reversibles a través de un camino común, en donde a este fenómeno se le conoce como histéresis, también se observa que dichas isotermas se dividen en tres zonas, en donde cada una de ellas depende de la relación específica entre el agua y los constituyentes de cada alimento.

Curva típica de las isotermas de adsorción y desorción

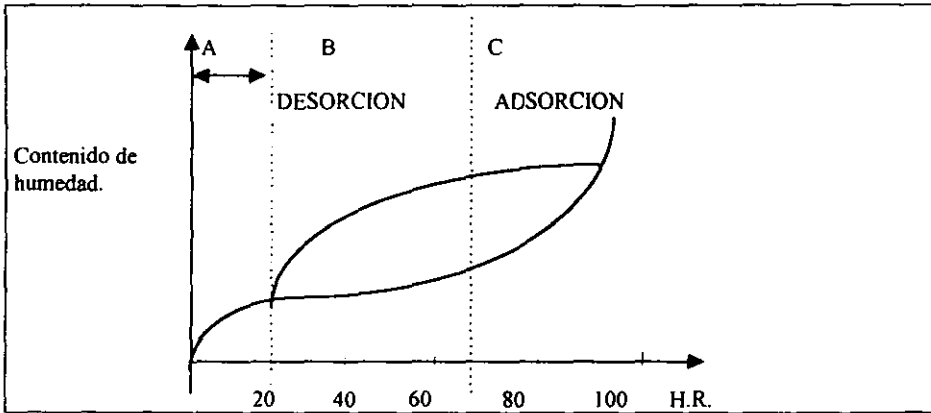


Fig. 1.11. Badui, 1994.

En la figura 1.11. se puede apreciar que la actividad de agua es menor durante la desorción que durante la adsorción, para un contenido de humedad constante, por otro lado, con una humedad relativa o actividad de agua determinada, el contenido de humedad durante la desorción es mayor que durante la adsorción. Esto se debe a que durante la desorción existen interacciones entre los constituyentes de los alimentos de tal manera que los sitios físicos polares donde ocurre la adsorción se pierden. (6,42)

- Descripción de las zonas de la figura 1.11:

ZONA A: corresponde a la desorción de una capa monomolecular de agua, en la cuál las moléculas del agua están ligadas por medio de enlaces polares como carboxilos y grupos Aminos. Esta agua es la más difícil de eliminar.

ZONA B: corresponde a la desorción de capas adicionales sobre la monocapa y está relacionada con la presencia de enlaces no polares.

ZONA C: corresponde a la condensación del agua en los poros del material seguida por la disolución del material soluble presente. Es decir está constituida por el agua libre. Esta zona tiene una actividad de agua cercana al del agua pura.

Una alta concentración de solutos aumenta el punto de ebullición del agua y reduce por otro lado la congelación lo cual dependerá del peso molecular del soluto, así como también de su concentración.

Existen diferentes tipos de agua ligada a los alimentos, dentro de las cuales se encuentra el agua de tipo 1 a la cual algunos autores la han llamado agua verdaderamente ligada. Esta el grado de interacción que es casi imposible de medir en cualquier reacción que dependa de la solvatación. Pero también deduce que la reacción del contenido de agua, A_w , dependen directamente de la temperatura y que el aumento o reducción de la misma cambia el límite de las zonas 1 y 2.

1.5. TRANSFERENCIA DE CALOR Y DE MASA

1.5.1. Transferencia de masa

Existe una analogía en la que se relaciona a la transferencia de masa con la transferencia de calor, en la cual, para ambos casos, el flujo que se requiere para que se lleve a cabo dicha transferencia es un gradiente de concentraciones y de temperaturas correspondientemente para cada una de ellas. Las separaciones pueden ser totalmente mecánicas, pues estas operaciones cambian la composición de las soluciones, por ello se les conoce como operaciones de transferencia de masa. La importancia de estas operaciones es tal, que en muchos casos el costo principal del proceso es precisamente el de las separaciones de ciertos componentes, dependiendo de las concentraciones iniciales y finales a la que se desea llegar. Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otra en escala molecular, por ejemplo, cuando el agua, por evaporación, pasa de su medio acuoso a una corriente de aire que fluye sobre la superficie de esta, las moléculas de vapor de agua se difunden, a través de las moléculas del aire en la superficie dentro de la masa de corriente de aire, la cual la arrastra consigo. La transferencia de masa es un resultado de la diferencia o gradiente de concentraciones, en donde la sustancia que se difunde abandona un lugar con alta concentración pasando a uno de baja concentración.

1.5.1.1. Energía requerida para realizar la separación

Generalmente se necesita el empleo de energía calorífica y mecánica para poder llevar a cabo las operaciones de difusión. El calor es necesario para poder producir cualquier cambio en la temperatura de la materia que se este trabajando. La energía mecánica es necesaria para poder transportar los fluidos y sólidos para mover ciertas partes de alguna maquinaria. En consecuencia, se deberán de tomar en cuenta las características del sistema en equilibrio, balance de materia, de calor, la velocidad de difusividad dinámica de los fluidos y la energía necesaria para poder llevar a cabo la separación. La rapidez con que un componente se transfiere a otro depende del coeficiente de transferencia de masa, teniendo fin dicha transferencia cuando se alcance el equilibrio. Para lograr una separación, esta depende completamente de la diferencia de concentraciones que existen en el equilibrio y no de la diferencia en sus coeficientes de transferencia de masa. No obstante, los coeficientes de transferencia tienen mucha importancia, por lo que al regular la rapidez con la cual se alcanza el equilibrio, se controla también el tiempo que se necesita para la separación y por lo tanto el tamaño y costo del equipo a utilizar.

La difusividad o coeficiente de difusividad " D_v ", es una propiedad del sistema que depende de la temperatura, presión y naturaleza de los componentes. Las expresiones para calcular D_v cuando no se cuentan con datos experimentales, están basadas en la teoría cinética de los gases. Se recomienda la modificación de Wike-Lee del método de Hirschfelder - Bird para mezclas de gases no polares o de un gas no polar con otro no polar :

$$D_{AB} = [1E-04 (1.084 - 0.249 (1/M_A + 1/M_B))^{1/2} (T^{3/2}) (1/M_A + 1/M_B)^{1/2}] / P (r_{AB})^2 (F(KT/\epsilon_{AB}))$$

[13]

Teniéndose que para

AIRE	AGUA
$r_B = 0.3711$	$r_A = 0.2641$
$\delta / K, K = 78.6$	$\delta / K, K = 809.1$

y

$$\epsilon_{AB} / K_H = [(\delta K_A)(\delta K_B)]^{1/2} \quad [14]$$

Existen varios métodos para poder determinar los coeficientes de transferencia de masa, contándose entre estos los métodos experimentales, los números adimensionales y el establecimiento de analogías con la transferencia de calor.

1.5.2. Transferencia de calor

La transferencia de calor se lleva acabo en muchos procesos de la industria, por lo cual el estudio de esta es de suma importancia. Esta puede estar dada por medio de uno o por la combinación de los tres mecanismos de transferencia de calor: la convección, la conducción y la radiación. En el secado por aspersión los tres mecanismos de transferencia de calor se dan, pero entre los tres, el que más importancia tiene por tratarse de una operación en la que el aire caliente juega un papel muy importante para llevar acabo el secado de las gotas, es la convección. La conducción se da al contacto de las gotas convertidas en polvo con las paredes del secador, pero por lo mismo que se debe evitar este fenómeno, éste mecanismo no es estudiado con detalle.

En general, la **conducción** es el mecanismo de transferencia de calor que se da cuando en un cuerpo existe un gradiente de temperatura, por lo que se presenta un gradiente de energía de la región de alta temperatura a la región de baja temperatura. También se lleva acabo por dos cuerpos sólidos que estén en contacto directo siempre y cuando en estos exista un diferencial de temperaturas.

Este mecanismo esta descrito en la ecuación de Fourier:

$$q = -KcAc \partial T / \partial x \quad [15]$$

El signo negativo no significa que el calor fluirá de una región de alta temperatura hacia otra de baja temperatura.

Se dice que la transferencia de calor por conducción se efectúa a través de dos mecanismos básicos. El primero es la interacción molecular en el cual las moléculas de niveles energéticamente elevados ceden energía a moléculas adyacentes en niveles inferiores. Este tipo de transferencia sucede en los sistemas que tienen moléculas de sólidos, líquidos o gases o en los que existe un gradiente de temperaturas.

El segundo mecanismo de transferencia de calor por conducción es el de los electrones libres, los cuales se presentan principalmente en los sólidos metálicos puros

La **convección** es un mecanismo de transferencia de calor que se lleva a cabo a través de una fase con un mezclado de elementos microscópicos de zonas de un gas o líquido que se encuentran calientes y frías. Este mecanismo se rige por dos tipos diferentes de convección: la natural, en donde el movimiento del fluido se debe exclusivamente a la diferencia de densidades que se van formando por los gradientes de temperaturas, y la convección forzada, en la cual los movimientos se producen con la ayuda de movimientos mecánicos, como son la agitación, o el empleo de ventiladores, los cuales forzan el paso del aire a través del medio. El mecanismo de convección se expresa por medio de la ley de enfriamiento Newtoniana, la cual se encuentra definida por la siguiente ecuación :

$$q = hc (T_a - T) = C_p \rho V (\partial T / \partial x) \quad [16]$$

De esta ecuación se deduce que la convección es la transferencia de energía de un fluido a un cuerpo o de un cuerpo a un fluido y que el gradiente de temperatura sobre la pared que se verifica, depende de la rapidez a la que el fluido conduce el calor de su campo de flujo. El coeficiente no es propiedad del material que se somete a calentamiento o a enfriamiento, sino es una propiedad de interfase del material que se somete al calentamiento. Para el uso de la ecuación de Newton es necesario conocer la relación superficie / volumen del objeto. Cuando el fluido que rodea a la superficie del sólido tiene un movimiento convectivo, natural o forzado, la velocidad de transferencia de calor del sólido al fluido o viceversa, se expresa como:

$$Q = hc A_c \Delta T \quad [17]$$

El coeficiente hc es conocido como el coeficiente convectivo de transferencia de calor, y es función de la geometría del sistema, de las propiedades del fluido, de la velocidad de flujo y de la diferencia de temperaturas. Hay números adimensionales que tienen mucha importancia en el estudio de este mecanismo de transferencia de calor: El número de Biot compara los valores relativos de la resistencia interna del sólido contra la resistencia externa producida por la convección. En este caso, la conductividad térmica " Kc " es la conductividad del material a través de la cual se transfiere el calor. La dimensión característica del cuerpo involucrado para el cómputo de la transferencia de calor indica la importancia que tiene la resistencia externa o la resistencia interna, " $1/hc$ " y " $1/Kc$ ", la cual determina la facilidad con la que es transferido el calor.

$$Bi = hc x/k \quad [18]$$

donde:

$hc x$ = resistencia interna

k = resistencia externa

De esta forma, el número de Biot indicará cuál de los dos mecanismos ha de ser considerado de acuerdo a los siguientes casos :

- Cuando el número de Biot es pequeño (menor a 0.1- 0.2), la resistencia interna es pequeña en comparación con la resistencia externa por lo que se considera despreciable la primera ya que la temperatura del cuerpo permanece constante. Respecto a la posición se puede presentar cuando la conductividad es significativa, permitiendo que el flujo de calor se transfiera a través de la temperatura semejante a cero respecto a x .
- Cuando el Biot es grande (mayor de 10-40) la resistencia interna es mucho mayor que la externa , por lo que la diferencia de temperaturas entre la superficie y los alrededores es despreciable y se puede considerar que la temperatura del medio de transferencia es prácticamente igual a la temperatura de la superficie del cuerpo , por lo cual el mayor cambio de temperaturas toma lugar de la superficie al centro del cuerpo.

Hay dos métodos para expresar y determinar los coeficientes convectivo de transferencia de calor, por medio de ecuaciones empíricas que relacionan la geometría del cuerpo y la velocidad del medio convectivo y por medio de números adimensionales, como el Nu , Pr , Re y Bi .

1.5.3. Transferencia de masa y de calor simultáneamente

La transferencia de masa puede darse simultáneamente con la transferencia de calor, ya sea como resultado de una diferencia de temperaturas impuesta desde fuera ó debido a la adsorción de calor, la cual generalmente sucede cuando una sustancia se transfiere de una fase a otra. En tales casos, dentro de una fase, el calor transferido es el resultado, no sólo de la conducción y convección debidas a la diferencia de temperaturas que se dieron en ausencia de transferencia de masa, si no también se incluye en el calor transferido a el calor sensible acarreado por la materia en difusión. En la figura 1.12 se muestra el efecto de la transferencia de masa sobre la transferencia de calor y la ecuación que rige dicho efecto:

Efecto de la transferencia de masa sobre la de calor

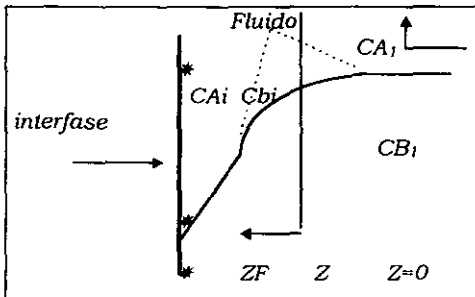


Figura 1.12 . Treybal 1977.

Con esto se tiene que la suma de los flux de los componentes A y B es :

$$N_A + N_B = F \ln \left[\frac{(N_A / (N_A + N_B) - Ca_2 / C)}{(N_A / (N_A + N_B) - Ca_1 / C)} \right] \quad [19]$$

$$hc (-dt / dz) Z_F = \text{Flux de calor.} \quad [20]$$

El flux de calor en la interfase debe incluir, a demás, el calor sensible llevado hasta ahí por el movimiento de la materia a través de su diferencial :

$$qs = h (-dt / dz) Z_F + (N_A M_A C_p A + N_B M_B C_p B) (t - t_i) \quad [21]$$

Integrando la ecuación:

$$\int_n^{n_1} (dt / (qs - (N_A M_A C_p A + N_B M_B C_p B))) (t - t_i) = (1 / h Z_F) \int_{Z_F}^0 dZ \quad [22]$$

$$qs = (N_A M_A C_p A + N_B M_B C_p B) (t_1 - t_i) / (1 - e^{-(N_A M_A C_p A + N_B M_B C_p B) / h}) \quad [23]$$

El termino que multiplica a la diferencia de temperaturas en la ecuación anterior puede considerarse como un coeficiente de transferencia de calor corregido para la transferencia de masa. Este será mayor si la transferencia de masa se efectúa en el mismo sentido que la transferencia de calor y será más pequeño si los dos van en sentidos contrarios. Esta ecuación esta corregida para el flux de transferencia de masa elevado. La rapidez a la cual se evapora puede describirse en función de k_g el coeficiente de transferencia de masa del gas y la superficie de humedad en la corriente principal como Y_s . Entonces para el secado de velocidad tangencial :

$$N_c = k_g (Y_s - Y) \quad [24]$$

Se puede prever que el coeficiente k_g permanecerá constante siempre y cuando no cambie la velocidad y flujo del gas sobre la superficie. La humedad Y_s es la humedad de saturación en la temperatura superficial del liquido, por lo tanto dependerá de esta temperatura.

Puesto que la evaporación de humedad absorbe calor latente, la superficie líquida llega y permanece en una temperatura de equilibrio tal que la velocidad del flujo de calor en el entorno es exactamente igual a la velocidad de absorción de calor, por lo que Y_s permanece constante y Y permanecerá constante en las condiciones mismas de secado. La velocidad de evaporación debe permanecer constante en el valor de N_c como se muestra en la figura 1.13, en los puntos B - C.

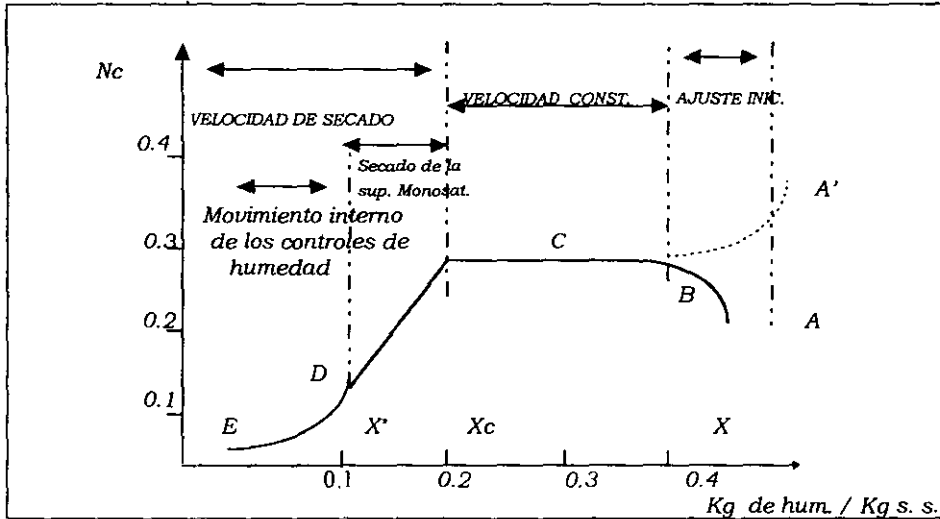
Velocidad de evaporación con respecto a la humedad del sólido.

Fig. 1.13. Treybal, 1977.

Cuando el contenido de humedad promedio del sólido alcanza un valor de X_c (contenido crítico de humedad) la película superficial de humedad se reduce tanto por evaporación que el secado posterior produce puntos secos que aparecen en la superficie; estos ocupan cada vez porciones más grandes en la superficie expuesta a continuar ser secada. Al continuar el secado, la velocidad con que se puede mover la humedad a través del sólido generalmente decrece a causa de los gradientes de concentración de la humedad.

1.5.4. Números adimensionales

Como ya se comentó anteriormente, existen números adimensionales que relacionan a la transferencia de masa y a la transferencia de calor entre sí, con lo que se obtienen analogías de fenómeno en forma de ecuaciones matemáticas mediante las cuales se pueden llegar a establecer los propios coeficientes de transferencia para ambas transferencias, así como ecuaciones análogas empíricas las cuales permiten, por medio del establecimiento de los coeficientes de calor, llegar a los coeficientes de transferencia de masa. Sobre la búsqueda en el estudio de la transferencia de masa y de calor en el secador por aspersión pueden ser llevadas a una sola relación estacionaria las gotas del fluido como lo hizo Froesling, el cual realizó un experimento basado en un análisis teórico con la ayuda de los resultados obtenidos por Ranz y Marshal (42), quienes en 1952 presentaron las siguientes ecuaciones para el cálculo de la transferencia de calor y masa para las gotas:

$$1. Nu = 2 + 0.6 (Re)^{1/2} (Pr)^{1/3} \quad [25]$$

$$2. Nu = 2 + 0.6 (Re)^{1/3} (Sc)^{1/2} \quad [26]$$

$$3. Nu = 2 + 0.6 (Gr)^{1/4} (Pr)^{1/3} \quad [27]$$

$$4. Nu = 2 + 0.6 (Gr)^{1/4} (Sc)^{1/3} \quad [28]$$

Estas ecuaciones se pueden aplicar aparentemente tan solo a altos porcentajes de evaporación con altos porcentajes de difusión de vapor permitiendo cambios en la superficie de la gota. La relación que pueden tener la ecuaciones 25 a 28 reúnen una amplia demostración de los cálculos permitidos del porcentaje de evaporación y la temperatura del aire proveniente del dinámico equilibrio que es logrado.

Como ya se había mencionado, existen dos tipos de fenómenos de convección de acuerdo a la forma de como se lleva a cabo el intercambio de fluido o fluidos: la convección natural y la convección forzada. De acuerdo a esto, las ecuaciones 25 a 28 se manejan para estos dos tipos de situaciones, con lo que se involucra de esta misma forma, las relaciones de números adimensionales para los fenómenos de transferencia de masa y transferencia de calor. En la convección forzada, las características del flujo están determinadas por la fuerza externa, hallándose con esto los perfiles de velocidad que se utilizan después para calcular los perfiles de temperatura. En la convección libre ó natural, las características del flujo están determinadas por el efecto de flotación del fluido caliente, con lo cual, los perfiles de temperatura están íntimamente relacionados. Con esto, se tienen otras dos analogías con las cuales se relacionan a los números adimensionales anteriormente mencionados de acuerdo al tipo de convección que se este realizando:

$$\text{Convección forzada} \quad Nu \propto Pr Re \quad [29]$$

$$\text{Convección libre} \quad Nu \propto Gr Pr \quad [30]$$

Ranz y Marshall sugirieron en su estudio que una película estableciera la rápida trayectoria de la gota y que el porcentaje de evaporación que corresponda a las condiciones de saturación independientemente del volumen de las concentraciones, no se aplicara para las soluciones con alto contenido de sales solubles en el establecimiento de las condiciones de operación del secado por aspersión, así como para el empleo de las anteriores ecuaciones. Kessler estudio experimentalmente la difusión de la atomización de los secadores, la turbulencia del aire aplicada a las condiciones extremas de operación, incluyendo en estos resultados las difusividades de las partículas y del gas.

Utilizando gotas de alcohol en su experimentación, contrasto sus resultados y fundo que el numero de Nusselt para estos casos adquiere un valor de 2, aunque en este estudio el porcentaje de evaporación fue sólo de secuencia natural. Esta secuencia indica la velocidad relativa entre las partículas y la corriente de gas, la cual es ilegible dependiente de la turbulencia. Hecho su análisis teórico de este problema, así como la ecuación que representa está tendencia, estableció que tan sólo

podría ser empleado para las partículas de diámetro pequeño. Marshall también utilizó el número de Nusselt con el valor de aproximadamente 2, con el propósito, de que paso por paso obtuviera un método para el cálculo del porcentaje de evaporación, lo cual le permitiría la evaluación de la temperatura de la partícula y la estimación de la de la resistencia de la difusividad al final del secado. En forma general, estos son los números adimensionales que se involucran en el secado (Ver tabla 1.3). En la sección 1.6 de este capítulo, se desarrollan las analogías que se dan con diferentes situaciones en las que se lleva acabo el secado de las gotas, y como influyen las condiciones de operación y las propiedades de la suspensión a secar en las propiedades físicas de calidad en el producto seco.

Números adimensionales aplicados en la transferencia de calor y de masa

Número adimensional	Dimensiones	Especificación
Biot	$Bi = hc D / Kc$	Coficiente entre la resistencia térmica del sólido y la del fluido
Fourier	$Fo = kc t / L^2$	Coficiente entre la conducción de calor y el calor almacenado utilizado en transferencia de calor en estado transitorio.
Grashof	$Gr = g\beta\Delta TL^3 / (\rho / \mu)^2$	Coficiente entre las fuerzas de fricción y viscosas
Nusselt	$Nu = hc D / kc$	Coficiente básico de transferencia de calor por convección.
Prandalt	$Pr = \mu Cp / kc$	Coficiente entre el impulso y la difusión térmica.
Reynolds	$Re = \rho v l / \mu$	Coficiente entre las fuerzas de inercia y las fuerzas de viscosidad.
Schmidt	$Sc = \mu / \rho D_{AB}$	Coficiente entre el impulso y la difusión térmica.
Sherwood	$Sh = k_g D / D_{AB}$	Coficiente entre la difusividad de masa y la difusividad molecular.
Stanton	$St = Nu / Re Pr$	Coficiente entre el calor transferido en la superficie al transportarlo por el fluido.
Peclet	$Pe = Re Pr$	Coficiente entre la transferencia de calor por convección y por la de conducción para convección forzada..
Rayleigh	$Ra = Gr Pr$	Cociente utilizado en problemas de convección libre.

Tabla 1.3. Treybal 1980. Masters 1978.

1.6. SECADO DE LAS GOTAS

Para llevar acabo la evaporación del agua de la gota (usualmente) se dan fenómenos simultáneos de transferencia de masa y de calor. El contacto entra la gota y el aire nos indica que la transferencia de calor seda por convección desde el aire hacia la gota con la conversión de calor latente para poder llevar acabo la evaporación de la humedad esta humedad es transportada a través del aire por medio de la capa límite que rodea a cada gota. La velocidad de la gota desde el atomizador difiere de esta velocidad y de la velocidad del aire que rodea a la gota, además de que simultáneamente en la transferencia de calor y de masa habrá un cambio de momentum entre la gota y su medio circundante. Esta transferencia esta en función de la temperatura, humedad y las propiedades del aire que transporta a cada una de las gotas, a si como del diámetro de la gota y de la velocidad relativa entre la gota y el aire. (42, 17, 36, 35, 53, 49, 50)

La evaporación comienza inmediatamente con el contacto de la gota y el aire aumentando la transferencia de humedad de la gota al aire, con lo que baja la temperatura del aire, por lo que se reduce la fuerza de la transferencia de calor y el grado de evaporación comienza a caer.

Los casos ideales de evaporación se dan con gotas de líquidos puros, los cuales tienen teorías muy diferentes a las que tienen disoluciones o sólidos insolubles.

La difusión de la humedad depende del mecanismo que gobierna la evaporación y del tiempo en que la propia evaporación se da. Este tiempo de residencia se refiere desde el movimiento del aire hacia la aspersion, pues gran parte de las gotas que viajan en la cámara están influenciadas por el flujo de aire, con lo que la velocidad relativa entre las gotas y el aire es muy baja. La teoría de los estados de evaporación para el movimiento de las gotas con velocidad relativa cero es idéntica a la que se da para la evaporación en condiciones de aire inmóvil.

En el caso de movimiento relativo de las gotas a través del aire circundante las condiciones del flujo influyen en el grado de evaporación. En el cálculo del grado de transferencia, las condiciones del flujo más las propiedades de la gota, están representadas en combinación en los números adimensionales Re , Pr , Sc , Nu , y Sh . (Tabla 1.3).

1.6.1. Evaporación de la gota.

1.6.1.1. Condiciones de velocidad relativa despreciables

Marshall en 1955 muestra que la transferencia de calor y de masa en una gota esférica en un medio de aire, a las mismas condiciones, puede ser expresada como :

$$Nu = 2 \quad \text{y} \quad Sh = 2$$

Para líquidos puros, estas ecuaciones predicen que el grado de cambio de la superficie de la gota permanecerá constante durante la evaporación. El grado de evaporación (dW / dt) en términos de transferencia de masa puede ser expresado por medio de :

$$dW / dt = k_g A (Hw - Ha) = k_g A (Pw_B - pw) \quad [31]$$

$$k_g = 2 Dv / D \quad [32]$$

$$dW / dt = 2\pi (Dv) D (Pw_B - pw) \quad [33]$$

y para la transferencia de calor :

$$dW / dt = [(2\pi D k_d) / \lambda] (Ta - Ts) \quad [34]$$

Con esto :

- a) El grado de evaporación es proporcional al diámetro y no a la superficie de la gota.
- b) El grado de evaporación absoluto en gotas grandes es mayor que en gotas pequeñas.
- c) La evaporación es proporcional al cuadrado del diámetro inicial.

Estas ecuaciones pueden ser deducidas por medio de los balances de calor en gota asperjada :

$$(-\lambda) (dW / dt) = hc A \Delta T \quad [35]$$

$$dW = [(hc A \Delta T) / \lambda] dt \quad [36]$$

Si

$$W = (\pi D^3 \rho_l) / 6 \quad [37]$$

entonces

$$-\pi \rho_l d (D^3 / 6) = [(hc \pi D^2 \Delta T) / \lambda] dt \quad [38]$$

$$dt = [(-\lambda \rho_l) / (2 hc \Delta T)] d(D) \quad [39]$$

Es importante mencionar que este término permanecerá constante la mayoría del tiempo de residencia del secado.

Integrando la ecuación anterior con un tiempo de evaporación "t" (D_0 = diámetro inicial de la gota) :

$$t = (\lambda \rho_l / 2\Delta T) \int_{D_1}^{D_0} d(D) / hc \quad [40]$$

Con lo que se aplica la media logarítmica (LMTD) :

$$LMTD = (\Delta T_0 - \Delta T_1) / [2.303 \log_{10} (\Delta T_0 / \Delta T_1)] \quad [41]$$

ΔT_1 y ΔT_0 es la diferencia de temperaturas entre la gota y el aire, en el inicio y final de la evaporación. La media aritmética (AMTD) puede ser utilizada con un rango de error pequeño si: $\Delta T_0 / \Delta T_1$ es menor que 2.

$$AMTD = (\Delta T_0 + \Delta T_1) / 2 \quad [42]$$

La ecuación 40 puede ser simplificada en condiciones de velocidad relativa despreciables como :

$$hc = 2 k_a / D \quad [43]$$

$$t = \underbrace{\rho_l \lambda d_0^2 / 8k_a (T_a - T_w)}_A + \underbrace{\rho_r d_c^2 \lambda (w_c - w_e) / 12k_a \Delta T_{irc}}_B \quad [44]$$

donde:

A: periodo de secado constante

B: periodo de secado decreciente

1.6.6.2. Bajo condiciones en las que se considera la velocidad relativa

El grado de evaporación se incrementa al aumentar la velocidad relativa entre la gota y el aire hasta llegar a la evaporación adicional causada por la convección entre las fronteras de la gota. El coeficiente total de transferencia de calor puede ser expresado en términos de los grupos adimensionales para masa como :

$$Sh = 2 + K_1 (Re)^x (Sc)^y \quad [45]$$

y para calor :

$$Nu = 2 + K_2 (Re)^{x'} (Sc)^{y'} \quad [46]$$

Estas ecuaciones se reducen a un valor igual a dos cuando la velocidad relativa es cero. Rowe, Claxton y Lewis determinaron las constantes para gotas / partículas esféricas concluyendo que :

$$x = x' = 0.5$$

$$y = y' = 0.333$$

Estos valores son valores promedios, con números de Re tomando valores de alrededor de 0.4 en Re igual a -1 ó toman valores de 0.6 con Re igual a 104.

El valor de x aceptado para condiciones de evaporación en el secado por aspersión es de 0.5 aplicable para valores de Re de 100- 1000. El movimiento de las gotas pequeñas dentro de este rango, ocurre sólo en las primeras fracciones de segundo del viaje, con lo que la evaporación de la gota ocurre en valores menores a 100. Con esto se da la importancia del valor del Re , con lo que al paso del tiempo se han propuesto varias ecuaciones, mostrándose algunas en la tabla 1.4.

Propuestas para los valores de la ecuación Nu (ó Sh) = 2 + $K(Re)^x$ (Pr ó Sc)^y

Investigadores	Sistema estudiado	K	x	y	Rango de Re
Ranz-Marshall	transferencia de masa	0.6	0.5	0.333	2-200
Ingebo	transferencia de calor	0.303	0.6	0.6	0-500
Frössling	transferencia de masa	0.552	0.5	0.333	2-1300
Maxwell-Storrow	transferencia de masa	0.552	0.5	0.333	1-1000
Tsubouchi-Sato	transferencia de calor	0.5	0.5	0.333	0.1-1000
Kudryashev-Ipatenko	transferencia de calor	0.326	0.5	0.333	0-300
Yuge	transferencia de calor	0.493	0.5	0.333	10-1800

Tabla 1.4. Masters, 1978.

La que más se aplica de las consideradas en la tabla 1.4 es la ecuación de Ranz y Marshall :

$$(hc D / k_d) = 2 + 0.6 (C_p \mu_a / k_d)^{0.333} (D v \rho_a / \mu_a)^{0.6} \quad [47]$$

$$(k_g D / Dv) = 2 + 0.6 (\mu_a / \rho_d Dv)^{0.333} (D v \rho_a / \mu_a)^{0.6} \quad [48]$$

Pero para poder aplicarse está ecuación se tienen ciertos límites :

- a) Aplicación de los coeficientes en estado de arrastre : es conveniente aplicar las ecuaciones de arrastre en estado constante para el caso de la aceleración y desaceleración de las gotas. El coeficiente de arrastre (C_D) para el movimiento de aceleración puede ser 20 - 60 % más alto que los valores obtenidos a velocidad constante.
- b) Evaporación de la humedad por transferencia de calor : Para el secado a condicione de altas temperaturas se utiliza mucho calor para aumentar el

calentamiento del vapor dentro de la gota hasta que este es transportado hacia el exterior de su superficie.

- c) Estabilidad de la estructura interna de la gota : la circulación interna, oscilación o desorción de la gota incrementarán los grados de transferencia de calor y de masa propios para la capa límite de la gota.
- d) Estabilidad de las gotas en el flujo del aire : las gotas en el aire de secado están sujetas a un medio turbulento, con lo que se causa rotación en las mismas reduciéndose la capa límite de las gotas e incrementándose el grado de evaporación.

i) Grado de evaporación : las gotas liberadas desde el atomizador se desaceleran inmediatamente a causa del aire circundante al rededor, ocurriendo una evaporación considerable. Frössling expresa la evaporación durante este periodo :

Transferencia de masa

$$N_{TR} = (2\pi D Dv) (\Delta p / RT) (1 + 0.276 Re^{0.5} Sc^{0.333}) \quad [49]$$

Transferencia de calor

$$dW / dt = 2\pi D k_d \Delta T (1 + 0.276 Re^{0.5} Pr^{0.333}) \quad [50]$$

El Nusselt para estas ecuaciones puede ser calculado por :

$$Nusselt = hc D / k_d = 2 (1 + 0.25 Re^{0.5}) \quad [51]$$

Sjenitzer desarrollo la ecuación en la que se expresa la fracción peso (X_w) de un líquido puro. La evaporación durante la desaceleración de la gota es :

$$N_{EX} = (2\pi D Dv) (\Delta p / RT) (0.276 Sc^{0.333} / Re^{0.5} dt) \quad [52]$$

La evaporación fraccionar es una fracción peso, la cual se obtiene por la división de N_{EX} por el peso de la gota en moles :

$$X_w = 4.42 \Delta H Sc^{0.66} / (d (Re) / C_D Re^{1.5}) \quad [53]$$

Esta ecuación depende del número de Re de la gota, con la velocidad final obtenida al completar la evaporación. La velocidad final es una velocidad terminal de la gota que depende del diámetro de la misma. Al cambiar el diámetro cambian los grados de desaceleración y X_w puede disminuir al decrecer el diámetro, situación que no sucede al utilizar la ecuación 53, en la cual se asumen diámetros constantes. Esta

ecuación se recomienda para gotas donde el cambio de diámetro sea desapercibible durante el periodo de desaceleración .

Valores de la integral $\int (d(Re) / C_D Re^{1.5})$ en función del Re

$\int (d(Re) / C_D Re^{1.5})$	
Re	$\int (d(Re) / C_D Re^{1.5})$
5×10^4	0.03
1×10^4	0.06
5×10^3	0.09
1×10^3	0.175
5×10^2	0.3
1×10^2	0.39
5×10^1	0.6
1×10^1	0.615
5	0.67
1	0.745

Tabla 1.5. Masters, 1978.

ii) Tiempo de evaporación : el tiempo de evaporación para un líquido bajo las condiciones de velocidad relativa constante, se obtiene por la ecuación :

$$t = [\lambda \rho_l / (2 K_d \Delta T)] \int (d(D) / hc) \quad [54]$$

Con la ecuación de Marshall, el tiempo de evaporación puede ser evaluado por :

$$t = [\lambda \rho_l / (2 K_d \Delta T)] \int (d(D) / (2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.333})) \quad [55]$$

* D * puede ser expresada no sólo en micras si no en las unidades métricas correspondientes al sistema gota - aire. Para Nusselt mayor que 10 y velocidad relativa constante, el tiempo de evaporación puede evaluarse por :

$$t = [\rho_l \lambda / 4 K_d \Delta T] \int Do^{1.4} / (0.213 (V_{REL} \rho_a g R T_{av} / (\rho_l M_M Dv))) \int 1 / (K_d (aire) / K_d (vapor))^{0.5} \quad [56]$$

1.6.1.3. Bajo condiciones de altas temperaturas del aire

Para la evaporación de las gotas con aire a altas temperaturas la transferencia de calor no es más grande, pues sólo se requiere del calor latente de vaporización . El calor es también transferido en el movimiento de vapor desde la interfase de la gota

hasta el flujo del aire, con lo que puede haber errores de cálculo de los tiempos de evaporación con las ecuaciones anteriormente mencionadas. De acuerdo con la siguiente figura 1.14, donde W' es el grado de evaporación (masa / tiempo) y " x " la distancia radial desde el centro de la gota, la ecuación diferencial para el paso de calor a través de la película de gas alrededor de una gota, evaporando con transferencia simultánea al exterior a través de la película, puede ser :

$$x^2 (d^2T / dx^2) + (2x - (W' Cp / 4 \pi K_d)) (dT / dx) = 0 \quad [57]$$

Integrando la ecuación anterior entre los límites radiales de la superficie de la gota y el flujo volumétrico habilita a la temperatura para expresarla como una función de la distancia a través de la capa :

$$\left\{ \frac{(T - T_s)}{(T_a - T_s)} = \frac{\{ \exp(-E/x) - \exp(-E/r_1) \}}{\{ \exp(-E/R_2) - \exp(-E/r_1) \}} \right\} \quad [58]$$

donde

$$E = W' Cp / 4 \pi K_d \quad [59]$$

El coeficiente de transferencia de calor puede definirse como $Q / A \Delta T$ ó :

$$hc = [K_d (dT/dX) r_1 / \Delta T] \quad [60]$$

y

$$Nu = hc D / K_d = (2 E / r_1) / [\exp (E ((1/r_1) - (1/R_2)) - 1)] \quad [61]$$

La ecuación 61 forma la base para expresar las condiciones actuales y aparentes de vaporización. Si a el grado de vaporización se le da un valor de cero, se obtiene un número de Nusselt despreciable para la gota (ec. 62).

$$Nu_{E=0} = [(2/r_1) / ((1/r_1) - (1/R_2))] \quad [62]$$

El efecto del vapor alrededor de la gota sobre el número de Nusselt puede ser estimado por medio del diámetro de la gota (ec. 63), donde el radio del número de Nusselt también representa el radio del actual y del aparente coeficiente de transferencia de calor. (ec. 64 y 65).

$$(Nu / Nu_{E=0}) = [E ((1/r_1) - (1/R_2)) / (\exp [E ((1/r_1) - (1/R_2)) - 1])] \quad [63]$$

$$hc_{(actual)} = (hc_{(aparente)}) (a' / (\exp (a') - 1)) \quad [64]$$

donde

$$a' = [W' Cp / (4 \pi K_d)] [((1/r_1) - (1/R_2))] \quad [65]$$

Si el límite radial R_2 de la capa frontera es del orden del diámetro de la gota, entonces a' se reduce a :

$$a' = [W' Cp / 4 \pi K_d] (1 / D) \quad [66]$$

La ecuación 64 muestra la influencia que tiene la transferencia de masa sobre el coeficiente de transferencia de calor. Indica que a grados mayores de evaporación (E sea grande), a' es mayor y el valor actual del número de Nusselt puede ser menor que el número de Nusselt aparente. El Nusselt aparente se calcula directamente con la ecuación de Mc Adams, quien realizó su experimentación relacionando esto con la transferencia de calor en esferas :

$$Nu_{(aparente)} = 0.37 [D V_{REL} \rho_a / \mu_1] \quad [67]$$

La velocidad relativa entre la gota y el aire en el secado es muy baja para una parte substancial del tiempo de evaporación de la gota y el valor de Nusselt correspondiente se aproxima a 2, situación que ya se ha mencionado anteriormente de acuerdo a las investigaciones realizadas por Marshall.

Configuración de la evaporación de una gota con sus alrededores a altas temperaturas

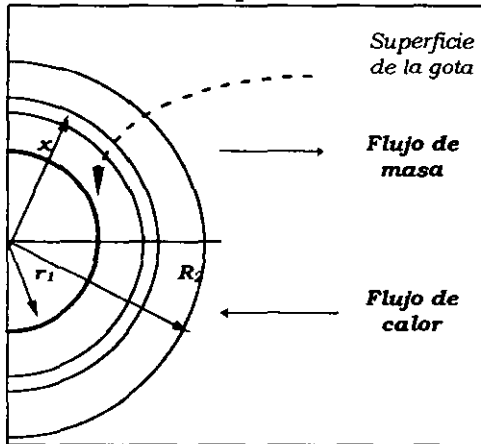


Fig. 1.14. Masters, 1978.

1.6.2. Evaporación de las gotas conteniendo sólidos disueltos

Estas gotas se evaporan en forma más lenta en comparación de las que contienen solo líquido puro. La presencia de sólidos disueltos disminuye la presión de vapor del líquido con lo que también se reduce la presión de vapor por la transferencia de masa.

Dentro de las características del secado se destaca la formación de materiales sólidos sobre la superficie de la gota, con lo que con esto se diferencia completamente el fenómeno de la evaporación de líquidos puros, donde esta está lejos de realizarse completamente.

1.6.2.1. Efecto de la presión de vapor

Con el incremento de la presión de vapor en estos tipos de líquidos se incrementará la temperatura de bulbo húmedo que se daría con gotas de líquido puro. Este incremento se ilustra en la carta psicrométrica. (Fig. 1.15)

Efecto de la Presión de vapor para soluciones puras y saturadas

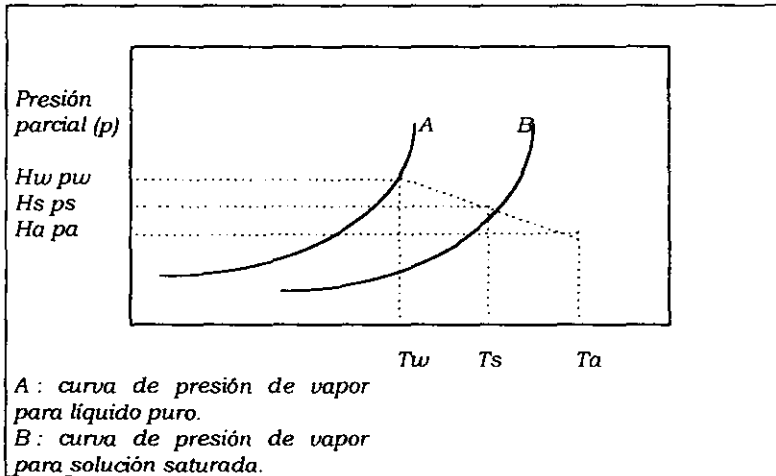


Figura 1.15. Masters, 1978.

Este tipo de curva puede ser utilizada para conocer la temperatura de la superficie de la gota (la humedad es representada por la presión parcial del agua para un sistema agua-aire igual a la presión de vapor). La presión de vapor para un líquido puro es la curva de saturación sobre la carta.

Si la presencia de sólidos disueltos no tiene efecto sobre la presión de vapor (secado por aspersión de sales), hay una pequeña diferencia entre la curva de presión de vapor entre el líquido puro y la solución. La temperatura de la superficie de la gota puede ser tomada como la temperatura de saturación adiabática en el caso de que el solvente sea agua pura, o la temperatura normal de temperatura de bulbo húmedo si es otro solvente líquido el que está siendo evaporado.

1.6.2.2. Efecto de la formación de sólidos secos en las gotas

Esta situación también afecta la historia de la evaporación de la gota. Ranz y Marshall muestran que la temperatura de la gota en el primer periodo de secado puede ser igual a la de la solución saturada. El grado medio de secado (dW / dt) durante el primer periodo de secado puede expresarse como :

$$dw / dt = (2 \pi K_d D_m \Delta T) / \lambda \quad [68]$$

Este periodo de secado cesa cuando el contenido de humedad cae en el valor crítico, caracterizado por la presencia inicial de una fase sólida formándose en la superficie de la gota. Durante este periodo dW / dt está expresado por :

$$dW' / dt = (-12 K_d \Delta T / \lambda Dc^2 \rho_s) \quad [69]$$

donde

$$dW dt = (dW' / dt) (\text{peso sólido seco}) \quad [70]$$

El movimiento de la humedad desde el interior de la gota hasta la superficie comienza a disminuir poco a poco por el incremento de la resistencia de la transferencia de masa causada por la fase sólida que comienza a ser más extensa.

El grado de transferencia de calor excede al de transferencia masa. La gota comienza a calentarse y comienza la evaporación en la sub-superficie al aumentar la transferencia de calor. Cuando se empieza a dar la formación de una superficie costrosa en cada gota, la presión puede aumentar dentro de la gota dependiendo su efecto según la naturaleza de la costra.

Los vapores serán liberados si la costra es porosa pero si no lo es la gota puede romperse, quebrarse o desintegrarse. El tiempo de residencia en la zona más caliente de secado es corto y si la temperatura de la gota no alcanza los niveles de ebullición, el movimiento de la humedad dentro de la gota se dará por difusividad y capilaridad. Cada material muestra diferentes características de secado en el periodo decreciente.

Si la gota forma una película de producto seco en la fase de humedad crítica y está película es altamente impermeable al flujo de vapor el periodo de secado caerá estrepitosamente y el tiempo de evaporación se extenderá. Por otro lado si la superficie es muy porosa, el vapor continua emigrando fácilmente hacia la interfase gota-aire y el periodo de secado caerá gradualmente desde el valor establecido tras el primer periodo. Las gotas pueden estar dentro de una gran variedad de estados: rotas, expandidas o fragmentadas, teniéndose para cada caso pasos y tiempos diferentes en los periodos de secado. (Fig. 1.16).

Efecto de las propiedades de la formación de costra en la capa de las gotas sobre el tiempo de evaporación

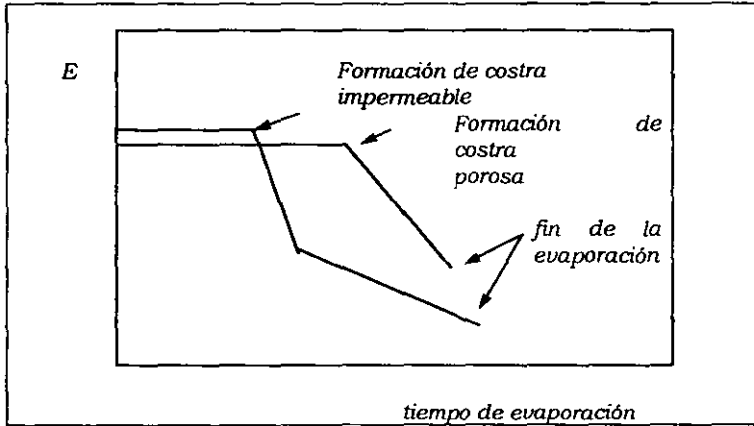


Fig. 1.16. Masters, 1978.

1.6.2.3. Tiempo de evaporación de la gota

El tiempo de secado de la gota es igual a la suma de los tiempos de evaporación en los periodos constante y de decrecimiento del secado, calculándose por medio de las ecuaciones 69 y 70. Para utilizar estas ecuaciones, es necesario calcular el diámetro de la gota al inicio y en la etapa de humedad crítica (D_c) del secado, por lo que se han desarrollado cuatro métodos para determinar el valor del factor correspondiente para cada caso y de ahí poder determinar el valor de D_c :

- i) Determinar experimentalmente el decremento en el tamaño de la gota por medio de la observación y análisis de la evaporación de la gota hasta que se haya alcanzado el valor de la humedad crítica.
- ii) Determinar las características que se dan al irse perdiendo la humedad en la gota y compararlo con la humedad cuantificada en el producto seco, tomando en cuenta que el polvo está formado sólo por partículas esféricas, por lo que hay cierto margen de error, y por esto es necesario para esto llevar a cabo el análisis de distribución de partículas.
- iii) Estimar un valor entre el 60 y el 80 % del diámetro inicial de la gota.
- iv) Utilizar la cantidad de humedad total de la gota, e ir obteniendo los diámetros desde la gota hasta la partícula seca.

1.6.3. Evaporación de las gotas conteniendo sólidos insolubles

La alimentación con sólidos insolubles forman pastas y suspensiones. Hay una baja en la presión de vapor de secado y los efectos que aquí se dan son muy parecidos a los que explicaron anteriormente con las gotas asperjadas de líquidos con sólidos solubles. El tiempo de secado de este tipo de suspensiones puede ser evaluado en forma separada por medio de los dos periodos de secado. Los tiempos de secado del primer periodo son cortos comparados con los del segundo periodo. Es difícil predecir el tiempo de secado en el periodo decreciente por medio de ecuaciones, pues este depende de la naturaleza del sólido en la suspensión. Se han propuesto relaciones en términos del contenido crítico de humedad (W_c), donde :

$$t_{e.d.} = [\lambda Dc \rho_s (W_c - W_2) / (6 hc \Delta T_{av})] = [\lambda Dc^2 \rho_s (W_c - W_2) / (12 K_d \Delta T_{av})]$$

[71]

Para el secado de las gotas con un número de Reynolds bajo y con pocos efectos de la presión de vapor, el tiempo total de secado acordado por Marshall se da por :

$$t_{TOTAL} = [\lambda \rho_1 (D_o^2 - D_c^2) / (8 K_d (T_a - T_s))] + [\lambda Dc^2 \rho_s (W_c - W_2) / (12 K_d \Delta T_{av})]$$

[72]

Esta ecuación representa la historia de la evaporación de la gota en la forma más simplificada, aunque se tiene que mencionar que para esto es importante el diseño de la cámara de secado. Aplicando esta ecuación la "K" esta calculada a la temperatura media de película alrededor de la gota evaporada. Esta temperatura puede tomarse como el promedio entre la temperatura del aire de salida y la temperatura de la superficie de la gota. La temperatura de la superficie de la gota es la temperatura de saturación adiabática de la suspensión asperjada.

El ΔT en el periodo completo de secado es tomada como la temperatura media logarítmica, entre la temperatura de entrada del aire y la temperatura de alimentación, y la temperatura del aire a la salida y la temperatura de la superficie de la gota en el punto crítico.

El ΔT en el periodo decreciente puede ser tomado como la diferencia entre la temperatura del aire a la salida y la temperatura de la superficie de la gota en el punto crítico aunque la temperatura de la superficie aumente. Alternativamente la temperatura del aire en el punto crítico de la gota y la temperatura de la gota aumentan en el periodo decreciente. La temperatura media logarítmica es aplicada para ambos periodos de secado.

1.6.4. Efecto de las variables de operación y de las propiedades de la suspensión a secar sobre las propiedades del producto final

1.6.4.1. Efecto del grado de alimentación

Al incrementar el grado de alimentación de la suspensión y manteniendo constantes las condiciones de operación y la velocidad de atomización, esto da como resultado un incremento en el tamaño de partícula y en la densidad del producto seco, sin obtenerse necesariamente cambios en la distribución de tamaño de las partículas.

1.6.4.2. Efecto de los sólidos en la alimentación

Al incrementarse la cantidad de sólidos de la alimentación se incrementa el tamaño de partícula del producto seco y bajo condiciones de operación constantes (temperaturas y velocidad de atomización) se reduce en gran medida la evaporación, con lo que se obtienen productos con humedades y densidades más bajas. No siempre ocurre esto, pues este efecto está asociado con el tamaño de las gotas, si son más grandes y con esto tienen mayor cantidad de agua el efecto pasa desapercibido.

1.6.4.3. Efecto de la temperatura de alimentación

Al incrementarse esta temperatura se afectan las propiedades del producto seco pues se disminuye la viscosidad de la suspensión y con ello hay un cambio en el esfuerzo de la bomba con lo que se afecta la atomización y el diámetro de la gota. Incrementando la temperatura de alimentación se tiende a decrecer el calor total requerido para llevar a cabo la evaporación. Marshall reporta un decremento en la densidad con el incremento de la temperatura de alimentación para productos con partículas esféricas huecas.

1.6.4.4. Efecto de la tensión superficial de la suspensión a secar

La tensión superficial de las suspensiones a secar caen sobre un rango muy estrecho de valores para que pueda tener mucha influencia en las propiedades del producto seco. Esta influencia se ve en forma directa por medio de los mecanismos de atomización y de secado: Con tensiones superficiales bajas se producen gotas pequeñas y finas, con lo que la distribución de tamaños de las partículas tiende a ser muy amplia; las partículas más grandes se secan con la tendencia a formar partículas huecas, con lo que se obtienen polvos con densidades menores.

Con altas tensiones superficiales se producen gotas más grandes y la distribución de tamaños de las partículas tiende a ser más estrecha. De aquí se da la diferencia entre las densidades de diferentes productos secos, pues la tensión superficial de la suspensión a secar juega un papel muy importante para el control de está.

1.6.4.5. Efecto de la temperatura del aire de entrada al secador

Este efecto depende de las características del producto a secar. Para gotas que tienden a expandirse en el secado, al incrementar la temperatura del aire se obtienen partículas muy grandes y con densidades más bajas, pero si la temperatura se incrementa más haya de la temperatura de evaporación de la gota, se empieza a dar una fractura y una posterior desintegración de la partícula, obteniéndose fragmentos compactos del polvo con lo que la densidad del producto aumenta.

1.6.4.6. Efecto del contacto entre el aire y el líquido asperjado

Al incrementar la velocidad de contacto entre la aspersión y el aire se dará un aumento de mezcla que incrementara los grados de transferencia tanto de calor como de masa. A altas velocidades la gota puede tener dispersiones, hasta llegar a fracturarse, desintegrándose a través del impacto con otras gotas en medio de un flujo turbulento, a demás de que los tiempos de evaporación son más pequeños y el producto seco llega a tener partículas de forma irregular.

Para obtención de productos con partículas huecas (características importantes para aumentar o disminuir la densidad de un producto) se pueden dar por medio de los siguientes cuatro mecanismos :

1. Tener una superficie semi-impermeable para que fluya vapor y con esto se llegue a formar la superficie de la gota pues ya que el vapor se forma dentro de esta y hace que se expanda con el incremento de la temperatura .
2. La velocidad de evaporación debe de ser mayor que la difusión de sólidos dentro de la gota. Al completar la evaporación seda un vacío dentro de la gota especialmente en productos cristalinos.
3. Los sólidos por acción capilar van a la superficie de la gota viajando desde el centro con forme se va dando el vacío.
4. La entrada de aire desde la suspensión a alimentar contribuye a obtener espacios de aire dentro de la gota.

1.7. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Una de las formas de obtener el coeficiente de transferencia de calor por convección en el secado por aspersión, es por medio de balances de materia y energía, considerando que la eliminación de la humedad inicial de la gota se lleva a cabo a velocidad constante, por lo que, en forma general, se tienen las siguientes ecuaciones que describen este fenómeno:

$$dW / dt = k A (p_w - p_g) = [2 \pi d \rho D (p_w - p_g)] / \rho a \dots \dots \text{Balance de materia} \quad [73]$$

$$dW / dt = [h A (T_g - T_w)] / \lambda = [2 \pi k a d (T_g - T_w)] / \lambda \dots \dots \text{Balance de energía} \quad [74]$$

El secado por aspersión es un proceso continuo. Para poder llevar a cabo dichos balances, se muestra la Figura 1.17, en donde se presentan los términos involucrados como parámetros importantes en el secado. Suponiendo que no hay acumulación en el secador, para el balance de materia se tiene :

- (Ss)(X₁) : Humedad a la entrada en la alimentación.
- (Ga)(Y'₁) : Humedad del aire caliente a la entrada.
- (Ss)(X₂) : Humedad a la salida en la alimentación.
- (Ga)(Y'₂) : Humedad del aire caliente a la salida.

Y

$$S_s X_1 + Ga Y'_1 = S_s X_2 + Ga Y'_2 \quad [75]$$

ó

$$S_s (X_1 - X_2) = Ga (Y'_2 - Y'_1)$$

donde:

$$X = x / (1 - x) \quad [76]$$

$$S_s = S_H (1 - x) \quad [77]$$

$$G_s = (v)(A) / V_h \quad [78]$$

$$V_h = (2.83 E - 03 + 4.56 E - 03 Y) T \quad [79]$$

Para el caso del balance de energía, se tiene que :

- (Ga)(Qa)₁ : Entalpía del aire entrando al secador
 (Ss)(Qs)₁ : Entalpía de la alimentación a la entrada del secador.
 (Ga)(Qa)₂ : Entalpía del aire saliendo del secador.
 (Ss)(Qs)₂ : Entalpía del sólido seco.

Y

$$\text{Calor de entrada} = \text{calor de salida} + \text{calor perdido}$$

por lo tanto, con los términos antes mencionados :

$$Ss Qs_1 + Ga Qa_1 = Ss Qs_2 + Ga Qa_2 + Q_L \quad [80]$$

Qa esta expresado en términos de calor húmedo a humedad absoluta y calor latente de vaporización del agua :

$$Qa = Cs \Delta T + H\lambda \quad [81]$$

y

$$Qs_1 = C_{Ds} (\Delta T) + Ss_1 (Cw \Delta T) \quad [82]$$

$$C_s = (0.24 + 0.45 Y') \quad [83]$$

Q_L es el calor perdido del secador, el cual, también puede ser expresado por la ecuación general de transferencia de calor :

$$Q_L = U A \Delta T \quad [84]$$

Para secadores con paredes aisladas, las pérdidas de calor son relativamente bajas, pasando lo contrario en cámaras donde su aislamiento es mínimo o nulo, o sus paredes se encuentran enchaquetadas, con la entrada de aire frío, para mantenerlas a una temperatura baja.

Para realizar el cálculo del gasto másico de aire que entra al secador y para encontrar el valor de las entalpías del producto, se usa como temperatura de referencia , la temperatura del punto de congelación del agua, el cual es un concepto común para llevar acabo los balances de humedad sobre una unidad de peso del producto seco.

Evaluando Q_L , se puede estimar el valor del coeficiente convectivo de transferencia de calor, por medio de la ecuación de enfriamiento de Newton:

$$h = Q_L / \Delta T A \quad [85]$$

El área involucrada que ayuda a evaluar este coeficiente es el área total de transferencia de calor, en éste caso, el área del cilindro del secador. El gradiente de temperaturas utilizado es la diferencia de temperaturas en la que se encuentra el aire, a la entrada y a la salida de la operación de secado.

Hay varias formas de determinar el coeficiente convectivo de transferencia de calor, además de utilizar los balances de materia y energía y esto es por medio de el uso de números adimensionales y analogías entre ellos. Esto se explicará con más detalle en la sección de transferencia de masa y de transferencia de calor de este capítulo.

Elementos para realizar los balances de materia y energía en el secador por aspersión

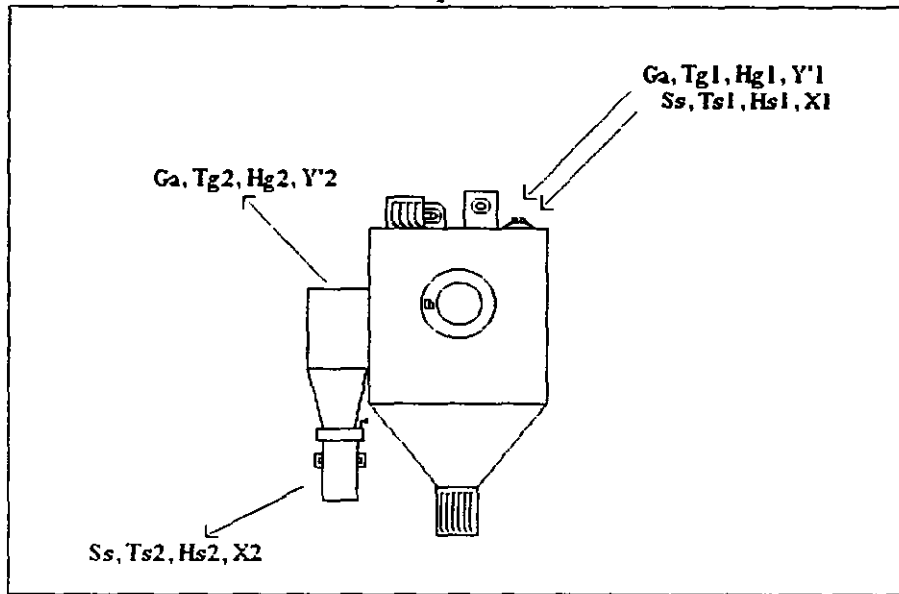


Fig. 1.17.

1.7.1. Eficiencia del secado

Al llevar acabo el secado, aire caliente entra a la cámara, el cual disminuye de temperatura al paso que se realiza la deshumidificación de las gotas, hasta salir de la cámara. Si la cámara se encuentra bien aislada, las pérdidas de calor son despreciables y la caída de la temperatura del aire sigue la línea de enfriamiento adiabático representada en la carta psicrométrica. En la práctica no se llega a asumir o completar la evaporación máxima de las gotas con lo cual se conseguiría que el aire a la salida se encuentre en forma saturada de humedad, aunque como siempre, hay excepciones.

La eficiencia del proceso con aire a temperatura atmosférica (T_0) calentado, entrando al secador a cierta temperatura (T_1) y de ahí salir a una temperatura (T_2) mas baja por la carga de humedad, con lo que, si la operación fue en verdad adiabática, se tiene que :

$$\eta_{TOTAL} = \{ (T_1 - T_2) / (T_1 - T_0) \} \quad [86]$$

Para determinar la eficiencia evaporativa, definida como la razón entre la capacidad evaporativa real y la capacidad obtenida en un caso ideal con aire a la salida en forma saturada, se utiliza la siguiente ecuación :

$$\eta_{EVAP} = \{ (T_1 - T_2) / (T_1 - T_{SAT}) \} \quad [87]$$

La temperatura de saturación es la temperatura a la saturación adiabática correspondiente a la temperatura del aire a la entrada (T_1).

CAPITULO 2
PLANEACIÓN METODOLÓGICA

CAPITULO II

PLANEACIÓN METODOLÓGICA

PROBLEMA GENERAL

Evaluar el fenómeno de transferencia de calor en el secado por aspersión de diversos materiales utilizados en la industria química - alimentaria, con el propósito de obtener condiciones de operación aplicables en el secado de otras sustancias.

OBJETIVO GENERAL

Evaluar el coeficiente de transferencia de calor por convección y el fenómeno de secado existente en el secado por aspersión, por medio de la influencia de la velocidad de atomización y la temperatura del aire sobre las propiedades físicas de los materiales a secar para determinar las condiciones de proceso.

OBJETIVO PARTICULAR 1

Determinar la influencia de las condiciones de operación en el secado por aspersión (temperatura de entrada y de salida del aire, velocidad de atomización y velocidad del aire de secado) en suero de leche acondicionado a diferentes densidades, viscosidades, tensión superficial y °Brix, por medio de un diseño ortogonal de Taguchi, sobre las características físicas de calidad del producto seco.

OBJETIVO PARTICULAR 2

Determinar el efecto del coeficiente convectivo de transferencia de calor en el secado por aspersión de diversos sabores químico-artificiales a las condiciones de operación flexibilizadas del arreglo ortogonal del método Taguchi, sobre las características físicas y sensoriales del producto seco.

OBJETIVO PARTICULAR 3

Establecer la influencia del coeficiente convectivo de transferencia de calor en el secado por aspersión de detergente por medio de la variación de la temperatura de secado y la velocidad de atomización, sobre la calidad del proceso y las propiedades físicas del polvo.

La metodología experimental se basó en dos partes fundamentales. En la primera parte se determinaron las condiciones de operación ideales para el secado por aspersión de lactosuero, por medio del estudio de el fenómeno de transferencia de calor dentro de la operación, ayudándonos de un método estadístico de Ingeniería de Calidad: el Método Taguchi, (55, 56) como se indica en el cuadro metodológico que se muestra en la figura 2.1.

De ahí, se sigue con la segunda parte, donde, por medio del estudio realizado en la primera fase, se procede a la flexibilización de condiciones de operación para el secado de sabores alimenticios y detergente, en función de las propiedades físicas de estas suspensiones. Uno de los fines indirectos de este estudio es obtener las mejores condiciones de operación para evitar pérdidas de producto seco dentro y fuera del equipo de secado.

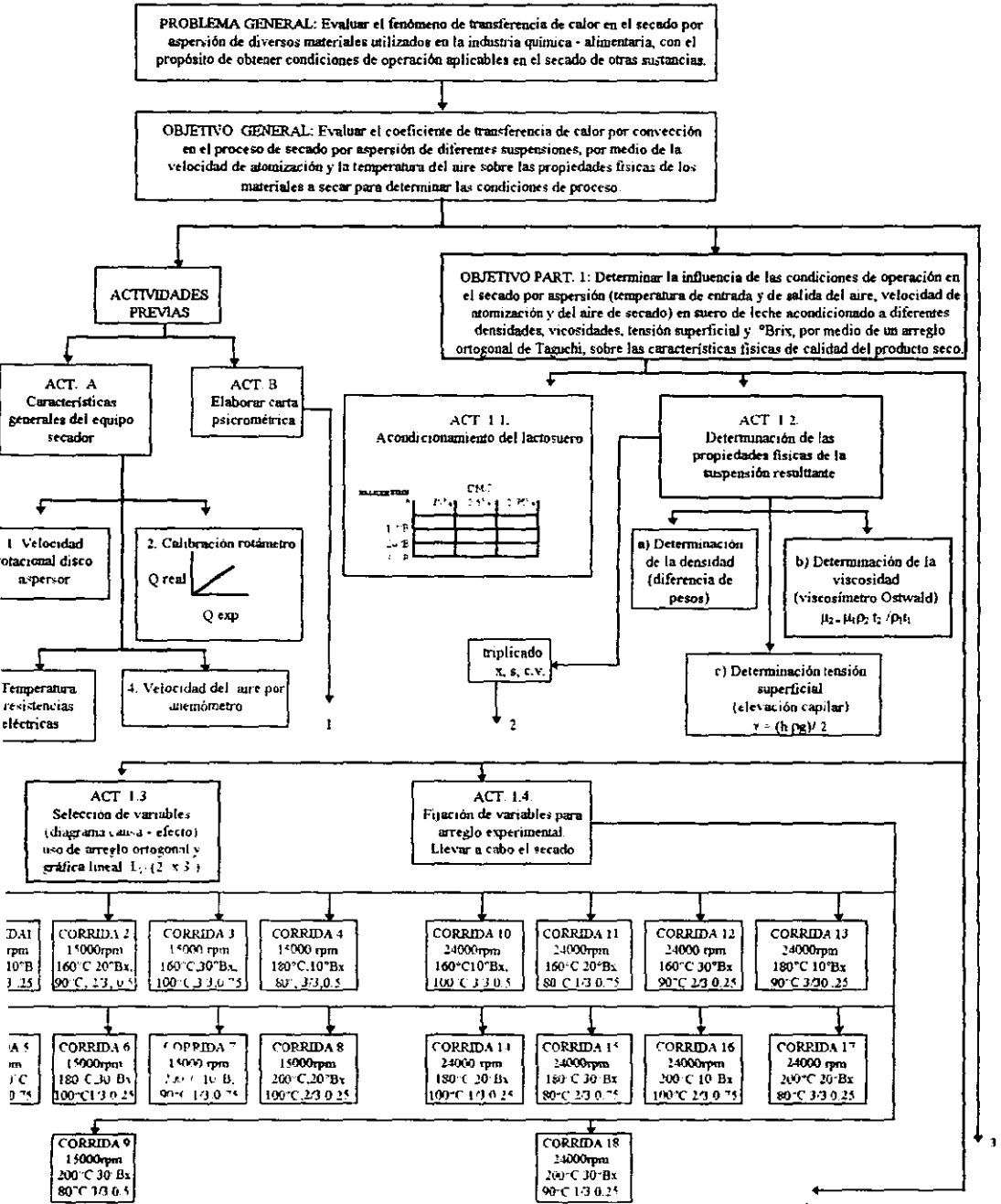
Actividades previas

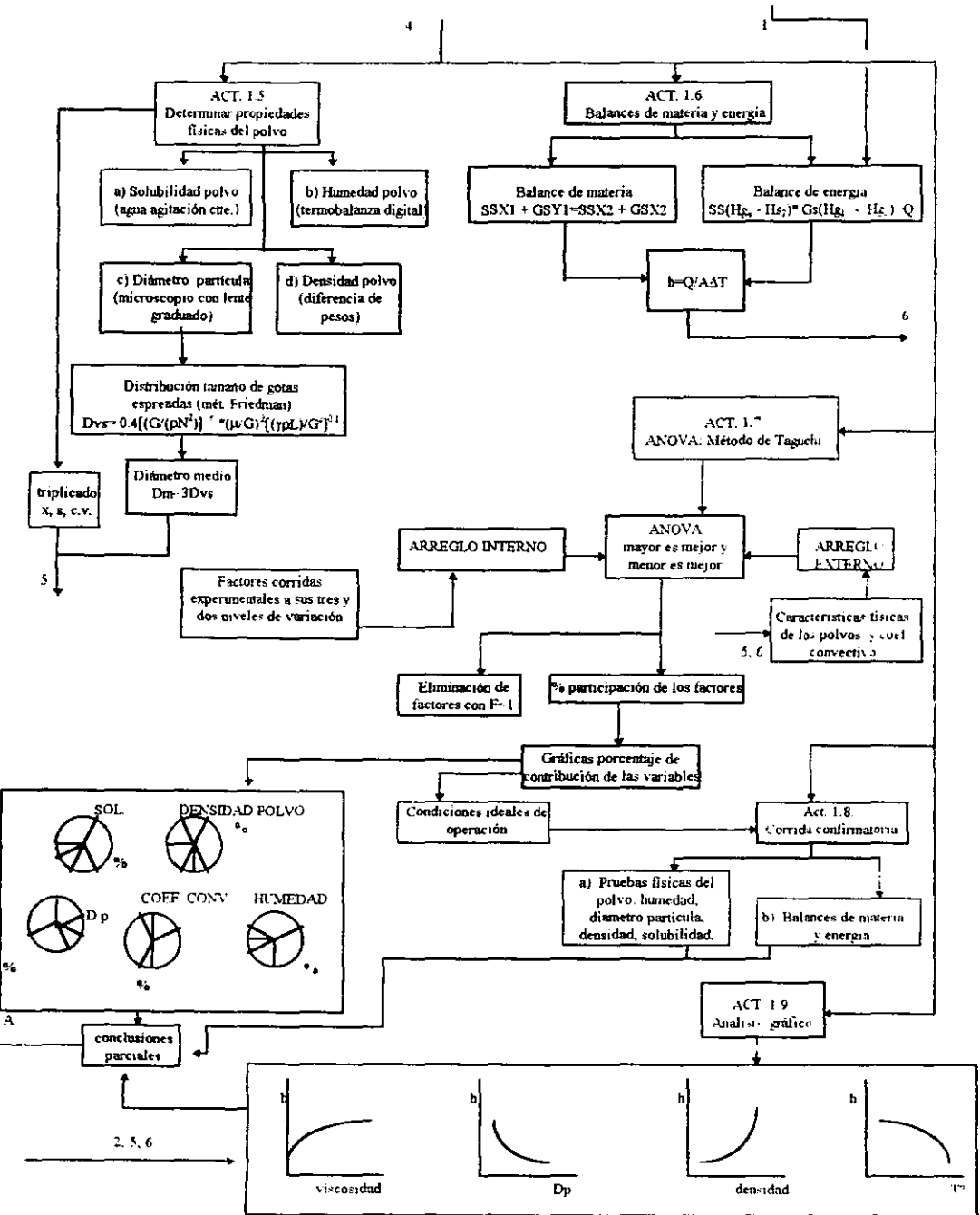
A. Características generales del equipo de secado

El equipo tiene un nombre comercial de "Niro Atomizer" con serie Minor, tipo FU11BAA06. Las partes componentes de todo el sistema son:

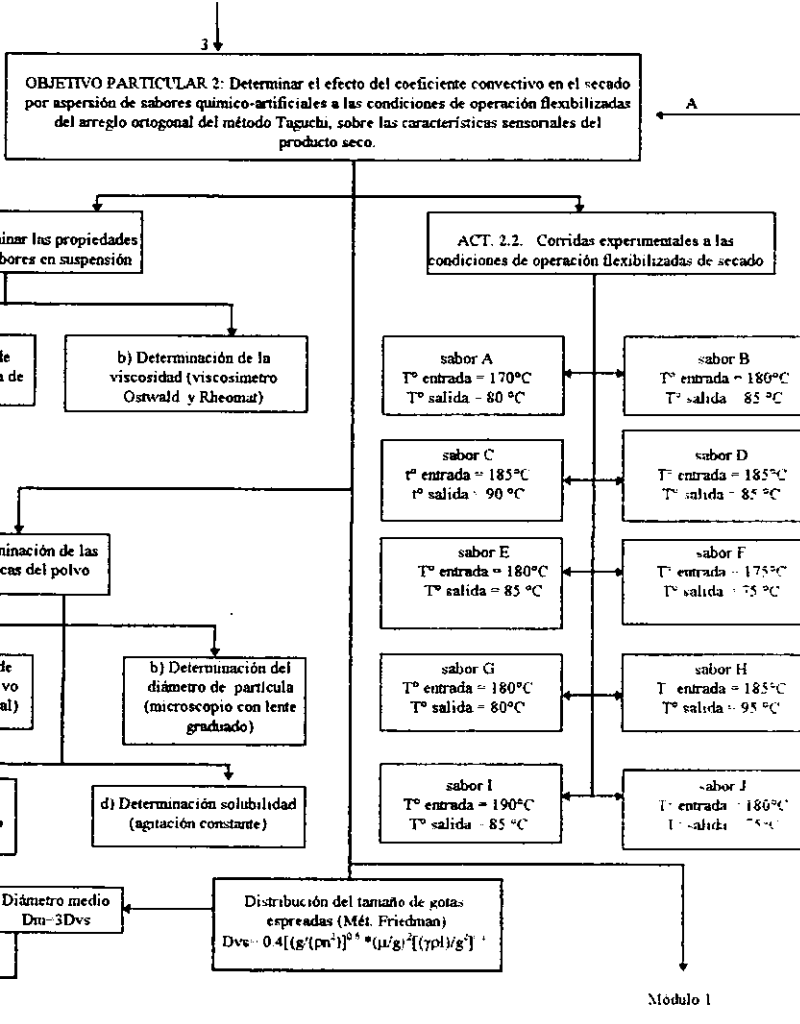
1. Cámara de secado
2. Puerta de Servicio, con su ventanilla de observación.
3. Calentador eléctrico.
- 4 Motor del Ventilador
- 5 Ciclón
- 6 Colector de polvos
- 7 Ducto de aire
8. Motor del atomizador
9. Carátula de control, donde se mide la temperatura del aire de entrada, la del aire de salida, además de que se encuentra el encendido del motor del ventilador, de la bomba de alimentación, y del barredor de la cámara, así como las luces interiores de la misma.
10. Tabla de resistencias eléctricas para el control del calentamiento del aire de secado, junto con su caja donde se encuentra la instalación general de encendido y apagado de todo el sistema.
- 11 Bomba centrífuga para la alimentación del fluido al secador.
- 12 Rotámetro.
13. Motor del ciclón.
14. Manguera de alimentación del fluido a la bomba.
15. Manguera de recirculación del fluido a la bomba.
16. Manguera de alimentación del fluido de la bomba al secador.
17. Tubería de agua, de acero comercial.
18. Tubería de aire
19. Filtro de aire
20. Medidor de aceite

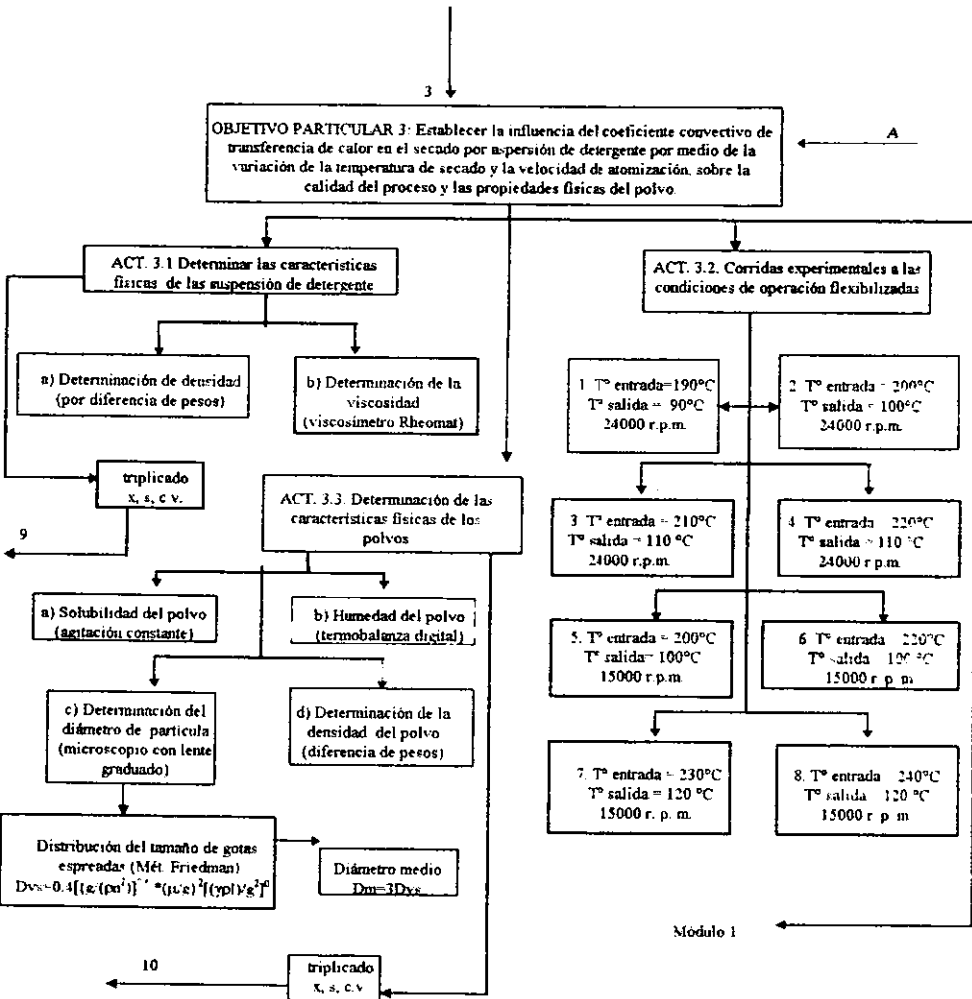
FIG. 2.1. CUADRO METODOLÓGICO
PARTE I





PARTE II





ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

MODULO 1

ACT. 2.4 y 3.4. Determinar el coeficiente convectivo de transferencia de calor por balances de materia y energía

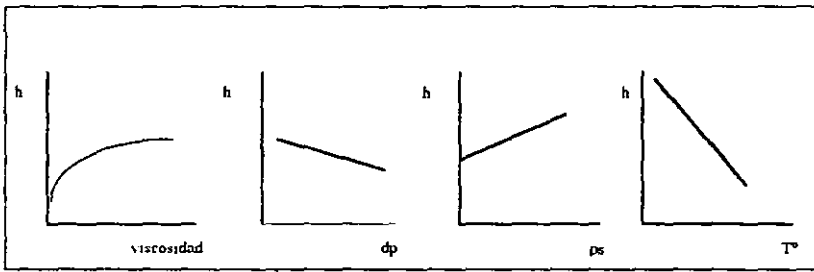
Balace de materia
 $SSX1 + GSX1 = SSX2 + GSX2$

Balace de energía
 $SS(HG_1 - HS_1) + GS(HG_1 - HG_2) = Q$

7.8.9.
10

$h = Q / A \Delta T$

ACT. 2.5 y 3.5. Realizar el análisis de gráficos de las diferentes variables utilizadas con respecto al coeficiente convectivo de transferencia de calor



Obtención de flexibilidad de condiciones de operación para otros tipos de suspensiones con características similares

Conclusiones parciales

Conclusiones

21. *Entrada en el secador del aire.*
22. *Entrada en el secador del fluido a secar.*

Sistema de atomización

El sistema de atomización cuenta con un motor eléctrico de 2.2 kW a 3430 r.p.m., con 220 Volts de corriente, (60 Hz) con conexión delta. A este se le pueden adaptar tres poleas de diferentes tamaños, con el fin de obtener tres velocidades de atomización. En esta parte de la caracterización del equipo, era necesario saber cuales son las r.p.m. verdaderas que se obtenían al colocar cada polea. Por falta de tacómetro (medidor de velocidad), se tuvo que realizar un cálculo teórico, tomando en cuenta el número de vueltas que da la polea por una banda, teniendo como base de cálculas las revoluciones por minuto del motor (3430 r.p.m.). De esta forma se determinan el número de vueltas que da el disco por cada vuelta que da la banda (en función del diámetro del disco y la longitud de la banda) con lo cual se obtienen la velocidad de cada uno de los tres niveles de atomización del secador (teóricamente de 15000 r.p.m., 20000 r.p.m. y 24000 r.p.m.).

Sistema de alimentación

El sistema de alimentación del fluido al secador esta basado en una bomba centrífuga acoplada a un motor eléctrico de 0.55 kW a 1420 r.p.m., con 220 Volts de corriente (60 Hz) en conexión delta. De la bomba, el fluido es contabilizado en un rotámetro antes de llegar a la cámara de secado. El rotámetro es un sistema medidor del gasto volumétrico, con divisiones que van del 0 a los 100 kg/h.

Este gasto volumétrico es de gran importancia para el análisis general en los balances de materia y energía. Por ello, se realizó la calibración de éste equipo de medición, haciendo fluir diferentes gastos a través del rotámetro, para determinar que tiempo tarda un determinado volumen en ser transportado, en función de la abertura de la perilla de la bomba. Cada tiempo fue cuantificado para construir la gráfica del gasto promedio contra le gasto real y así evaluar cual es la veración de las medidas marcadas en el rotámetro.

Sistema de calentamiento del aire

El calentamiento del aire de secado se lleva a cabo por medio de una serie de resistencias eléctricas, con las cuales, al ir activando cada uno de estas y/o su combinación, se consiguen diferentes temperaturas, las cuales se citan en la carátula de control.

La caja de resistencias cita que se ponen en función 1.5, 3, 4.5, 9 y 18 kW. Para un mejor control en la experimentación de la temperatura de entrada, se valoró la temperatura que se obtiene al ir activando cada una de estas resistencias, como parte importante de la caracterización general del equipo.

Velocidad del aire

El sistema de arrastre del polvo por el ciclón cuenta con un ventilador conectado a un motor de 1.5 kW a 3430 r.p.m., con 460 V Y - 9.2 A y VA - 5.6 A. Este aire sale por una válvula de papalote, la cual se puede ajustar a tres diferentes áreas de permisión de abertura. Este control conlleva a obtener tres diferentes velocidades del aire a la salida. Esta velocidad del aire es importante en la valoración de los balances de materia y energía para la obtención del coeficiente convectivo de transferencia de calor. Su evaluación se realizó con ayuda de un anemómetro digital, en el cual, al contacto con el flujo a medir, marca cual es su velocidad.

En el caso de la velocidad de entrada del aire, es importante mencionar que el sistema que se produce al cerrar la cámara de secado debe de influir determinantemente sobre la velocidad de entrada del aire, por lo que es difícil la evaluación de esta velocidad, pues se necesitaría un equipo especial sujetado al interior de la cámara de secado para poder determinarla lo más acertadamente posible al momento de realizar la operación. Por ello, se toma como base de cálculo solamente la velocidad de salida del aire.

B. Realización de la carta psicrométrica.

La obtención de la carta psicrométrica tiene un papel de suma importancia, ya que de esta se obtendrán algunos valores para su posterior aplicación en lo que serán los balances de energía y de materia. Esta carta psicrométrica esta basada a la presión atmosférica de Cuautitlán Izcalli, lugar donde se llevo a cabo la operación (P= 585 mm Hg) , construida por medio de los siguientes pasos:

1. Determinar la presión a la cual se elaborará la carta (585 mm Hg)
2. Establecer el rango de temperaturas que se manejará en la carta psicrométrica.
3. Hacer el cálculo de las humedades absolutas por medio de las siguientes ecuaciones:

$$Y = P_A / P - P_A \quad [88]$$

$$Y = Y_P Y_S / 100 \quad [89]$$

$$Y_S = 18 / 29 (P_{A,j} / P - P_{A,j}) \quad [90]$$

$$Y_P = 100 (Y / Y_S) \quad [91]$$

4. Hacer el cálculo de los porcentajes de humedad relativa por medio de

$$HR = 100 (P_A / P_{A,j}) \quad [92]$$

5. Hacer el cálculo de calor húmedo (Cs) por medio de .

$$Cs = 1.005 + 1.88 Ys \quad [93]$$

6. Hacer el cálculo del volumen húmedo. (La temperatura es absoluta)

$$V_H = (22.41 / 273) T (1 / 29 + 1 / 18 Y) \quad [94]$$

$$V_H = (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} Y) T \quad [95]$$

7. Hacer el cálculo de la entalpía total (Hy).

$$Hy = Cs (T - T_0) + Y \lambda_0 \quad [96]$$

Objetivo particular 1

Actividades

Actividad 1.1. El suero fue tratado con tres diferentes porcentajes de goma (carboximetilcelulosa) y tres diferentes cantidades de encapsulante (maltodextrina) (19, 2), para manejar los niveles resultantes de viscosidad, así como los grados Brix esperados (10, 20 y 30°B) en cada muestra. Con esto, se tiene un factorial de tres por tres eventos, pues cada una de las concentraciones mencionadas anteriormente deben interaccionar entre sí, por lo que se tienen 9 patrones de lactosuero que se utilizaron dentro de la experimentación.

Como primer paso, el lactosuero fue acondicionado a los tres diferentes °Brix antes mencionados, por medio de la adición de maltodextrina. Se manejaron muestras pequeñas de lactosuro (50 ml) y por medio de una base cálculo en la que se involucran los °Brix iniciales del lactosuero y los °Brix que se obtienen en el suero al agregar una cantidad base (5 g) de este encapsulante.

Esta determinación se llevó a cabo con el empleo del refractómetro ABBE (14), el cual su funcionamiento se basa en el principio de la refracción de la luz, provocándose un cambio en su dirección producido por la variación de la velocidad de está al pasar de un medio a otro. Para su adecuada determinación de los ° Brix se debe de asegurar que los prismas estén completamente limpios, donde la muestra debe ser colocada directamente en el prisma de medida para llevar acabo su lectura.

1. Calibrar el refractómetro modelo ABBE por medio del uso de agua destilada.
2. Agregar la muestra de lactosuero tratado en el espejo, teniendo cuidado de no rayar su superficie.
3. Tomar la lectura marcada por el refractómetro.
4. Realizar por triplicado cada evento para su posterior tratamiento estadístico (\bar{x} , s , c.v.).

El segundo paso fue agregar a cada uno de las muestras de lactosuero (con 10, 20 y 30°Brix), 0.5%, 0.5% y 0.75% de goma CMC. Con esto, como ya se había mencionado, se obtiene un total de 9 lactosueros acondicionados. A cada una de estas muestras, se le determinaron sus propiedades físicas de importancia en el presente estudio, la densidad, viscosidad y tensión superficial.

Actividad 1.2. Determinar las propiedades físicas de las muestras preparadas de lactosuero (densidad, viscosidad y tensión superficial) a las diferentes concentraciones de goma (carboximetilcelulosa) y ° Brix.

a) Densidad.

En la determinación de esta propiedad se empleó el picnómetro, el cual es un frasco con tapón de vidrio esmerilado, con un ducto de diámetro capilar que permite llenar exactamente el picnómetro al volumen indicado. La determinación de esta propiedad se realizó a temperatura ambiente.

Primeramente, es necesario que el picnómetro este a peso contante, por medio de la estufa. Al llenar el pesafiltros de lactosuero hasta la marca de afore, se tomo su peso final. Se realizó lo mismo, pero tomando como fluido a agua destilada. Tras esto, se considero que la densidad del suero es la diferencia de pesos entre estos dos fluidos a un volumen constante (14). Cada evento se realizó en forma triplicada para realizar posteriormente su análisis estadístico base (\bar{x} , s , c.v.).

b) Viscosidad

Otra de las propiedades físicas del fluido a secar que es necesaria conocer del fluido a alimentar es la viscosidad, la cual nos va a dar la resistencia a fluir de un líquido. Para dicha determinación se empleó el viscosímetro Ostwald. Se trata de un instrumento de vidrio, el cual cuenta con un tubo capilar conectado a un cuerpo esférico. Se mide el tiempo que tarda en fluir la suspensión por este tubo capilar. El cálculo de la viscosidad del fluido se realizó en función del tiempo que tarda otro fluido de viscosidad conocida (agua a temperatura ambiente). La ecuación que involucra esta relación es:

$$\mu_2 \rho_2 t_2 = \rho_1 t_1 \mu_1 \quad [97]$$

$$\mu_2 = \{(\rho_1 t_1 \mu_1) / (\rho_2 t_2)\} \quad [98]$$

donde

- μ_2 viscosidad del fluido problema.
- ρ_2 densidad del fluido problema.
- t_2 tiempo que tarda el fluido en recorrer el tubo capilar.
- ρ_1 densidad del agua
- t_1 tiempo que tarda en correr el agua
- μ_1 viscosidad del agua

La viscosidad tiene una importancia superior que cualquier otra propiedad física de la suspensión, influyendo directamente sobre las propiedades térmicas del polvo seco. Cada una de estas determinaciones se realizaron en forma triplicada con su respectivo análisis estadístico (x , s , $c.v.$).

c) Tensión superficial

La tensión superficial es otra propiedad física importante a evaluar, la cual se puede definir como la tendencia de la superficie de un líquido a presentar cierta rigidez, por lo que el efecto de esta fuerza es una variable a considerar en la aspersión del suero.

Para la determinación de esta actividad se empleó el método de elevación capilar (13), la cual esta basada en la elevación que se tiene de la muestra dentro de un capilar, como consecuencia de la adhesión y cohesión de las moléculas. Este método se basa en poner en un vaso de precipitados 25 ml de lactosuero tratado, posteriormente se introduce el tubo capilar completamente limpio y seco por la pared del vaso, permitiendo que el fluido se leve por él. Cuando deje de elevarse, tapar con el dedo pulgar la parte superior de este cilindro y retirarlo con cuidado. Tras esto, se tomo la altura que alcanza el fluido en el tubo capilar. La tensión superficial se evaluó con la siguiente ecuación

$$\gamma = (\rho g r h) \quad [99]$$

donde

- γ tensión superficial
- ρ densidad de la suspensión
- g constante gravitacional
- r radio del tubo capilar
- h altura de la suspensión dentro del tubo capilar

Cada evento se realizó en forma triplicada, con su respectivo análisis estadístico (x , s , $c.v.$).

Actividad 1.3. Establecer la selección de variables y sus niveles de variación para el ajuste adecuado en el arreglo ortogonal, según el Método Taguchi.

Para la realización del objetivo particular 1, se efectuó en primera instancia un diagrama de causa - efecto de Ishikawa (fig. 2.2), con las variables y niveles de variación que se planearon manejar, en función del efecto, que en este caso, es el estudio del coeficiente de transferencia de calor. Las variable manejadas para este caso son:

Variables independientes

- A. Temperatura de entrada del aire al secador con sus tres respectivos niveles.
- B. Velocidad de atomización, a dos niveles de variación.
- C. ° Brix , a los que se acondiciona el lactosuero gracias al uso de un encapsulante (maltodextrina).
- D. Temperatura de salida del aire, la cual fue controlada en forma directa por medio del caudal o gasto de alimentación, en el cual se manejaron intervalos de alimentación desde 4 hasta 12 Kg/h según la lectura del rotámetro .
- E. Velocidad del aire a la salida. En este caso se trata de manejar la abertura de la válvula de papalote que se encuentra en el secador para manejar diferentes caudales de salida del aire. La medición directa por medio de un anemómetro nos dio el caudal de el aire.
- F. Viscosidad del lactosuero. Las viscosidades finales se determinarían por medio de el viscosímetro Ostwald para el lactosuero a los diferentes °Bx y cantidad de CMC adicionada (actividad planteada anteriormente en el objetivo 1) medidas en Kg/ms.

Variables dependientes

- A. Gasto másico utilizado para la alimentación.
- B. Temperaturas de bulbo húmedo para cada corrida a la salida del aire.
- C. La humedad relativa del mismo aire.
- D. Diámetro de gota y de partícula.
- E. Humedades del aire.
- F. Propiedades físicas del aire (C_p , k , ρ , μ)
- G. Propiedades físicas del sólido (C_p , k , ρ)

Constantes:

- A. Gasto másico del aire.
- B. Masa de la suspensión.
- C. Presión del aire en el barredor. (1.5 kg/cm^2)
- D. Características físicas de la suspensión (γ , μ , ρ)
- E. Temperatura de alimentación de la suspensión.

Diagrama de Ishikawa causa-efecto para el secado por aspersión

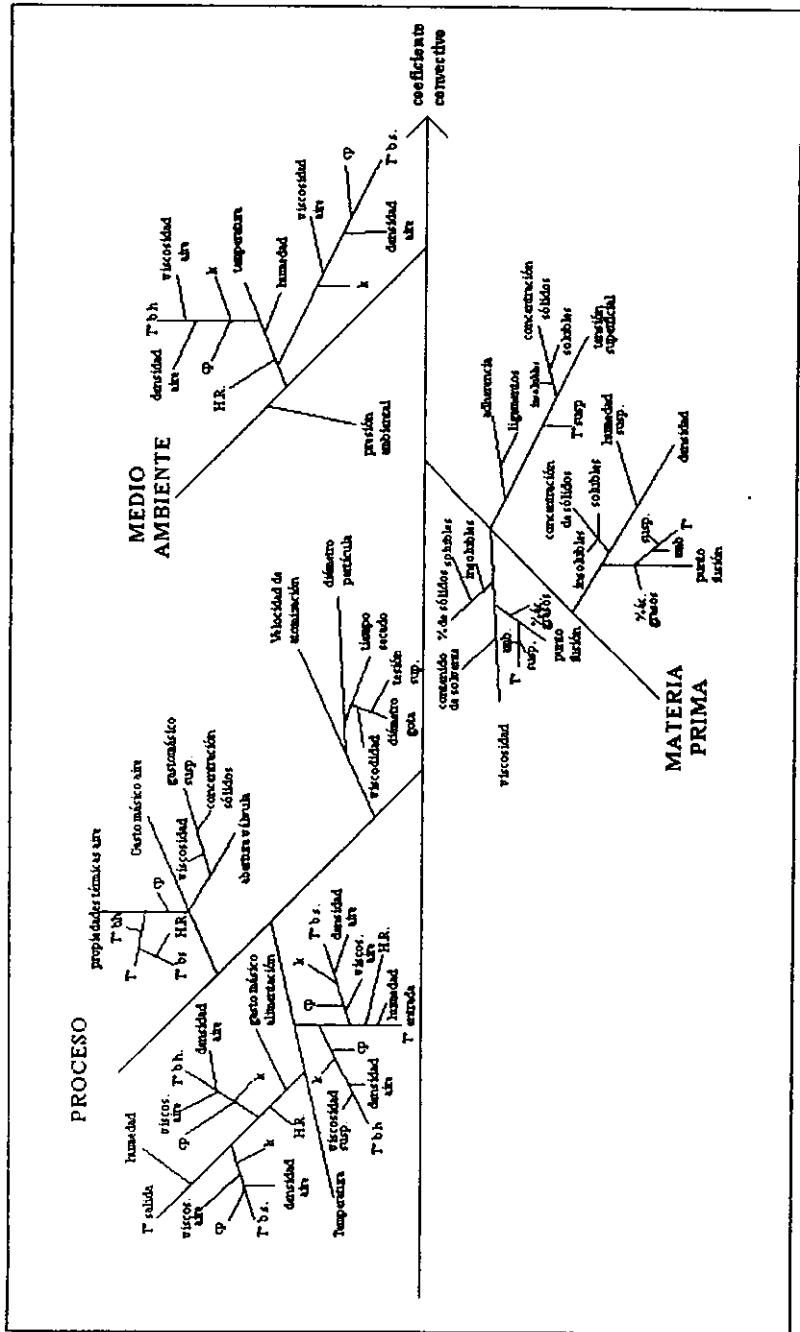


Fig. 2.2.

Variables de respuesta:

- A. Coeficiente convectivo de transferencia de calor.
- B. Eficiencia térmica global de la operación.
- C. Costo de la operación.
- D. Propiedades físicas del polvo: humedad, solubilidad, densidad y diámetro de partícula.

En la tabla 2.1 se muestra las variables y los niveles de variación dentro de la experimentación:

Arreglo interno de las variables a manejar en el secado por aspersión

VARIABLES	NIVELES DE VARIACION
Temperatura de entrada del aire	160°, 180°, 200°C
Velocidad de atomización	15000 y 24000 r.p.m.
°Brix	10°, 20° 30°
Temperatura de salida del aire	80°, 90°, 100°C
Velocidad del aire a la salida	abertura de la válvula de papalote 1/3, 2/3, 1
Viscosidad	determinada a los porcentajes de goma 0.25%, 0.5%, 0.75%

Tabla 2.1.

Tras esto, se buscó el arreglo ortogonal adecuado (por el Método de Taguchi) (55,56) para poder adaptar a este todas estas variables con sus niveles de variación. Se nota que la velocidad de atomización se maneja a dos niveles de variación y todas las demás a tres. La secuencia para explicar la selección del arreglo ortogonal se basa en la obtención de los grados de libertad totales, definidos como la suma de los grados de libertad de todos los factores y los grados de libertad de todas las interacciones que se desean en el experimento (ver anexo 1). En este caso, siguiendo la secuencia general, el arreglo adecuado para este caso es:

$$L_{18} (2^1 \times 3^7)$$

Arreglo ortogonal según Taguchi

corrida	variable B	variable A	variable C	variable D	variable E	variable F	variable G	variable H
	1	2	3	4	5	6	7	8
1	1	1	1	1	1	1	1	1
2	1	1	2	2	2	2	2	2
3	1	1	3	3	3	3	3	3
4	1	2	1	1	2	2	3	3
5	1	2	2	2	3	3	1	1
6	1	2	3	3	1	1	2	2
7	1	3	1	2	1	3	2	3
8	1	3	2	3	2	1	3	1
9	1	3	3	1	3	2	1	2
10	2	1	1	3	3	2	2	1
11	2	1	2	1	1	3	3	2
12	2	1	3	2	2	1	1	3
13	2	2	1	2	3	1	3	2
14	2	2	2	3	1	2	1	3
15	2	2	3	1	2	3	2	1
16	2	3	1	3	2	3	1	2
17	2	3	2	1	3	1	2	3
18	2	3	3	2	1	2	3	1

Tabla 2.2. Stuart P. 1993.

Para este arreglo ortogonal se tiene la siguiente gráfica lineal:



El factor con dos niveles de variación debe de ser asignado a la columna 1 y el factor con tres niveles de variación más importante en la columna 2. No se deben de establecer en las siguientes columnas interacciones. (55)

Actividad 1.4. De acuerdo con el arreglo ortogonal de Taguchi obtenido, realizar la adecuación de las variables finales a manejar en la experimentación en dicho arreglo.

Con los resultados obtenidos en el arreglo de Taguchi, se iniciará la experimentación del secado del lactosuero, ya adaptado a las condiciones necesarias de viscosidad y °Brix que se requieran.

Para el manejo las variables y sus niveles de variación el arreglo anteriormente mencionado es el más conveniente para adaptarlo a lo que es la experimentación, pues se plantea manejar las velocidades extremas del secador por aspersión (15000 y

24000 r.p.m.). Con este arreglo se nos permite que el resto de las variables a manejar se puedan utilizar los tres niveles de variación .

Con las variables utilizadas para el proceso de secado, se tiene que las corridas experimentales quedan de la siguiente manera (tabla 2.3), respetando el orden de la experimentación dada por este arreglo para su mayor efectividad. El orden de designio de las variables es importante para conseguir los resultados de porcentaje de contribución tras el análisis de varianza que se da al termino de la experimentación.

Arreglo ortogonal de acuerdo a las variables y niveles de variación a utilizar en la experimentación

corrida	variable B [r.p.m.]	variable A [°C]	variable C [°Brix]	variable D [°C]	variable E (abertura)	variable F [Kg/ms]
1	15000	160	10	80	1/3	0.25%
2	15000	160	20	90	2/3	0.5%
3	15000	160	30	100	1	0.75%
4	15000	180	10	80	2/3	0.5%
5	15000	180	20	90	1	0.75%
6	15000	180	30	100	1/3	0.25%
7	15000	200	10	90	1/3	0.75%
8	15000	200	20	100	2/3	0.25%
9	15000	200	30	80	1	0.5%
10	24000	160	10	100	1	0.5%
11	24000	160	20	80	1/3	0.75%
12	24000	160	30	90	2/3	0.25%
13	24000	180	10	90	1	0.25%
14	24000	180	20	100	1/3	0.5%
15	24000	180	30	80	2/3	0.75%
16	24000	200	10	100	2/3	0.75%
17	24000	200	20	80	1	0.25%
18	24000	200	30	90	1/3	0.5%

Tabla 2.3.

De acuerdo a la tabla 2.3, las variables a manejar son las siguientes:

- variable A** temperatura de entrada del aire
- variable B** velocidad de atomización
- variable C** Cantidad de sólidos solubles en la suspensión
- variable D** Temperatura de salida del aire
- variable E** velocidad del aire
- variable F** viscosidad

En las variables C y F, de cierta forma están influyendo en general todas las propiedades físicas de la suspensión.

Es importante mencionar, que de acuerdo a las características que buscamos en nuestro producto final, (solubilidad, humedad del polvo, tamaño de partícula y densidad), se realizó, como parte final de esta etapa experimental, una corrida confirmatoria con las condiciones de operación y los niveles de variación encontrados por el método Taguchi (% participación) obtenidas de acuerdo a los resultados del ANOVA.

Actividad 1.5. Determinar experimentalmente las propiedades físicas del producto seco, como son la humedad, el diámetro de partícula, la solubilidad y la densidad. (60, 14, 37)

a) Determinar la solubilidad del polvo (método de agitación constante)

En este caso, a un volumen constante de agua (100 ml) a temperatura ambiente, se le puso una cantidad constante de polvo (5 g). Se mezcló en forma constante esta combinación con ayuda de un agitador de cristal. El tiempo que tardo en disolverse el polvo en el agua fue cuantificado, para cada corrida experimental propuesta en la actividad anterior. Es importante mencionar que para la leche en polvo, se tiene estipulado 7 segundos como tiempo máximo para que este polvo pueda solubilizarse (15). Cada una de estas pruebas se hizo en forma triplicada, por lo que posteriormente se realizó su análisis estadístico base (x , s , $c.v.$).

b) Determinar la humedad del polvo (termobalanza)

Antes de todo, se debe checar que la termobalanza se encuentre bien calibrada. Cada muestra de polvo para obtener su humedad fue de 5 g, los cuales se colocaron sobre el platillo de la termobalanza. Se fijó un tiempo de 5 minutos para la determinación de la humedad a una temperatura constante para todos los casos fijada por el aparato. Este equipo permite leer directamente en su caratula el porcentaje de humedad de la muestra.

Cada determinación se realizó en forma triplicada para cada una de las corridas experimentales descritas en la actividad anterior, obteniendo posteriormente su análisis estadístico (x , s , $c.v.$).

c) Determinar el diámetro de partícula (microscopio y el lente graduado)

En este punto se tomo una muestra de polvo de cada una de las corridas experimentales. De esta forma se puso cada muestra en un porta objetos limpio, cubriéndolo posteriormente con un cubre objetos. Se determinó el lente graduado más adecuado para la lectura del tamaño de las esferas. Se cuantificaron por lo menos diez partículas para cada caso. Tras esto, se determinó el diámetro promedio y su coeficiente de variación para cada una.

Posteriormente se evaluó el diámetro máximo de la población de gotas asperjadas, por medio de el método de Friedman (ecuaciones 5, 6, 7, 8 y 9). Este se considera un dato teórico. El fin es valorar posteriormente cual es la influencia del coeficiente convectivo de transferencia de calor sobre el tamaño de partícula.

c) Determinar a densidad del polvo (diferencia de pesos)

Como es una de las propiedades de calidad más importantes en el producto seco, la determinación de esta característica física nos dio pauta para evaluar si se trata de una partícula hueca o rígida, y en forma indirecta, si se llevo a cabo de la mejor forma el proceso de secado. En este caso, esta actividad se realizó de la misma forma que en la actividad 1.2, inciso a), sólo que en este caso, en lugar de utilizar un picnómetro, se utilizó un pesafiltros.

Actividad 1.6. Realizar los balances de materia y energía para cada una de las corridas experimentales (17, 9, 5, 12, 42).

A) Por medio de la carta psicrométrica, obtener los valores de humedad del aire a la salida del secador, de acuerdo a las temperaturas de bulbo seco (temperatura de salida del aire) y de bulbo húmedo, medido por medio de un termómetro con un algodón húmedo en su punta.

B) Determinar para cada caso, G_a , Y , Q_a ; S_s , X , Q_s , Q_L , tanto para la entrada como para la salida del aire y de la alimentación (salida como polvo).

C) Determinar el C_p en cada caso de la alimentación , usando para esta última la ecuación de Ciebell (ecuación 107) :

$$C_p = 0.8 \%humedad + 0.2 \quad [100]$$

D) Determinar el C_p del aire por tablas, según sean las condiciones de temperatura. Evaluando Q , conocer el coeficiente de transferencia de calor por convección por medio de:

$$h = Q_L / \Delta T A$$

El ΔT esta evaluado a la temperatura de entrada del aire y a la temperatura de salida del mismo, pues ya en este momento, el aire contiene humedad obtenida de la alimentación del producto secado (ecuaciones 77 a 85).

Actividad 1.7. Realizar el ANOVA para las variables de respuesta obtenidas para cada corrida experimental, según el arreglo ortogonal de Taguchi

Esta actividad se basa en la determinación del análisis de varianza del cuadro de resultados obtenidos para cada una de las variables de respuesta: humedad del polvo, densidad, solubilidad, diámetro de partícula y, además, el coeficiente convectivo de transferencia de calor. Este análisis tiene como fin el conocer cual es el porcentaje de contribución de cada una de las condiciones de operación y su nivel de variación sobre las variables de respuesta antes mencionadas. Con esto, se obtienen las condiciones ideales de proceso para un caso en particular, es decir, para un lactosuero con ciertas propiedades físicas, no para los nueve establecidos al principio de la metodología.

Los pasos que sigue el ANOVA se describen en el anexo 2.

Actividad 1.8. Realizar la corrida confirmatoria de acuerdo a las condiciones ideales de operación obtenidas tras el ANOVA.

Con estas condiciones ideales de proceso, se realizó la corrida confirmatoria. Al polvo obtenido se le determinaron las propiedades físicas evaluadas para todos los polvos de las 18 corridas anteriores (ver actividades 1.5.):

- a) densidad
- b) humedad
- c) diámetro de partícula
- d) solubilidad

Además, se realizó su balance de materia y energía para obtener el coeficiente convectivo que rige este proceso en particular (ver actividad 1.7.).

Actividad 1.9. Realizar el análisis gráfico de las condiciones de operación y las propiedades físicas de la suspensión contra las variables de respuesta, en forma principal, sobre el coeficiente convectivo de transferencia de calor.

Esta actividad tiene el fin de evaluar cual es la tendencia en particular de cada una de las propiedades físicas de la suspensión y de las condiciones de operación, sobre las características de calidad del polvo y el coeficiente. La tendencia que se encuentra para cada caso, nos dio a conocer cuales son las condiciones de operación más adecuadas para una suspensión en particular (con cierta densidad, viscosidad y tensión superficial) para obtener un producto de buenas características.

Esta es parte de la flexibilización de las condiciones de operación, que, con la ayuda de los resultados obtenidos por el método Taguchi, se adaptaran para el secado de los sabores alimenticios y del detergente, que se mencionan en los objetivos particulares 2 y 3.

Objetivo particular 2

Actividades

A continuación se describen las actividades que se realizaron dentro de la metodología experimental expuesta en el cuadro metodológico, sin dar el desarrollo completo de estas, pues algunas actividades utilizan los mismos métodos de experimentación que en el objetivo 1.

Actividad 2.1. Determinar las propiedades físicas de la suspensión de los diversos sabores alimenticios (densidad, por diferencia de pesos y viscosidad por medio del viscosímetro Rheomat).

Actividad 2.2. De acuerdo a los resultados obtenidos por medio del método Taguchi en el objetivo anterior, realizar el secado por aspersión de los diversos sabores por medio de las variables o condiciones de operación flexibilizadas apropiadas para cada caso.

Actividad 2.3. Determinar las propiedades físicas del polvo obtenido (humedad, tamaño de partícula, densidad y solubilidad).

Actividad 2.4. Obtener el coeficiente convectivo de transferencia de calor por medio de balances de materia y energía.

Actividad 2.5. Llevar a cabo el análisis gráfico de los coeficientes de transferencia de calor obtenidos en los diversos polvos, con respecto a las propiedades físicas del producto y condiciones de operación de secado, para que puedan ser aplicada a otros productos con semejanza a los materiales secados.

Lo que se trata de realizar y encontrar por medio de la metodología expuesta en los enunciados anteriores, es evaluar la relación que existe en el manejo de las variables más importantes en la operación del secador por aspersión y las propiedades físicas del polvo como variables de respuesta del proceso de secado.

En el caso del lactosuero, se trató de asemejar a este a las condiciones más cercanas de un producto comercial industrialmente utilizable, por lo cual se realizó la variación de la cantidad de sólidos en él y con ello se cambió la viscosidad y la tensión superficial, características importantes de la suspensión a secar para obtener un producto seco con buenas propiedades. Estas propiedades fueron manejadas a la par con cada una de las variables manejadas en el secado, como son la velocidad del aire, la temperatura de entrada y de salida del aire y la velocidad de atomización.

De ahí, se esperaba obtener diversos productos secos con diferentes propiedades entre ellos, pues las condiciones de operación no fueron las mismas para cada caso. Esta relación se midió de acuerdo a las características físicas y sensoriales más importantes del producto: densidad, humedad, diámetro de partícula, coeficiente de transferencia de calor y apariencia sensorial del polvo.

Todas estas variables a manejar fueron evaluadas de acuerdo a el grado de importancia que tienen sobre las propiedades del producto seco, dándonos cuenta de estas por medio de la bibliografía consultada y por medio de un diagrama de Ishikawa con el cual se conoce la causa y el efecto de cada una de estas variables con respecto a las variables de respuesta que nosotros queremos encontrar y manejar, para intuir, de acuerdo a la experiencia o al conocimiento que se tenga, en el % de contribución de cada una de las variables a manejar para cada una de las características del producto que se desean conseguir.

Para poder determinar cual corrida corresponde para cada cual condición de operación y propiedad de la suspensión a trabajar, se tendría que realizar un factorial muy grande, pues se manejaron tres diferentes variaciones de encapsulante para obtener tres diferentes ° Brix y tres concentraciones diferentes de goma CMC para obtener tres viscosidades diferentes, así como tres rangos de temperatura de entrada del aire, tres para la de salida, dos velocidades de atomización y tres velocidades del aire de secado.

Este tipo de experimentación sería muy difícil de realizar con un método numérico sencillo, como un factorial, por lo que se utilizó un método en el cual se da la pauta para diseñar experimentos con menor número de corridas. Este método se basa en la teoría de la calidad vista desde muchos puntos de vista, dependiendo de las características propias de la calidad a generar.

Como se menciona en el objetivo, este tiene su razón de ser con base en el objetivo anterior. Las características determinadas por medio del Método Taguchi, involucran las características de calidad de cada uno de los polvos obtenidos en cada una de las corridas experimentales. Cada uno de ellos, tienen características especiales de acuerdo a las condiciones de operación empleadas para llevar a cabo su secado.

Las actividades 2.1, 2.2 se realizan de la misma forma que las actividades descritas en el objetivo anterior para determinar las propiedades físicas de la suspensión.

Cada uno de los sabores secados se diferencian entre sí de acuerdo a su composición y consistencia, con lo que se da la variación del calor específico de cada una de ellas y de ahí las características propias de secado para obtener un producto con buenas propiedades.

Las temperaturas manejadas para llevar a cabo el secado de los sabores, se manejan por medio del intervalo que se involucró en el objetivo anterior, dependiendo de la densidad de la suspensión y de las propias características sensoriales que se encontraron en cada una de las muestras. Estas características son importantes, pues como no se le hicieron otro tipo de pruebas a la suspensión para determinar cual era su composición ni era posible obtener datos de la propia compañía a la que se le realizó

este servicio, se valía uno de la información esencial que podíamos ver, si se trataba de alguna suspensión que tuviera una capa externa de grasa, o que necesitaba agitación por la formación de grumos al paso de la bomba, si se trataba de una suspensión a base de materia prima "natural", (como era el caso de algunas suspensiones de fruta), o si era de fuerte composición en ésteres de los ácidos benzoicos, alcoholes y aldehídos, como es el caso del sabor artificial de blue berry.

Cada una de estas características, unidas a lo obtenido en el objetivo anterior, se involucraron para determinar cuales son las temperaturas a tratar para comprobar las características del polvo que se esperaban. Con todo esto se dio la flexibilización de las condiciones de operación.

La metodología descrita explica que sólo se hizo una corrida experimental para cada sabor, pues era difícil que llegaran dos muestras iguales al mismo tiempo.

Al llevar acabo el secado a las condiciones marcadas, la velocidad de atomización que se manejo fue de 24000 r.p.m., velocidad que se recomienda de acuerdo al análisis de resultados obtenido en el objetivo anterior.

La recolección del polvo se hizo por medio de bolsas herméticas, pesándolo inmediatamente después de ser empacado, realizando la cuantificación de sus propiedades físicas más importantes : densidad, humedad y diámetro de partícula de acuerdo a los métodos descritos anteriormente, así como la obtención del valor del diámetro de gota y la distribución de estas por medio del método de Friedman. Así mismo, se realizaron los respectivos balances de materia y energía para cada corrida obtenida, con el fin de valorar el coeficiente de transferencia de calor y con esto realizar la comparación general de los resultados obtenidos en este objetivo, con los obtenidos en el caso anterior con el lactosuero. En este caso también se llevo a cabo un análisis gráfico de las principales condiciones de operación y las características obtenidas en el polvo.

Objetivo particular 3

Actividades

Actividad 3.1. Determinar las propiedades físicas del detergente en suspensión (densidad y viscosidad)

Actividad 3.2. Determinar el intervalo adecuado en las condiciones de operación para llevar acabo el secado por aspersión del detergente, de acuerdo a los datos obtenidos bibliográficamente en el secado de materiales con características similares.

Actividad 3.3. Determinar las características físicas de calidad en el polvo obtenido (humedad, tamaño de partícula, densidad y solubilidad).

Actividad 3.4. Obtener el coeficiente convectivo de transferencia de calor por medio de balances de materia.

Actividad 3.5. Llevar a cabo el análisis de resultados de la relación que tienen los coeficientes convectivos de transferencia de calor obtenidos en los diversos polvos, con respecto a las propiedades físicas del producto y condiciones de operación de secado, para que puedan ser aplicada a otros productos con semejanza a los materiales secados.

En el secado del detergente, lo que se buscaba obtener eran las condiciones de secado ideales para obtener un polvo con baja densidad, evitando la formación y con ello el escape de finos (polvo muy fino que no podía ser separado por el ciclón a la salida del aire) los cuales contaminaban toda la planta, pero principalmente era encontrar la forma de que el polvo ya seco no se pegará en las paredes del cilindro del secador, pues el polvo en si es muy fino.

Las características propias del pulidor con un alto contenido de ácidos grasos inorgánicos, nos hizo dar una variación drástica de la temperatura del aire a la entrada, manejándose rangos desde 200 °C hasta 240 °C, con temperaturas de salida del aire controladas, desde 90 hasta 120 °C. Las condiciones de operación manejadas para el secado del pulidor se muestran en la tabla 2.4. Se manejan las dos velocidades de atomización que se involucraron en la experimentación con el suero de leche del objetivo 1, acondicionando el pulidor hasta cierta temperatura en donde éste ya se encuentre en forma líquida.

Condiciones de operación manejadas en el secado del pulidor para pasta de dientes

corrida	T ent °C	T sal °C	T alim °C	T bhs °C	T amb °C	% HR amb.	gasto Kg/h	masa sus Kg
24000 rpm								
1	190	90	30	44	25	50	10-16	1
2	200	100	35	42	25	55	10-14	1
3	210	110	30	48	25	55	25-60	0.85
4	220	110	36	47	25	55	12-16	0.9
15000 rpm								
1	200	100	30	47	23	43	8-12	0.95
2	220	100	35	43	25	45	22-25	1
3	230	120	30	50	25	55	10-15	0.89
4	240	120	35	39	20	55	10-12	0.9

Tabla 2.4.

Es importante mencionar que la velocidad del aire esta controlada por medio de la abertura de la válvula de papalote situada a un lado del ciclón para poder expulsar el aire de salida. Como ya se menciona anteriormente, era alta la pérdida de material

secado, por lo que el control de esa abertura de la válvula, se dio en sólo dos ángulos de abertura, a un tercio y a dos tercios de la abertura total. Con esto, no se controló en la forma más conveniente la pérdida de finos, pero, como es de suponerse, a una abertura de un tercio del ángulo, la pérdida fue menor, sin dañar el sistema ya establecido para llevar a cabo el secado, ni la propia calidad del polvo seco.

Ya fue descrito en el objetivo anterior como se determinó la velocidad exacta de atomización con la que se trabajó a lo largo de toda la experimentación. La velocidad de atomización esta dada en un intervalo de uso que siempre se ha mencionado de esa forma, sólo con el fin de evitar confusiones en su utilización (15000 r.p.m. y 24000 r.p.m.).

Las muestras de suspensión medidas a secar fueron de aproximadamente 1 kg, previamente tratadas con un calentamiento con vapor para que se llevara a cabo el fundido del pulidor. Los rangos o intervalos de las variables están indicadas es el tabla 2.4.

Al llevar a cabo el secado de cada una de las muestras, se tuvo mucho cuidado para obtener el polvo seco del recolector, pues este polvo es demasiado fino y por ello, se daba cierto grado de picor en las fosas nasales, por lo que fue recolectado en bolsas herméticas para evitar fugaz del mismo polvo o entrada de humedad del medio ambiente. Se determinó posteriormente la humedad del polvo por medio de una termobalanza digital, así como su densidad, solubilidad y diámetro de partícula, con su posterior tratamiento estadístico, pues se realizaron tres repeticiones de cada una de los polvos obtenidos. Con el diámetro de partícula se determinó posteriormente la distribución de las gotas asperjadas por medio del método de Friedman.

Como se menciona en la metodología, posteriormente se realizaron los balances de materia y energía por medio del uso de la carta psicrométrica, basándose en las ecuaciones que ya se desarrollaron en el capítulo 1. A continuación se mencionan las variables de influencia involucradas para la realización de los objetivos 2 y 3, a como se llevo a cabo la experimentación y de acuerdo a lo que queríamos encontrar, se tiene que:

Variables independientes:

- A. Temperatura de entrada y de salida del aire de secado.
- B. Velocidad de atomización.

Variables Dependientes:

- A. Diámetro de gota y de partícula.
- B. Temperatura de bulbo seco y húmedo del aire.
- C. Humedades del aire.
- D. Propiedades físicas del aire (C_p , k , ρ , μ)
- E. Propiedades físicas del sólido (C_p , k , ρ)

Constantes:

- A. Gasto másico del aire.
- B. Masa de la suspensión.
- C. Presión del aire en el barredor (1.5 kg/cm^2).
- D. Características físicas de la suspensión (γ, μ, ρ)
- E. Temperatura de alimentación de la suspensión.

VARIABLES DE RESPUESTA:

- A. Propiedades físicas del polvo: humedad, densidad, solubilidad, diámetro de partícula.
- B. Coeficiente convectivo de transferencia de calor.
- C. Eficiencia térmica global de la operación.

CAPITULO 3
ANÁLISIS DE RESULTADOS

ANÁLISIS DE RESULTADOS**Parte I**

La parte metodológica del secado por aspersión de lactosuero es la más amplia en comparación con las partes de sabores y detergente. Involucra un estudio más detallado de la Ingeniería de Calidad antes de línea (55) para poder desarrollar una metodología que nos permita obtener un producto de mejores propiedades físicas cualitativa y cuantitativamente.

En el reconocimiento de las características del equipo secador, (como se mencionó en las actividades previas), se realizó la calibración del rotámetro, pues, como punto principal, el gasto másico de alimentación influye en forma directa sobre la temperatura de salida del aire del secador. La calibración se hizo con agua a temperatura ambiente. Esto se realizó para evaluar si las marcas del rotámetro muestran la cantidad real de líquido que pasa por él, por lo que se espera que el gasto real y el gasto promedio sean lo más parecido posible. (Tabla 3.1. Gráfica 3.1).

Datos experimentales para la calibración del rotámetro

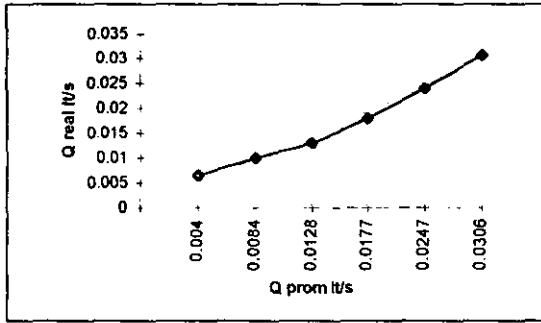
Q real (lt/s)	Q prom (lt/s)
0.0065	0.00403
0.01	0.00841
0.013	0.0128
0.018	0.0177
0.024	0.0247
0.0306	0.0306

Tabla 3.1.

Con la tabla anterior se obtuvo la gráfica 3.1. La regresión lineal obtenida al correlacionar el gasto real con el gasto promedio, da como resultado la ecuación general que rige este movimiento de flujo:

$$Q_{\text{real}} = 0.0048 Q_{\text{prom}} + 0.0045$$

con un coeficiente de correlación de 0.9771.

Calibración del rotámetro**Gráfica 3.1**

El coeficiente de correlación tiene un valor cercano a uno, lo que indica que hay proporcionalidad en los gastos. Para el caso de los productos asperjados, la viscosidad es superior y por lo tanto el gasto marcado involucra éste termino. La calibración de la bomba y el rotámetro muestra el gasto real que se involucran en los balances de materia y energía. En el caso de las resistencias eléctricas, parte fundamental en el calentado del aire para poder llevar a cabo el secado de las suspensiones, los intervalos de temperatura alcanzados tras ir activando cada una de estas, están reportados en la tabla 3.2:

Temperaturas en el aire a través de su calentamiento por medio de resistencias eléctricas

Resistencias eléctricas Kw	Temperatura alcanzada [°C]
1.5	30
3.0	50
4.5	80
5.0	110
18.0	220

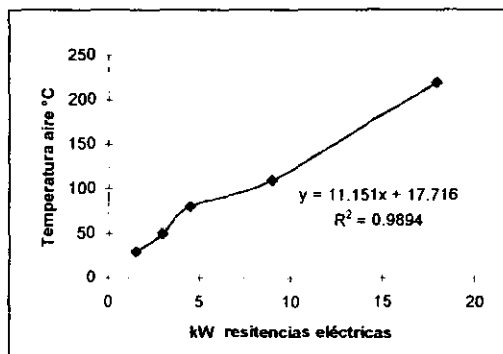
Tabla 3.2.

Con esta tabla y la gráfica 3.2, se muestra que la temperatura del aire esta en función de la siguiente ecuación:

$$T^{\circ} \text{aire} = 11.151 \text{ kW} + 17.716$$

con un coeficiente de correlación de 0.9894.

Relación de la T° del aire de secado en función de las resistencias eléctricas del secador



Gráfica 3.2.

Con esta ecuación, se muestra que no es proporcional la relación que tienen estos dos términos en estudio. Por cada kW, teóricamente se alcanza más grados de temperaturas al inicio del calentamiento con las resistencias más bajas. De ahí va disminuyendo hasta alcanzar un promedio de 12 °C aproximadamente por kW al activar las resistencias más altas. Para las tres primeras resistencias, el decremento de el intervalo alcanzado es casi proporcional (para 1.5 kW se alcanzan 20°C por kW y para 4.5 kW 17.7 °C, aunque el intervalo sólo sea de 3 kW). Esto nos indica que el calentamiento inicial se debe de hacerse con todas las resistencias activadas, e ir disminuyendo gradualmente hasta alcanzar el equilibrio de la temperatura deseada, activando o desactivando, disminuyan o aumenten los grados centígrados.

Esta conjetura está en función de diversos factores que se encontraron tras toda la experimentación, entre los cuales contamos a la acumulación de calor dentro de la cámara de secado, el intervalo de tiempo que se tienen encendidas las resistencias, error del operador, etc.

La determinación de la velocidad del aire se realizó para obtener el valor del gasto másico de aire que se involucra en los balances de materia y energía. Es importante mencionar, que éste gasto másico está en función de la temperatura a la que se maneje éste y sobre todo, de las condiciones iniciales y finales del aire, pues dependiendo de esto, se dan variaciones importantes entre una lectura y otra, como se indica en la tabla 3.3:

Velocidades del aire en el secador en función de la abertura de la válvula de papalote

Abertura de la válvula de mariposa	Área de la abertura [m ²]	Velocidad del aire [m / s]
1/3	2.523E-03	12.9
2/3	5.046E-03	13.6
1	7.56E-03	14.5

Tabla 3.3.

Sigue una tendencia muy cerrada, pues los intervalos de velocidad así lo muestran. Esto, en la práctica influye determinantemente sobre el coeficiente convectivo, aunque el intervalo entre un valor de velocidad y otra sea muy pequeño. Las propiedades higrométricas del aire (Temperatura, humedad, H.R.) están en función directa de dicho coeficiente.

Posteriormente se determinó la velocidad de atomización que da el disco centrífugo. La velocidades estándar involucradas durante toda la experimentación son de 24000 y 15000 r.p.m., por lo que se requería evaluar cual es el valor real de dicha velocidad, indicándose éstos resultados en la tabla 3.4:

Velocidad rotacional del disco atomizador.

Polea 1	1088.88 vueltas / banda	24499.8 r.p.m.
Polea 2	686 vueltas / banda	15435 r.p.m.

Tabla 3.4.

Dicha velocidad influye directamente sobre la mayoría de las propiedades de calidad en el polvo. En la parte 1 de la experimentación se utilizan las dos velocidades de atomización dentro del arreglo ortogonal, y para las otras dos partes de la misma experimentación sólo la de 24000 r.p.m., por ello era importante conocer que tan alejada de la realidad se encuentra dicha velocidad. La velocidad de atomización se utiliza en forma directa para determinar el diámetro medio de Sauter por el método de Friedman que ya se explicó en la metodología experimental.

A partir de aquí se inicia la aplicación de la metodología experimental para la caracterización del lactosuero. La determinación de los °Brix involucra la anterior adición de maltodextrina hasta acondicionarlo a la concentración de sólidos solubles requeridos en la metodología. Para la actividad 1.2, (determinación de densidad, viscosidad y tensión superficial, respectivamente), la tabla 3.5 muestra los resultados para cada una de las concentraciones de CMC y maltodextrina adicionadas al lactosuero:

**Propiedades físicas de lactosuero de leche
a diferentes concentraciones de sólidos**

	10°Brix			20 °Brix			30 °Brix		
	ρ [Kg/m ³]	μ [Kg/m s]	γ [N/m]	ρ [Kg/m ³]	μ [Kg/m s]	γ [N/m]	ρ [Kg/m ³]	μ [Kg/m s]	γ [N/m]
0.25% CMC	1024.83	2.54E-03	0.253	1072.01	2.84E-03	0.3457	1101.34	2.86E-03	0.2849
0.5 % CMC	1135.05	3.16E-03	0.3915	1098.33	3.87E-03	0.3702	1103.31	6.58E-03	0.3589
0.75 % CMC	1018	14.5E-03	0.2713	1035.4	17.8E-03	0.3165	1068.73	18.27E-03	0.3605

Tabla 3.5.

La propiedad que más influencia tiene al agregar la goma y la maltodextrina al lactosuero, es la viscosidad. En la mayoría de los casos, la viscosidad aumenta al aumentar el porcentaje de goma CMC, pero no así en el aumento de los °Brix (con 10°B hay una viscosidad de 2.54E-03 kg/ms y a 30 °B 2.86E-03 kg/ms), de igual forma para los otros casos en que se aumenta la cantidad de goma CMC.

Por lo tanto, el cambio de viscosidad de la suspensión esta en función directa de la cantidad de goma carboximetilcelulosa que se este agregando. Es importante mencionar que dentro de este intervalo de porcentaje de goma se esta realizando el estudio, no involucrando la reacción consecuente si se agrega más goma o menos goma al lactosuero.

En el caso de la densidad de la suspensión, el intervalo de los valores recogidos en cada una de las muestras, son muy cerrados. Donde se describe una influencia más marcada es en el aumento de los °Brix, pues, en la mayoría de los casos, al aumentar estos, aumenta la densidad de la suspensión, por lo que, la concentración de sólidos solubles es la propiedad intrínseca que marca la diferencia para que se pueda manejar una densidad u otra.

Los valores de la tensión superficial de la suspensión se encuentran aún en un intervalo más cerrado que la densidad. Se nota sólo un pequeño aumento al aumentar los °B y el porcentaje de goma, pero el intervalo es tan pequeño que en muchos casos parece desapercibible.

El control de las corridas experimentales se dan en cada caso en la tabla que muestra el arreglo ortogonal elegido (tabla 2.2.), con la que nos ayudaremos para mencionar sólo el número de experimento o corrida. De acuerdo a estas condiciones, en primera instancia, se obtienen las propiedades físicas del polvo según se mencionó en la actividad 1.5 y la distribución de tamaños de las gotas asperjadas según el método de Friedman (ecs. 5, 6, 7 y 8) en la tabla 3.6 :

Resultados obtenidos por el método de Friedman en el polvo de lactosuero

Corrida	humedad %	densidad [Kg/m ³]	solubilidad [Kg/s]	Diám. Partícula [m] 1E-05	Dvs[m] 1E-05	Dm [m] 1E-05
1	1.2	634.3	2.2	2.004	1.6646	4.993
2	1.9	593.13	4.0	1.591	2.7447	8.2341
3	3.7	622.32	1.7	1.850	2.8098	8.4294
4	3.0	508.19	2.6	1.275	2.0435	6.1305
5	2.0	525.66	2.1	2.208	2.8776	8.6328
6	1.4	565.79	1.6	2.02	1.6881	5.0643
7	2.2	486.05	1.4	1.91	2.7885	8.3655
8	2.0	506.85	2.3	1.95	1.8986	5.6958
9	2.0	660.25	3.0	1.76	2.2442	6.8826
10	2.4	647.35	4.0	2.025	1.0395	3.1185
11	2.0	677.35	2.3	2.117	1.5020	4.506
12	2.2	373.14	4.0	1.992	0.8671	2.6013
13	1.4	650.95	2.5	2.2	0.9470	2.841
14	2.0	643.17	3.0	1.55	1.0684	3.2025
15	5.2	495.69	1.8	1.374	1.4910	4.473
16	3.7	649.06	2.4	2.224	1.3580	4.065
17	3.0	470.19	1.4	1.883	1.0663	3.1989
18	2.0	770.3	4.0	1.95	1.2907	3.8721

Tabla 3.6.

En la actividad 1.6 se desarrolló la metodología para realizar los balances de materia y energía y los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.6, de acuerdo al orden descrito en el arreglo ortogonal (tabla 2.3.):

Resultados obtenidos tras los balances de materia y energía

Corrida	Ga (kg as/h)	Ss (kg agua/kg ss)	Hg ₂ (kcal/kg)	Hg ₁ (kcal/kg)	Hs ₂ (kcal/kg)	Hs ₁ (kcal/kg)	Q _t (kcal/h)	h (kcal/kg°Cm ² h)
1	115.19	4.94	26.10	46.02	17.65	149.96	2949.23	32.43
2	239.67	4.90	22.86	46.36	20.94	160.23	6314.66	79.36
3	386.26	9.63	29.11	46.36	26.30	105.75	7189.84	105.46
4	239.90	10.67	31.11	54.96	20.19	198.16	7619.845	67.04
5	379.24	9.80	22.86	54.06	33.99	103.36	12511.18	122.30
6	108.21	4.93	35.13	51.60	22.39	150.15	2421.72	26.63
7	111.23	11.73	31.39	57.54	21.38	189	4875.26	38.99
8	229.2	9.8	32.27	55.5	23.46	165.31	6713.77	59.06
9	383.98	11.76	26.10	56.85	18.74	134.96	13483.92	98.86
10	363.96	5.85	30.36	44.37	24.21	213.45	6206.16	91.00
11	113.66	7.84	31.43	46.69	18.7636	152.3	2781.31	30.58
12	236.24	4.89	28.55	43.04	21.40	130.56	3957.63	49.74
13	373.37	5.916	28.55	50.93	20.19	194.55	9388.22	91.77
14	110.20	4.9	28.77	51.94	23.46	190.44	3371.35	37.07
15	241.22	7.38	28.92	48.57	23.25	103.72	5335.47	46.94
16	230.06	5.77	28.77	54.81	23.65	202.51	7024.50	61.80
17	383.97	7.76	26.18	56.17	20.18	189.12	12828.61	94.05
18	11.27	9.8	28.55	55.83	21.09	154.24	4341.08	34.72

Tabla 3.7.

Estos resultados entraron a ser analizados en el ANOVA, de acuerdo a la metodología realizada tras el método de Taguchi.

3.2. Resultados obtenidos por medio del método Taguchi

Tras la evaluación de todos los datos de las corridas experimentales del arreglo ortogonal, se realiza el análisis de varianza para detallar el porcentaje de contribución que tienen las variables manejadas en el proceso sobre las propiedades del producto obtenido.

En el caso de la densidad del polvo se obtuvieron los siguientes resultados (tabla 3.8):

columna	factor	nivel	Condición
1	vel. atomización	1	15000 r.p.m.
2	Temp. de entrada	2	180 °C
3	° Brix	2	20 °B
4	Temp. de salida	1	80 °C
5	vel. aire	2	2/3 a.v.p.
6	% C.M.C.	3	0.75%

Tabla 3.8.

Todas las variables manejadas de una u otra forma tienen contribución en cuanto a la solubilidad del polvo, por lo que los mejores niveles se marcan en la tabla 3.8. En éste caso se utilizó un análisis de menor es mejor, pues por norma y por calidad del polvo, las partículas con menor densidad en la mayoría de los casos tienen menor humedad y mayor solubilidad al dispersarse en el disolvente.

De acuerdo a esta tabla y a la figura 3.1, la velocidad de atomización al nivel 1 y la temperatura de entrada al nivel 2 son los factores que más porcentaje de contribución tiene sobre la densidad del polvo (ambas con un 24%). Con estas condiciones, se obtiene una densidad promedio de 428.23 kg/m³, con un promedio mayor de 598.87 kg/m³.

La variable que tiene el menor porcentaje de contribución es la temperatura de salida. Esto explica que, la densidad tiene una mayor influencia sobre la temperatura de entrada y sobre la velocidad de atomización, tal como se menciona en la bibliografía (42).

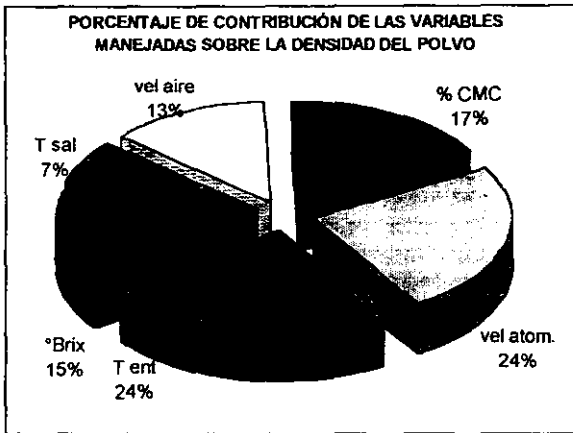


Fig. 3.1.

Con suspensiones con mayor densidad se obtienen polvos con mayor humedad y menor solubilidad, pues no se asegura que las partículas estén huecas para que pueda difundirse el disolvente en ellas al momento de solubilizarlas.

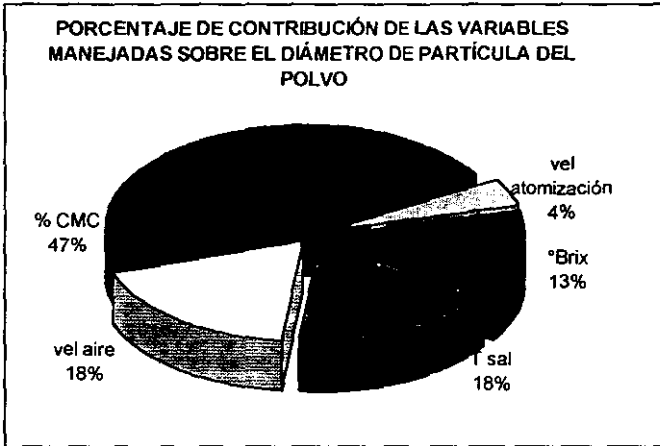
Para el diámetro de partícula, las mejores condiciones de operación se mencionan en la tabla 3.9.:

columna	factor	nivel	Condición
4	Temp. de salida	2	90 °C
5	vel. Aire	3	3/3 a.v.p.
6	% C.M.C.	1	0.25 %

Tabla 3.9.

En la tabla 3.9 se muestran los resultados de acuerdo a cada nivel. El análisis realizado fue el de mayor es mejor, obteniéndose que sólo la temperatura de salida del aire a 90°C, la velocidad del aire a la abertura total de la válvula de papalote y la viscosidad de la suspensión a su nivel más bajo, influyen en el tamaño del diámetro del polvo, teniéndose un diámetro promedio de 1.8835E-05 m para la ejemplificación del tamaño de partícula a las mejores condiciones de operación.

En la figura 3.2, se observa que en este caso, la viscosidad, la cual esta en función del porcentaje de CMC, es la variable que más influencia tiene sobre esta característica de calidad del polvo, con un 47%. Al aumentar la viscosidad de la suspensión, el tamaño de la partícula aumenta. Esto se explica por que la evaporación de la gota se lleva a cabo en forma parcial y tal vez en mayor forma por difusión del líquido hacia el exterior de la propia gota.

**Fig. 3.2.**

En el caso de la solubilidad:

columna	factor	nivel	Condición
1	vel. atomización	2	24000 r.p.m.
2	Temp. de entrada	1	160 °C
4	Temp. de salida	2	90° C
5	vel. aire	2	2/3 a.v.p.
6	% C.M.C.	2	0.5 %

Tabla 3.10.

En las tabla 3.10, se muestra que la variable que no tiene influencia tan marcada en éste caso es la concentración de sólidos, pues todas las demás (velocidad de atomización a 24000 r.p.m., temperatura de entrada del aire a 160°C, la temperatura de salida a 90°C, la velocidad del aire en función de 2/3 de la abertura de la válvula de papalote y la viscosidad a los niveles medios) si lo hacen. El promedio preestimado a estas condiciones de operación es de 2.5722E-05 kg de polvo por segundo que puede llegar a solubilizarse. Se utilizó en éste caso el análisis de mayor es mejor.

En la figura 3.3, se describe el porcentaje de contribución de dichos factores sobre la solubilidad del polvo, siendo la viscosidad la que tiene mayor predominio sobre dicha propiedad (con un 58%). De la misma forma, la temperatura de entrada con 15%, asocia su influencia junto con la viscosidad de una manera muy importante, pues al aumentar la temperatura de entrada del aire, la solubilidad tiende a incrementarse, por la llegada de la vaporización de la gota en una forma más completa,

pero se notó que si llega a pasar de cierta temperatura crítica (dependiendo de la propia viscosidad), el polvo tenderá a disminuir su solubilidad porque ya las partículas se encuentran fracturadas o deterioradas por el cambio drástico de temperatura.

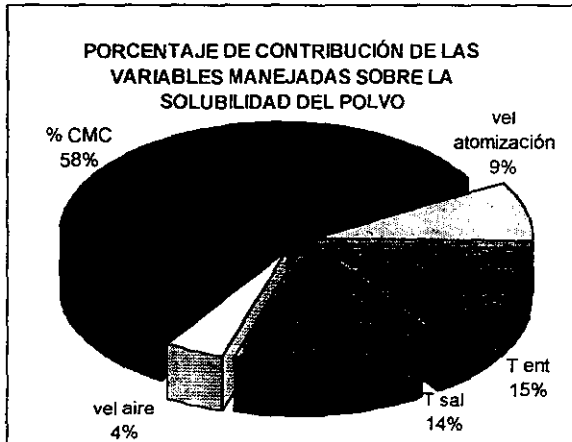


Fig. 3.3.

Para la humedad del polvo se tiene que:

columna	factor	nivel	Condición
1	vel. Atomización	1	15000 r.p.m.
3	° Brix	2	20 °Brix
4	Temp. de salida	2	90 ° C
5	vel. Aire	1	1/3 a.v.p.
6	% C.M.C.	1	0.25%

Tabla 3.11.

Para la humedad del polvo, la temperatura de entrada del aire al secador no tiene gran influencia dentro de las variables manejadas en la operación. La velocidad de atomización a 15000 r.p.m., la cantidad de sólidos solubles a 20°Brix, la temperatura de salida del aire a 90°C, la velocidad del aire a 1/3 de la abertura total de la válvula de papalote, y el nivel mínimo de viscosidad para la suspensión, son los mejores niveles para el promedio de humedad, el cual se marca como 2.4056 %. En éste caso se utilizó el análisis de menor es mejor para el ANOVA.

En la figura 3.4, de igual forma que en los casos anteriores, se muestra que la viscosidad es el factor de más importancia dentro de las propiedades de calidad del polvo.

Con un 41% de contribución y enseguida un 34% para la velocidad del aire en función de la abertura de la válvula de papalote (a.v.p.), se explica el porque las partículas, si no tienen un porcentaje menor al estipulado bibliográficamente (42, 31, 20, 22) (de acuerdo al tipo de suspensión), que va desde un 1-4%, estas se irán uniendo con otras que tampoco se han secado completamente y poco a poco se dará un apelmazamiento entre estas.

Por otro lado, el punto de adhesión, relacionado directamente con la higroscopicidad del polvo, se incrementa si se reduce drásticamente la humedad de este, principalmente en los productos con alto contenido de azúcares y sólidos (como es el caso de los sabores). El fenómeno se reduce por medio de la microencapsulación de las gotas asperjadas, con la ayuda de algunos aditivos auxiliares para el secado por aspersión (2, 24, 52), de ahí la gran importancia que tiene la viscosidad de la suspensión sobre la humedad del polvo.

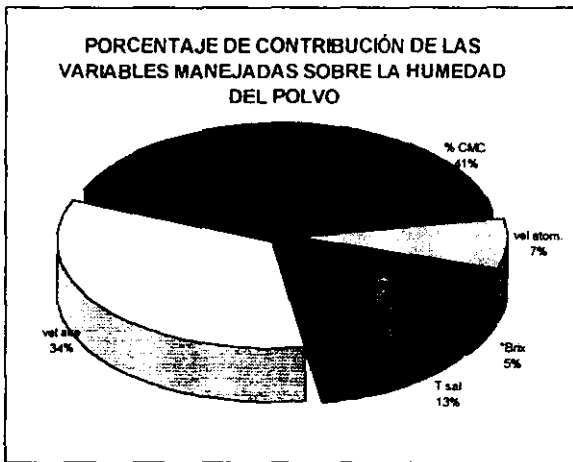


Fig. 3.4.

Y, en forma principal, para el coeficiente convectivo se obtuvo lo siguiente:

columna	factor	nivel	Condición
1	vel. atomización	2	24000 r.p.m.
2	Tem. entrada	3	200 °C
3	° Brix	3	30 °B
4	Tem. salida	2	90 °C
5	vel. aire	1	1/3
6	% C.M.C.	1	0.25 %

Tabla 3.12.

El coeficiente convectivo es uno de los centros de atención principales en ésta investigación, por lo que, como se muestra en la tabla 3.12, el promedio general para las mejores condiciones de operación es de 64.8633 kcal/kg °C m² h. La temperatura de entrada y de salida del aire tienen influencia cada sobre el coeficiente convectivo, principalmente a 24000 r.p.m. pues la variable de mayor influencia es la velocidad del aire.

En la figura 3.5, se muestra que la velocidad del aire y la temperatura de entrada del mismo, son los factores que más porcentaje de contribución tienen sobre este factor (26% y 22%, respectivamente). El valor de este coeficiente está en función directa con la velocidad del aire y con los gradientes de temperatura del aire (entrada y salida). La importancia que tiene la primera variable, la cual está directamente en función de las propiedades higrométricas del mismo fluido, es tal, que tras la realización de los balances de materia y energía, este coeficiente siempre iba en aumento o disminución en forma proporcional a dicho valor de la velocidad. La viscosidad, de antemano, también juega un papel muy importante. Todo éste análisis se complementa con lo expuesto en el análisis de gráficos que se expondrá más adelante.

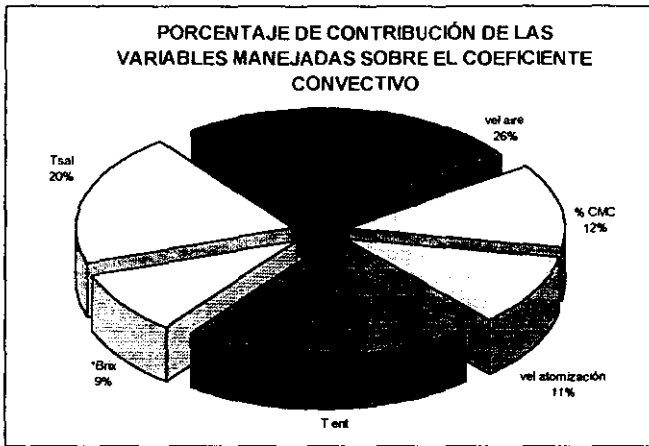


Fig. 3.5.

Después de haber obtenido todos estos resultados, se realizó la corrida confirmatoria para evaluar cuales es la veracidad de éste análisis para obtener los mejores resultados de calidad en el polvo de lactosuero.

Para la corrida confirmatoria se utilizaron las condiciones de operación más representativas de acuerdo a lo expuesto en el ANOVA anteriormente detallado. La velocidad de atomización el mejor nivel de ésta es a 24000 r.p.m., pues es la que tienen más influencia sobre casi todas las propiedades físicas del polvo (diámetro de

partícula, solubilidad, coeficiente convectivo) y por lo expuesto en el análisis de resultados, se comprueba ésta decisión.

Para la variable B (Temperatura de entrada del aire de secado) el mejor nivel de variación es el 2 (180°C), pues influye directamente sobre todas las propiedades evaluadas al polvo. La variable C (°Brix) en cuanto a la cantidad de sólidos solubles en la suspensión, se aprecia que influye ésta más cuando mayor es, por lo que, el nivel que tiene más predominio es el 2, (20°Brix). Para el caso de la variable D ó temperatura de salida del aire, de acuerdo al desarrollo de la ANOVA en el método Taguchi, el nivel 2 (90 ° C) es el que más influencia tiene sobre las propiedades del polvo, como la humedad, el coeficiente convectivo y el diámetro de partícula. Después, con la variable E, que es el gasto másico del aire evaluado en forma indirecta por la abertura de la válvula de papalote, tiene influencia a niveles medios (a 2/3 a.v.p.). El predominio de este factor afecta principalmente los valores del coeficiente convectivo.

Es importante mencionar que la abertura de la válvula de papalote y su manejo dentro del proceso de secado influirá determinadamente sobre la temperatura de salida del aire y con ella sobre todas las propiedades del polvo seco.

La viscosidad mencionada en forma indirecta por la cantidad de C.M.C. que se le agregaba a la suspensión de suero, influye en gran media sobre las propiedades ya antes mencionadas, y , como se muestra en las tablas anteriores, los mejores niveles se dan a los porcentajes medios de ésta goma, por lo que se toma el 0.5% de C.M.C. para la corrida confirmatoria.

Tras realizar la ya mencionada corrida confirmatoria, se evaluaron las propiedades del polvo seco para determinar cual es el porcentaje de error entre éstas y las predichas por el método Taguchi, señalándose estos resultados en la tabla 3.13, mostrándose ahí mismo el porcentaje de diferencia entre un valor y otro:

Resultados de la corrida confirmatoria

	densidad (kg/m ³)	humedad (%)	solubilidad (kg/s)	diámetro part. (1E-05 m)	h (kcal/kg °Chm ²)
TAGUCHI	598.8745	2.4056	2.2722	1.8833	64.8633
CONFIRMATORIA	565.3600	2.0000	2.1500	1.9500	64.586
%	5.59%	16.86%	5.37%	+3.54%	0.42%

Tabla 3.13.

Como se ve, los porcentajes de error en la mayoría de los casos son menores al 7%, por lo que se consideran válidos los resultados obtenidos en la corrida confirmatoria de las pruebas a las propiedades físicas del polvo. Si los resultados obtenidos son cercanos a los predichos el conjunto de valores recomendados puede implementarse. Si el porcentaje no es el adecuado, se debe retornar a la fase de planeación metodológica y considerar nuevamente las posibles causas del problema.

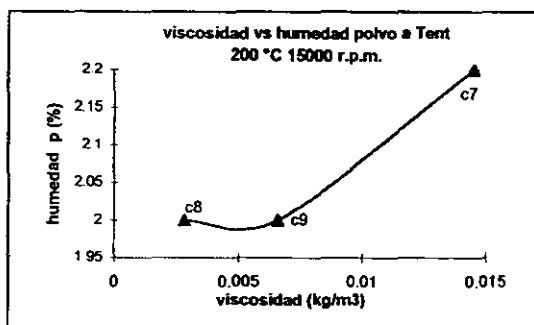
3.3. Análisis Gráfico

Para facilitar el análisis de resultados y que no se de confusión por la gran cantidad de variables manejadas, éste análisis se hará en función de las propiedades más importantes: viscosidad, densidad y tensión superficial de la suspensión, densidad, solubilidad, humedad y diámetro de partícula del polvo obtenido, así como el coeficiente de transferencia de calor que se manifestó en cada una de las corridas, con respecto a la temperatura de entrada y de salida del aire en el secador, la velocidad de atomización, el gasto másico del aire, asociando las propiedades de la suspensión con las propiedades del polvo y en cierta forma, como influyen las condiciones de operación sobre estas propiedades.

3.1.1 Viscosidad de la suspensión

3.1.1.1. Viscosidad de la suspensión contra humedad del polvo a temperatura de entrada del aire constante

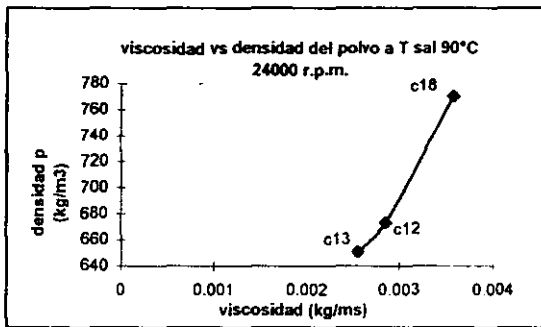
A 15000 r.p.m. la humedad del polvo aumenta al aumentar la viscosidad de la suspensión, a 24000 r.p.m. sucede en forma contraria, pues la humedad disminuye en un rango muy pequeño al aumentar la viscosidad de la suspensión. A temperaturas de entrada de 160°C. A 180 y 200°C la tendencia, a altas velocidades de atomización, es de aumentar la humedad del polvo al aumentar la viscosidad y con 15000 r.p.m. a 200°C la humedad se mantiene casi constante (gráfico 3.3). Como se trata de partículas con superficie amorfa, el movimiento del agua hacia la superficie se realiza por medio de difusión, con velocidades lentas de secado, además con cortezas secas en la superficie, se inhibe el secado en el interior de la gota.



Gráfica 3.3

3.1.1.2. Viscosidad de la suspensión contra densidad del polvo a temperatura de salida del aire constante

A 90°C de temperatura de salida del aire es donde más se ve la influencia de la viscosidad de la suspensión sobre la densidad del polvo, aumentando la densidad del polvo en un intervalo pequeño de viscosidad (corridas 13,12,18; gráfico 3.4). A 15000 r.p.m. la densidad del polvo disminuye al aumentar el valor de la viscosidad a los mismos 90°C, pero en general se puede decir que la densidad del polvo va a disminuir al aumentar la viscosidad, en función de la temperatura de salida del aire, pues se encuentran los valores de densidad del polvo más pequeños en los valores más altos de viscosidad. Se requiere un aumento en la temperatura de salida para que se lleve a cabo la evaporación de la gota, pues hay mayor contenido de humedad en el aire circundante.

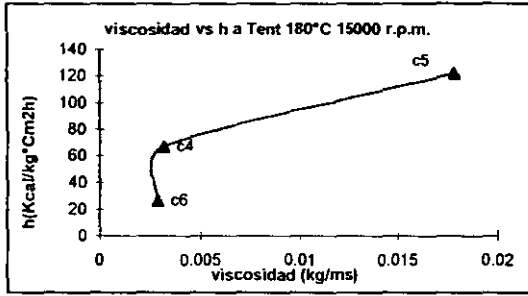


Gráfica 3.4

3.1.1.3. Viscosidad de la suspensión contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de entrada del aire constante

Al aumentar la viscosidad, el coeficiente de transferencia de calor aumenta con temperaturas de entrada que van de 160 a 180 °C (15000 r.p.m. corridas 6,4,5; gráfica 3.5); a 200 °C ocurre lo contrario y los coeficientes disminuyen en comparación con los otros dos casos, habiendo una mayor influencia de la velocidad de atomización de 15000 r.p.m. (corridas 8,9,7) que a 24000 r.p.m.

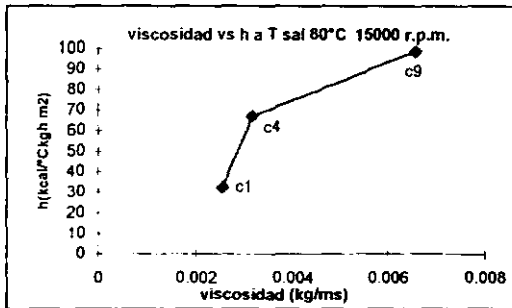
Con un mayor intervalo de temperaturas (entre la T° de entrada y de salida del aire de secado), la resistencia a que se realice el secado de las gotas es menor, además, por la naturaleza física de la propia suspensión (la viscosidad en forma principal) se influye directamente sobre este fenómeno, pues cuando mayor sea esta propiedad, mayor será la dispersión de las gotas y por lo tanto, hay una mayor superficie de contacto, con lo que el coeficiente convectivo tendió a disminuir y la evaporación se realizó en una forma más fácil, esto, claro, siempre y cuando, el ΔT aumente.



Gráfica 3.5.

3.1.1.4. Viscosidad de la suspensión contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de salida de aire constante

Aumenta el coeficiente al aumentar la viscosidad de la suspensión, en caso especial para 15000 r.p.m. (80°C corridas 1,4,9 gráfica 3.6) pues a 24000 r.p.m. la tendencia es inversa (80 °C corridas 17,11,15 y a 90 °C corridas 13,12,18), pues disminuye el coeficiente al aumentar la viscosidad. Las mejores tendencias se dan a 80 y 100°C para 15000 r.p.m. donde a pesar de tener un intervalo pequeño de viscosidad, donde aumenta el coeficiente al aumentar la viscosidad de la suspensión. El fenómeno que da la disminución de este coeficiente a mayores velocidades de atomización, tiene la misma explicación que el caso anterior, pues aumentando dicho intervalo de temperaturas, la relación superficie/masa disminuye y además aumenta la velocidad de atomización (creando una mayor dispersión), la resistencia a la transferencia de calor disminuye.

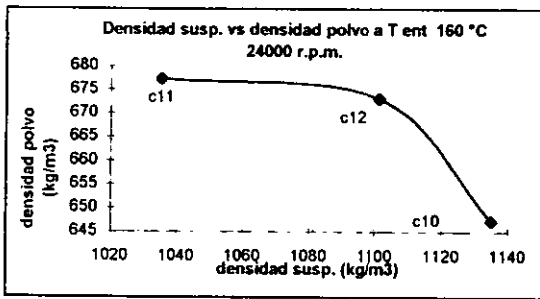


Gráfica 3.6.

3.1.2. Densidad de la suspensión

3.1.2.1. Densidad de la suspensión contra la densidad del polvo a temperatura de entrada del aire constante

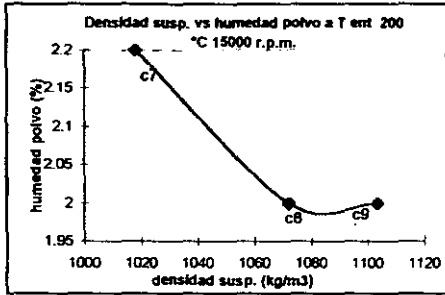
En este caso, la densidad de la suspensión influye determinantemente sobre la densidad del polvo, pues al contrario que en casos anteriores, donde al aumentar la temperatura de entrada del aire disminuye la densidad del polvo, aquí, al aumentar la densidad de la suspensión aumenta la densidad del polvo (corridas 7,8,9). En caso contrario a menores temperaturas de entrada (160°C, corridas 1,2,3) la densidad del polvo disminuye al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 11,12,10; gráfica 3.7). A velocidades de atomización más altas se encuentran los polvos con mayor densidad, pues en la mayoría de los casos, se disminuye posiblemente el tamaño de la gota. La viscosidad de la suspensión y la densidad de la misma no necesariamente son recíprocas, pues, como se mencionó en el análisis de Taguchi, la cantidad de sólidos solubles en la suspensión (aumentando los α B) influye en su densidad y no necesariamente la acción de la goma CMC que se utilizó.



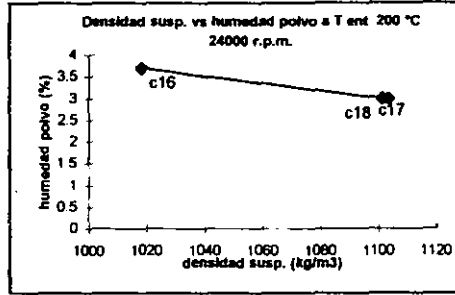
Gráfica 3.7.

3.1.2.2. Densidad de la suspensión contra la humedad del polvo a temperatura de entrada del aire constante

A 160°C de temperatura, la humedad del polvo no varía al aumento de la densidad de la suspensión (intervalo menor a 0.4 %, corridas 11,12,10). A 180°C el intervalo también es pequeño (menor a una unidad) con la pequeña tendencia de aumentar la humedad al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 5,6,4), pero donde este fenómeno se nota más es a 200°C donde para 15000 r.p.m. las humedades del polvo no varían (corridas 7,8,9; gráfica 3.8) y a 24000 r.p.m. este intervalo aumenta a dos unidades con la tendencia de disminuir la humedad al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 16,17,18; gráfica 3.9). En este caso, a ambas velocidades de atomización, la tendencia es semejante.



Gráfica 3.8.

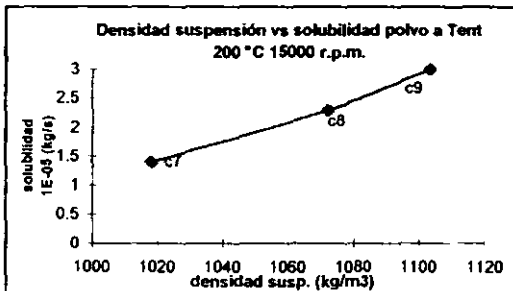


Gráfica 3.9.

3.1.2.3. Densidad de la suspensión contra la solubilidad del polvo a temperatura de aire de entrada constante

A menores temperaturas de entrada del aire, la tendencia es de aumentar la solubilidad al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 1,3,2 y 11,12,10). A 180°C el intervalo de solubilidad se mantiene más o menos constante (a 15000 r.p.m. aproximado a 1 unidad, a 24000 r.p.m. aproximada a 1.5 unidades) y a temperaturas de 200 °C la tendencia es de aumentar la solubilidad del polvo al aumentar la densidad de la suspensión, caso más marcado a 15000 r.p.m.(corridas 7,8,9, gráfica 3.10).

Puesto que como se trata de gotas densas, la difusión del líquido es lenta, el líquido tiende a secarse en el exterior de la misma y por lo mismo, la partícula poco a poco se hincha y la capa externa se vuelve más delgada, por lo tanto, llega un momento en que se revienta dejando salir el vapor de su interior, con lo que consiguen partículas huecas, que al contacto con un disolvente, este penetra más fácilmente, contribuyendo a que la partícula se combine con el agua.



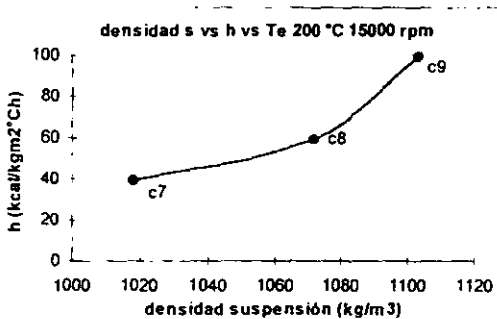
Gráfica 3.10.

3.1.2.4. Densidad de la suspensión contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de aire de entrada constante

A 160 °C y 200 °C a 15000 r.p.m. la tendencia es de aumentar el coeficiente al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 1,3,2 y 7,8,9, gráfica 3.11), pero a 180 °C esta tendencia se invierte pues el coeficiente disminuye drásticamente de la corrida 5 hasta la 6, aumentando un poco en la corrida 4.

De igual forma, a 24000 r.p.m., a 160 °C, la tendencia es de aumentar el coeficiente al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 11,12,10) pero a 200 °C esto no sucede pues se da cierta tendencia a disminuir el coeficiente al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 16,17,18). El mejor caso se da a 180 °C, donde, al igual que a 15000 r.p.m., la tendencia es de disminuir el coeficiente al aumentar la densidad de la suspensión (corridas 13,15,14).

Esta temperatura es la que más influencia tiene para ambas velocidades de atomización. Como se puede observar, al aumentar la densidad de la suspensión, se tiene la misma tendencia que al aumentar la viscosidad de la misma, con la misma limitación, el de aumentar el intervalo de temperaturas y la velocidad de atomización (con lo que disminuirá el coeficiente).

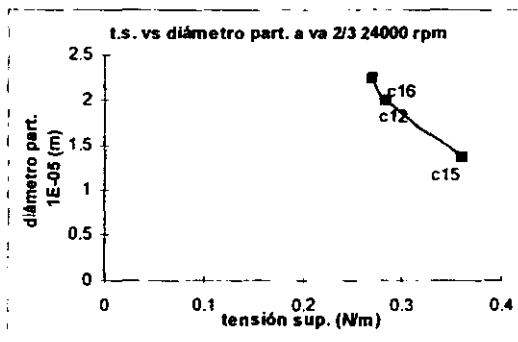


Gráfica 3.11.

3.1.3. Tensión superficial de la suspensión

3.1.3.1. Tensión superficial de la suspensión contra el diámetro de partícula del polvo a gasto másico de aire constante

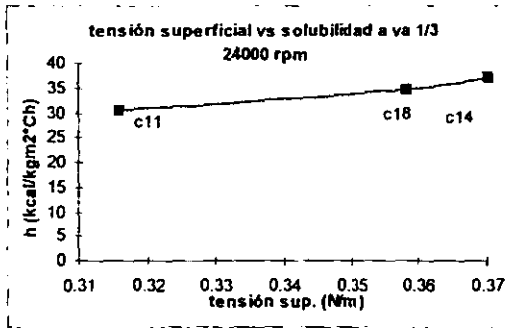
La tendencia en todos los casos, para ambas velocidades de atomización, es de disminuir el diámetro de partícula al aumentar la tensión superficial. El mejor caso se tiene a gastos másicos medios (corridas 16,12,15; gráfica 3.12). A gastos másicos altos, el diámetro de partícula no diferencia mucho en un caso y otro (a 15000 y 24000 r.p.m.), pues está en un intervalo cerrado (0.3 unidades; corridas 13,17,10). Nuevamente disminuye el diámetro de gota al aumentar la superficie/masa de la aspersión, aunque la tensión superficial tenga un cuadro comparativo corto entre el intervalo de valores.



Gráfica 3.12.

3.1.3.2. Tensión superficial de la suspensión contra el coeficiente de transferencia de calor a gasto másico de aire constante

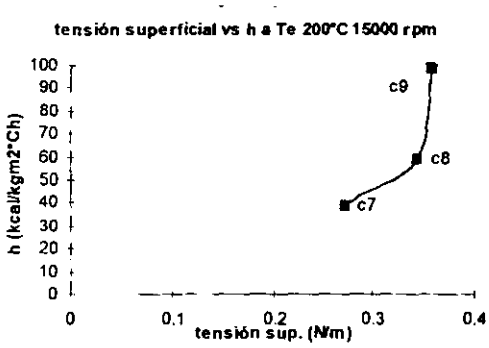
El coeficiente de transferencia de calor aumenta al aumentar el gasto másico de aire. A gastos másicos bajos y medios el intervalo del coeficiente es muy cerrado (corridas 1,7,6 con rango de 6.2 unidades y 11,18 y,14 con rango de 15 unidades, mostrándose la tendencia en la gráfica 3.13). A altos gastos másicos a 24000 r.p.m. se puede decir que el coeficiente se mantiene más o menos constante al aumento de la tensión superficial (corridas 13,17,10 con intervalo de 3 unidades) y que a 15000 r.p.m. el coeficiente tiene una pequeña tendencia a disminuir (corridas 5,3,9 con intervalo de 24 unidades).



Gráfica 3.13.

3.1.3.6. Tensión superficial de la suspensión contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de aire de entrada constante

Al aumentar la temperatura de entrada se nota que hay tendencia a aumentar el coeficiente al aumentar la tensión superficial de la suspensión, aunque las tendencias no sean muy ejemplificativas. Esta situación se aprecia mejor a 200 °C y 15000 r.p.m. (corridas 7,8,9, gráfica 3.14) donde el coeficiente de transferencia de calor aumenta al aumentar la tensión superficial de la suspensión.



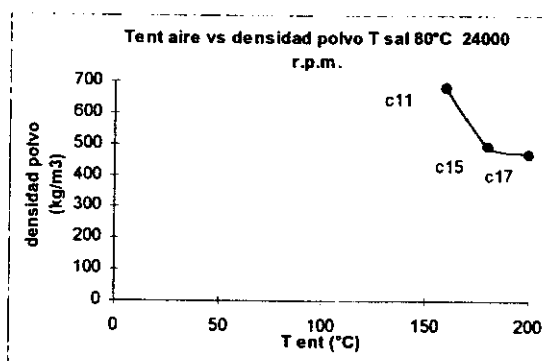
Gráfica 3.14

La siguiente parte de análisis está enfocada y se hace mención de cual es influencia de las variables de operación manejadas en el secado del suero, (la temperatura de entrada y de salida del aire y el gasto másico del mismo, valorado de acuerdo a la abertura de la válvula de papalote a la salida del aire del secador). La velocidad de atomización se menciona en forma íntima en cada uno de los puntos, tanto en la parte anterior del análisis como de la parte posterior.

3.1.4. Temperatura de entrada

3.1.4.1. *Temperatura de entrada de aire contra la densidad del polvo a temperatura de aire de salida constante*

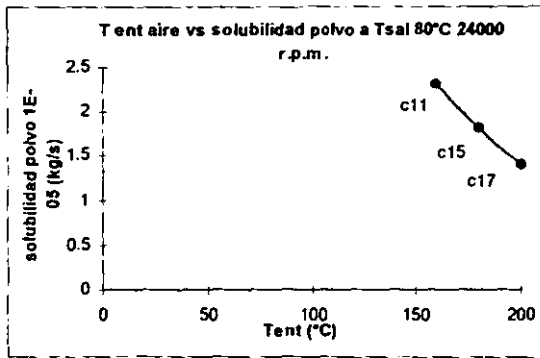
La densidad del polvo disminuye al aumentar la temperatura de entrada del aire, dándose el caso más concreto a 15000 r.p.m. (90°C corridas 2,5,7; 100 °C corridas 3,6,8). A 24000 r.p.m. el comportamiento es similar para las tres temperaturas de salida, marcando la tendencia también una disminución de la densidad del polvo al aumentar la temperatura de salida (80°C corridas 11,15,17, gráfica 3.15), pero a 100 °C y 15000 r.p.m. ésta se mantiene más o menos constante (corridas 3,6,8). La densidad del polvo disminuye al aumentar la temperatura de entrada del aire, a excepción de los casos en donde se utilizaron temperaturas bajas de salida (corridas 1,4,5). Esta es una de las reglas que generalmente se encontraron en la bibliografía (42), pues las esferas que se formaron fueron huecas, en función del aumento de temperatura y del propio intervalo de la misma (entrada menos salida).



Gráfica 3.15.

3.1.4.2. *Temperatura de entrada de aire contra la solubilidad del polvo a temperatura de aire de salida constante*

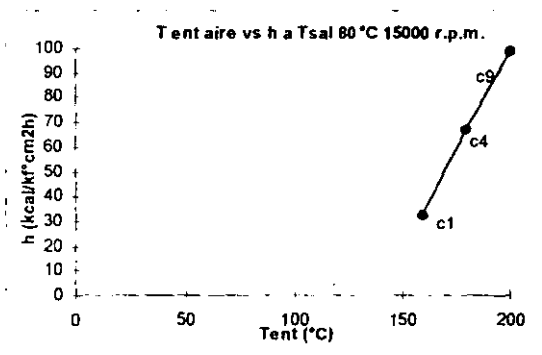
A mayores velocidades de atomización es mayor la solubilidad del polvo. Esto se observa a 80°C, pues al aumentar la temperatura de entrada la velocidad de atomización es inversa a la solubilidad; a 90 °C disminuye la solubilidad al aumentar la temperatura de entrada del aire (corridas 2,5,7, gráfica 3.29). A 100 °C pasa lo mismo que a 80 °C, pues la solubilidad disminuye al aumentar la temperatura de entrada del aire, sólo que las solubilidades más altas se encuentran a 24000 r.p.m. (corridas 10,14,16) y no a 15000 r.p.m. (corridas 3,6,8), como es el caso a 80 °C (corridas 11,15,17; gráfica 3.16).



Gráfica 3.16.

3.1.4.3. Temperatura de entrada del aire contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de salida de aire constante

Revisando los valores del coeficiente convectivo, se nota simplemente una tendencia al aumento pero a velocidades bajas de atomización (corrida 1,4,9, gráfica 3.17), pero a 24000 r.p.m. ésta tendencia es inversa, pues tiende a decrecer el coeficiente convectivo al aumentar la temperatura de entrada del aire, por lo que no sólo esta la temperatura en influencia inversa sobre el coeficiente convectivo, sino también la velocidad de atomización y con ello el diámetro de partícula y la densidad del polvo.

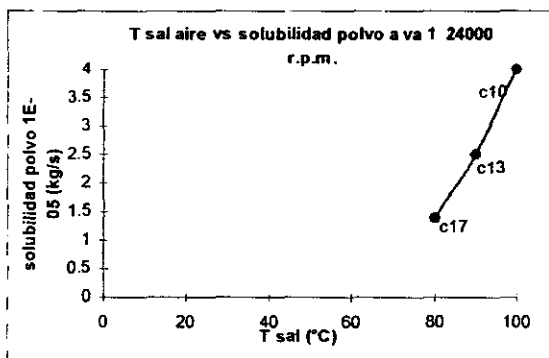


Gráfica 3.17.

3.1.5. Temperatura de salida del aire

3.1.5.1. Temperatura de salida del aire contra la solubilidad del polvo a gasto másico de aire constante

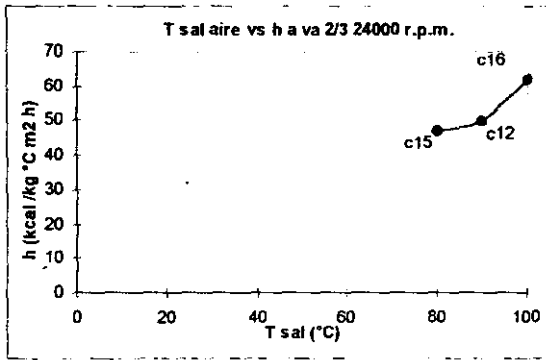
La solubilidad a 24000 r.p.m. aumenta al aumentar la temperatura de salida la temperatura de salida (corridas 17,13,10; gráficas 3.18). Se observan intervalos mayores de solubilidad a 24000 r.p.m. que a 15000 r.p.m., notándose más esto a gastos másicos bajos donde el valor entre una medida y otra es de más de 2.5 unidades (corridas 18 y 6). A gastos másicos medios se observa el mismo comportamiento a ambas velocidades de atomización, acercándose mucho las solubilidades entre sí para los tres casos (corridas 4-15, 2-12,16-8). Así mismo, la velocidad del aire juega un papel importante sobre esta propiedad, pues mientras mayor sea esta velocidad, comúnmente se obtienen partículas huecas (menor densidad) y por lo tanto, con una solubilidad mayor que en todos los casos en estudio.



Gráfica 3.18.

3.1.5.2. Temperatura de salida del aire contra el coeficiente de transferencia de calor a gasto másico de aire constante

A 24000 r.p.m. y gastos másicos de aire bajos y medios, la tendencia es de aumentar el coeficiente convectivo al aumentar la temperatura de salida del aire (corridas 15, 16, 12 gráfica 3.19), hasta llegar a gastos másicos de aire altos, donde se tiende a disminuir, aumentando gradualmente el coeficiente al aumento del gasto másico del aire. Como se ha podido notar, la velocidad de atomización es también una herramienta importante para predecir el posible fenómeno de transferencia de calor en el proceso, aunque, en este caso, en forma contrario en lo analizado anteriormente, el coeficiente aumenta al aumentar la dispersión de las gotas, pues este análisis se basa en una de las propiedades que más importancia tiene sobre el coeficiente convectivo, la velocidad del aire.



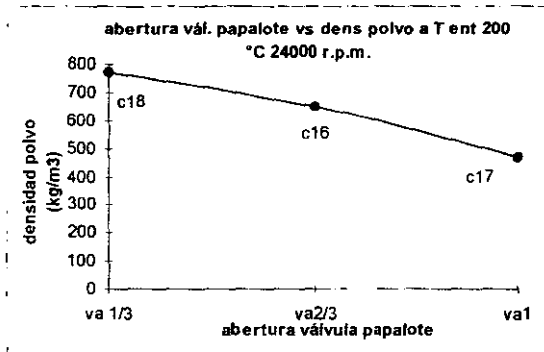
Gráfica 3.19.

3.1.6. Gasto másico del aire

3.1.6.1. Gasto másico del aire contra la densidad del polvo a temperatura de entrada del aire constante

A 160 °C la densidad del polvo son muy cercanas en valor para ambas velocidades de atomización (corridas 11,12,10 y 1,2,3). A 180 °C la mejor tendencia se da a 15000 r.p.m. aunque de igual forma el intervalo es muy cerrado (corridas 6,4,5), pero a 200 °C la tendencia ya es más marcada para ambos casos, pues a 24000 r.p.m., se observa que disminuye la densidad del polvo al aumentar el gasto másico del aire (corridas 18,16,17, gráfica 3.20).

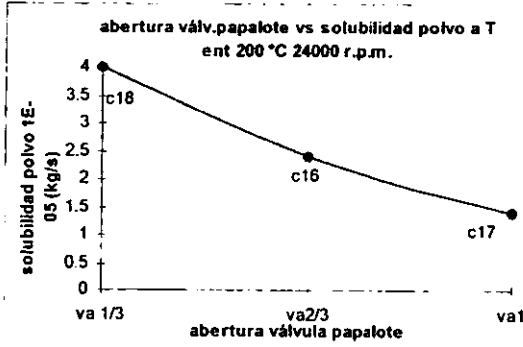
Al incrementar la turbulencia del aire, aumenta también la dispersión de las gotas y de ahí de las partículas secas, por lo tanto, la densidad de las mismas tiende a disminuir, pues se vuelven a formar esferas huecas, fenómeno que no está relacionado recíprocamente con el diámetro de las partículas, pues no necesariamente, una partícula grande tiene que ser una partícula poco densa.



Gráfica 3.20.

3.1.6.2. Gasto másico del aire contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de entrada del aire constante

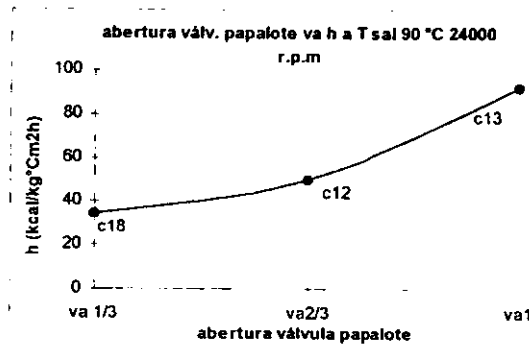
El coeficiente convectivo aumenta al aumentar el gasto másico del aire donde el nivel más alto se da a 180 °C (corrida 5). Los coeficientes convectivos son más altos a 15000 r.p.m., principalmente a 160 °C y 180 °C (corridas 6,4,5; gráfica 3.21), pues el movimiento de la gota hacia el exterior, hace que disminuya la resistencia a la evaporación.



Gráfica 3.21

3.1.6.3. Gasto másico del aire contra el coeficiente de transferencia de calor a temperatura de salida del aire constante

De igual forma, al aumentar el gasto másico del aire aumenta el coeficiente convectivo. Los coeficientes más altos se encuentran a 15000 r.p.m., dispersándose los datos en mayor forma a 90 °C con respecto a los que se encuentran a 24000 r.p.m. (corridas 18,12,13; gráfica 3.22).



Gráfica 3.22.

3.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE SABORES Y DETERGENTES

En el caso de los sabores en las corridas experimentales se obtuvieron los siguientes resultados para las suspensiones secadas y los polvos obtenidos. En esta parte del análisis de resultados se nombrarán a los sabores como A, B, C, D, E, F, G, H, Y y J como petición de la empresa que nos proporciona dicho sabores, para proteger las propiedades de cada uno de sus sabores aquí expuestos.

Propiedades físicas de la suspensión y del secado de sabores químicos

SABOR	DENSIDAD SUSP. (Kg/m ³)	VISCOSIDAD SUSP. (Cp)	DIAMETRO PARTICULA 1E-5 (m)	SOLUBILIDAD 1E-5 (Kg/s)	DENSIDAD POLVO (Kg/m ³)	HUMEDAD (%)
A	1100.5	330	6.0	7.7	650	3.2
B	1135.8	256	6.8	4.2	750	2.4
C	1050.3	450	6.2	6.0	600	3.3
D	1025.5	410	5.8	8.1	450	3.5
E	1072.3	305	6.5	12.3	640	2.1
F	1108.3	310	6.1	7.5	660	3.1
G	1018.0	260	5.5	8.0	470	3.5
H	1158.3	400	6.0	6.3	603	2.0
I	1068.7	270	5.6	6.0	735	2.6
J	1098.5	310	6.2	4.0	610	3.5

Tabla 3.14.

Para el caso de los detergentes los resultados obtenidos fueron los siguientes, tabulándose en la siguiente tabla

Propiedades físicas del detergente en emulsión y seco

CORRIDA	DENSIDAD SUSP. (Kg/m ³)	VISCOSIDAD SUSP. (Cp)	DIAMETRO PARTICULA 1E-5 (m)	SOLUBILIDAD 1E-5 (Kg/s)	DENSIDAD POLVO (Kg/m ³)	HUMEDAD (%)
1	1060.5	25.3	4.54	8.47	340.3	1.2
2	1060.5	25.3	4.74	5.61	250.82	0.55
3	1060.5	25.3	4.33	5.61	335.38	00.6
4	1060.5	25.3	4.45	6.49	410.34	0.6
5	1060.5	25.3	5.38	4.23	292.57	0.5
6	1060.5	25.3	4.88	8.77	284.55	0.4
7	1060.5	25.3	5.98	3.87	250.81	0.45
8	1060.5	25.3	4.83	5.35	240.30	0.3

Tabla 3.15.

En cada uno de los casos, los valores obtenidos en la determinación de las características físicas del polvo son muy diferentes entre sí. Una de las influencias más marcadas se da en el caso de la viscosidad de las suspensión pues en la mayoría de los sabores al aumentar esta propiedad física, la humedad del polvo aumenta. De igual forma sucede con la solubilidad del polvo, pues en los casos en donde la viscosidad es mayor la solubilidad baja de los valores promedio de las demás corridas experimentales.

La densidad de la suspensión al igual que la viscosidad, influyen en la manera en como se lleva acabo la alimentación por medio de la bomba al secador, cuál es el gasto másico manejado y con esto, cuál es la temperatura adecuada del aire a la salida del secador, la cual se encuentra en función del gasto másico de alimentación .

Si el polvo tiene cierta humedad o no alcanza a secarse de la mejor forma, que sería reflejado en el caso de la disminución de la temperatura de salida del secador por el aumento del gasto másico de alimentación, las partículas que no alcancen a secarse se irán incrustándose en la pared de la cámara y se apelmazaran unas con otras hasta la formación de grandes partículas, que nos indican la mala operación del proceso. El punto de adhesión esta relacionado con la higroscopicidad la cual se aumenta si se reduce drásticamente la humedad del polvo en los productos con estas características este fenómeno se reduce por medio de microencapsulación de las gotas asperjadas con la ayuda de algunos aditivos auxiliares en el secado por aspersión.

En el caso del detergente, las variaciones que se dieron para la obtención de las condiciones de operación más adecuadas para su secado, fueron fundamentalmente la variación de la temperatura de entrada y salida del aire de secado, como también la velocidad de atomización, la cual nos proporciona partículas más grandes o más pequeñas según sea el caso. Esto nos permite tener en la partícula humedad en un mayor tiempo de exposición al aire de secado antes de llegar finalmente a la pared de la cámara de secado las velocidades que se manejaron para tal fin fueron 15000 y 24000 r.p.m. . La velocidad nos influye notablemente en las características finales del producto seco.

Con el análisis de los resultados podemos observar como la densidad del producto se ve afectada al aumentar la temperatura de entrada del aire de secado presentándonos una disminución con dicho aumento.

La humedad en estos casos es muy baja, posiblemente por la alta composición de ácidos grasos en la suspensión. Debido a esta razón, se permitió el manejo de temperaturas más altas que nos proporcionarían el producto con las mejores características de secado, apoyándonos en la bibliografía (31) nos permitió un manejo de temperaturas de hasta 250 °C del aire de secado sin que el producto pueda sufrir alteraciones por el manejo de tan elevadas temperaturas.

Para cada una de las corridas experimentales del detergente, a continuación mencionamos las características más importantes en cuanto a sus características sensoriales:

Corrida 1. El color del polvo es el más intenso (grisáceo opáco) de todos los demás polvos obtenidos. Aunque se puede observar que las partículas no están a simple vista adheridas entre sí, se da cierto grado de compactibilidad entre estas al encontrarse en un recipiente cerrado. El diámetro promedio de la partícula es de aproximadamente $4.67E-04$ m. Es baja la uniformidad de las partículas, pues se encuentran diámetros entre $3.67E-04$ a $6.12E-04$ m, aunque la mayor parte de estas están en un intervalo menor a $4.89E-04$ m.

Corrida 2. El color del polvo es un poco más claro que el caso anterior, si acercarse al color blanquisco de los demás casos. Las partículas se encuentran menos adheridas que en la corrida anterior. El diámetro promedio de partícula es de $4.74E-04$ m.

Corrida 3. Las características de este polvo son muy parecidas a las de la corrida anterior, en cuanto a su color y compactibilidad. Se encuentran partículas más pequeñas, obteniéndose para este caso un diámetro promedio de $4.31E-04$ m oscilando en un rango de $5.2E-04$ y $3.06E-04$ m. El polvo en el microscopio se observa una menor adherencia entre los cuerpos, reflejando una mejor uniformidad en las partículas, caso contrario a las otras dos corridas.

Corrida 4. El polvo en este caso es parecido al de la corrida 1, el color es grisáceo y se observa que hay apelmazamiento entre las partículas. El diámetro promedio es de $4.45E-04$ m.

Corrida 5. En este caso, el polvo tiene el color más claro de todos los casos anteriores. A simple vista no se observa apelmazamiento entre las partículas. Su diámetro promedio es de $5.38E-04$ m. Son partículas de un tamaño más uniforme.

Corrida 6. El polvo es blanco, con adherencia parecida a las de las primeras corridas experimentales. Su diámetro promedio es de $5.46E-04$ m. La apariencia del polvo al microscopio, muestra que las partículas en su mayoría son amorfas, dando la idea de que están fracturadas, tienen poca uniformidad en cuanto al tamaño, si tomamos como referencia la corrida anterior, la cual también se realizó a velocidades de atomización de 15000 r.p.m.

Corrida 7. El polvo tiene características parecidas a la de la corrida 5. El color es blanco, con muy poca adherencia entre las partículas. El diámetro promedio es de $5.98E-04$ m, siendo este diámetro el mayor de todos los casos anteriormente descritos. Las partículas no son de tamaño uniforme, pues algunas llegan a alcanzar hasta $8.68E-04$ m.

Corrida 8. El polvo en este caso es de color grisáceo. No tiene semejanza con los polvos obtenidos en las corridas 5 y 7, pero sí con los polvos obtenidos en las primeras corridas experimentales, aunque su adherencia es menor. Las partículas muestran tamaños irregulares. El diámetro promedio en este caso es de $4.83E-04$ m.

En general, se observa una mayor adherencia del polvo en la superficie de la cámara manejando velocidades de atomización de 15000 r.p.m. que a 24000 r.p.m. En el primer caso, se puede decir que la adherencia va de un 40 a un 60% de la altura del cilindro, observándose una menor adherencia en las dos últimas corridas. A 24000

r.p.m. la adherencia del polvo en la cámara se dio entre un 10 y 20% de la cámara. Desde el nivel superior del barredor en una franja de aproximadamente 10 cm. En todos los casos hubo pérdida de producto por "finos" que se escapaban por la válvula de papalote. Como se esperaba, la densidad de la suspensión disminuye al aumentar la temperatura de entrada del aire, para ambas velocidades de atomización. En resumen, en cuanto a sus características, el polvo con mejor apariencia se obtiene en la corrida 5 y 7, con una temperatura de entrada del aire de 200° C y temperatura de salida de 100° C, y una temperatura de entrada de 230° C y una de salida de 120° C, respectivamente.

3.2.1. Análisis de coeficientes convectivos de sabores y detergentes

Realizando los balances de energía para la determinación de los coeficientes convectivos son :

Coefficientes convectivos de sabores secados por aspersión

SABOR	Q Kcal / h	h Kcal / Kg°C h m ²
A	6548.872	58.76
B	5004.370	44.90
C	4792.090	42.99
D	6264.566	56.20
E	5548.510	49.78
F	6286.150	56.42
G	4792.090	42.99
H	5548.510	49.78
I	62642.66	6.2
J	50040.37	4.8

Tabla 3.16.

Y para el detergente se obtuvieron los siguientes resultados :

Coefficientes convectivos del detergente secado por aspersión

CORRIDA	Q Kcal / h	h Kcal / m ² Kg°C h
1	3492.29	30.72
2	3233.76	28.45
3	2772.42	27.10
4	3285.98	26.28
5	2953.98	25.98
6	3354.95	24.59
7	2890.77	23.12
8	3113.58	22.82

Tabla 3.17.

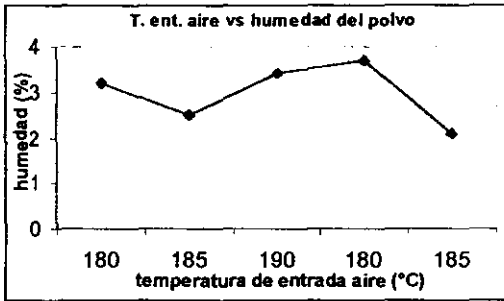
Un factor muy importante que tiene que ver en la determinación de estos valores es el gasto másico del aire de secado, pues este va influir directamente sobre el coeficiente convectivo de transferencia de calor, ya que al aumentar el gasto másico de aire de secado va a disminuir dicho coeficiente. Esto también está relacionado con los gradientes de temperatura manejados entre la temperatura de entrada y salida al secador. El gasto másico se mantuvo en una forma más o menos constante, controlándose este por medio de la válvula de papalote mencionada con anterioridad, la cual se mantuvo abierta a $2/3$ de su abertura total. Esta abertura dará un cierto intervalo de velocidad del aire de secado, las variaciones que se encuentran en estos gastos másicos, dependen de las propiedades físicas del aire (temperatura y humedad).

Con los sabores este coeficiente no tiene mucha relación entre una y otra corrida experimental, pues estos presentaban propiedades muy diferentes en cuanto a sus propiedades físico-químicas, pero, como se describe en el cuadro de resultados estos se mantienen muy cercanos entre sí, esto se debe a que con respecto al manejo de las condiciones de operación no se manejaron intervalos muy abiertos para su secado. Los gradientes de temperatura utilizados no van más allá de $100 - 110$ °C, por lo que estas variaciones se deben a sus propiedades físicas y químicas de cada emulsión, influyendo en estas la viscosidad como propiedad física más importante. De ahí se asocian todas las demás variables que se ven influenciadas por la viscosidad, como la humedad y la densidad.

Con el detergente, por tratarse de un solo tipo de suspensión a secar, la variación se nota más en lo que corresponde al coeficiente convectivo de transferencia de calor, a pesar de no mantenerse dentro de un intervalo no muy abierto, el coeficiente tiende a disminuir al aumentar el delta de temperatura. El coeficiente convectivo nos indica la resistencia que se tiene al flujo de calor, por lo que al estar disminuyendo al aplicar mayor energía sobre este mismo, que dando comprobado con los balances de energía, los cuales se encuentran reportados en los cuadros de resultados.

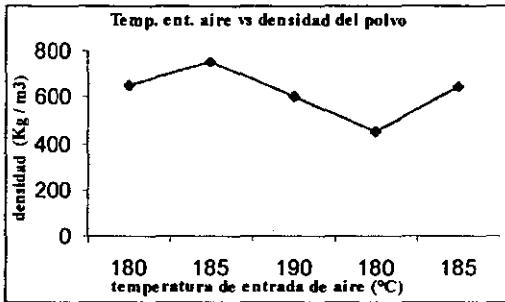
3.2.2. Análisis gráfico de los sabores en polvo

En la gráfica 3.23 se observa como al aumentar la temperatura de entrada del aire de secado se observa como la humedad de polvo va disminuyendo, conforme la energía de aplicación para su secado es mayor, como se observa claramente en el intervalo de $180 - 185$, también podemos ver como para el sabor C secado a 190 °C se tomo una temperatura de salida del aire de 90 °C por lo que el ΔT se mantiene casi constante, se observa que la pérdida de humedad no se incrementa notablemente en este punto a diferencia del otro, en el intervalo de temperatura que va desde los $185 - 190$. Lo mismo se observa con los sabores D y E.



Gráfica 3.23.

La densidad del polvo se ve directamente influenciada con el incremento en la temperatura de entrada del aire como se puede observar con la gráfica ya que al aplicar una temperatura mayor de entrada de aire de secado se observa un aumento en dicha propiedad, como lo muestran los sabores B y E de ambas gráficas los cuales se encuentran dentro de los intervalos que va desde los 185 - 190 °C.

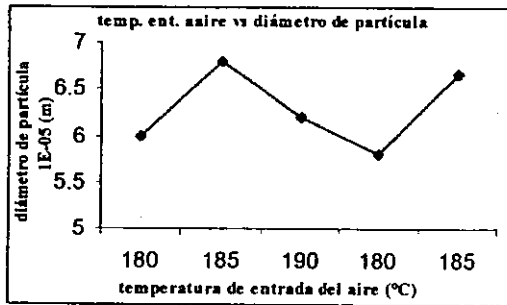


Gráfica 3.24.

Como se menciona en el análisis de resultados del lactosuero el factor más importante para determinar el diámetro de partícula del polvo secado por aspersión es la velocidad a la cual esta girando el disco atomizador, seguido por la viscosidad como se obtuvo por medio del análisis de resultados obtenido por el método de Taguchi, el compararlo con la temperatura de entrada del aire es importante, pues teniendo un contraste de ambas gráficas de humedad y densidad podremos saber si se trata de una partícula fina ó una partícula hueca..

Con lo que podemos encontrar que el sabor B muestra el tamaño de partícula más pequeño siguiendo con la línea de comportamiento, por lo que se observa retomando las gráficas mencionadas que se trata de partículas más densas y con un contenido de humedad menor, siendo esto por ende una cuestión lógica, ya que al tener una un contenido de humedad menor y una densidad más grande nos encontramos con una partícula compacta pequeña lo cual nos marca la señal de que

esta no contiene gas (CO_2) en su interior lo cual le permitiría tener una explosión interna (42) con lo cual tendríamos una partícula hueca con menor densidad y mayor humedad y por ende un tamaño de partícula mayor (gráfica 3.25).

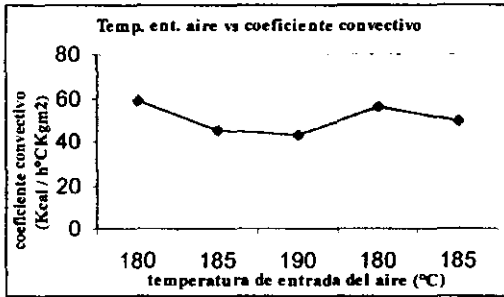


Gráfica 3.25.

La influencia que nos muestra la temperatura de entrada del aire de secado con respecto al coeficiente convectivo es muy marcado, siendo la variable independiente que tiene un mayor peso para la determinación de dicho coeficiente, esto no también no lo delimito el análisis efectuado por el método de Taguchi, que dando demostrando con lo previsto bibliográficamente (35), aplicando una mayor energía para lograr la transferencia de calor y se lleve acabo la evaporación de la gota en un mayor ó menor tiempo, lo cual nos dio un coeficiente convectivo de transferencia de calor mayor o menor según sea el caso de la temperatura guardo una relación inversa es decir que a medida que la temperatura de entrada va aumentando el coeficiente de transferencia de calor disminuye, como sucedió paulatinamente en cada uno de los sabores a pesar de tener entre uno y otro un diferencial de temperatura muy pequeño, esta propiedad termodinámica es apreciable.

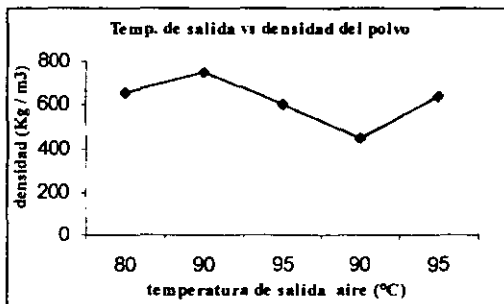
Pero en lo que corresponde al sabor A y D que se tienen las mismas condiciones de operación en cuanto a la temperatura de entrada y salida del aire de secado se tuvo una pequeña variación en la obtención del coeficiente convectivo, siendo que por analogía de transferencia se tendría que tener una variación ya que en la determinación de este coeficiente se tiene la influencia de propiedades físicas y químicas, como es el caso de C_p que para estas corridas experimentales es diferente.

Por lo que al analizar esta gráfica se comprueban todas estas analogías de transferencia de calor, lo cual también es marcado el análisis de Taguchi (gráfica 3.26).



Gráfica 3.26.

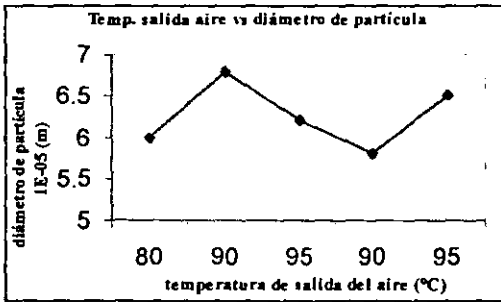
La densidad del polvo se ve afectada con la disminución de la temperatura de salida del aire de secado, ya que para alcanzar una temperatura menor de salida del aire es necesario el aumento del flujo de alimentación de la emulsión al secador, lo que provoca una mayor superficie de contacto entre el líquido asperjado y el aire caliente de secado, lo que al compararlo con una gráfica de humedad severa un incremento en esta siendo inversamente proporcional, con la disminución de la densidad, ya que al tener mayor cantidad de emulsión asperjada la energía aplicada para retirar la humedad se vera disminuida.(gráfica 3.27).



Gráfica 3.27.

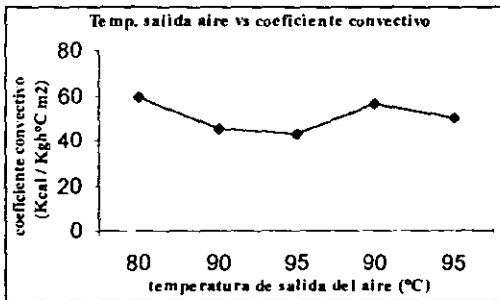
La temperatura de salida no tiene gran influencia sobre el diámetro de partícula del polvo seco, ya que como se observa en la gráfica el comportamiento que tiene este con la variación de la temperatura de salida del aire de secado no nos marca alguna influencia clara sobre esta propiedad del polvo. A 80 °C es menor el diámetro de partícula que a los 90 °C pero a los 90 °C el diámetro de partícula baja rompiendo con algún posible patrón de comportamiento, pues como se observa en la gráfica se tiene un aumento en la temperatura de salida del aire de secado mas o menos en una forma constante, mientras que el diámetro de partícula tiende a disminuir pero encontraste con este comportamiento el diámetro aumenta, lo que al

retomar el análisis de Taguchi vemos que esto poca influencia de la temperatura de salida es muy pobre con respecto a esta propiedad física del polvo (gráfica 3.28).



Gráfica 3.28.

La influencia que tiene la temperatura de salida con respecto al coeficiente de transferencia de calor se ve poco afectada ya que como se obtuvo en los resultados obtenidos del Taguchi se tiene que el mayor aporte para esta es la temperatura de entrada del aire de secado no siendo así la temperatura de salida del aire de secado (gráfica 3.29).

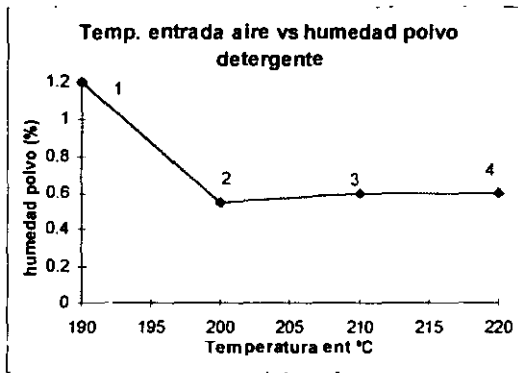


Gráfica 3.29.

3.2.3. Análisis gráfico del detergente

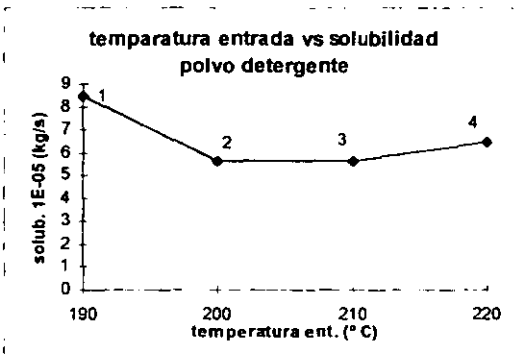
15000 r.p.m.

En la gráfica 3.30, podemos observar como la humedad disminuye al aumentar la temperatura de entrada del aire de secado. A 190° C tenemos un contenido de humedad mayor que en las demás corridas experimentales, que van desde los 200° C a los 220° C, presentándose en las corridas 2, 3 y 4, un contenido de humedad muy semejante y en dos de estas tres corridas encontramos el mismo contenido de humedad, debido a que el ΔT en estas tres corridas casi se mantiene constante, mostrándonos su influencia en las propiedades del producto seco.



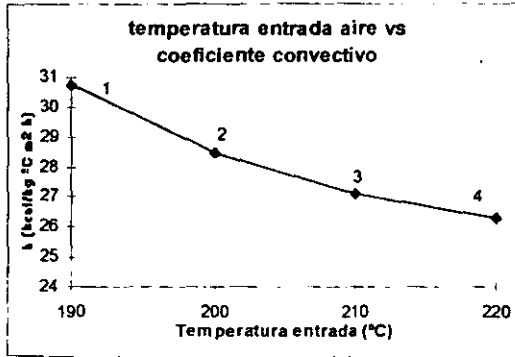
Gráfica 3.30.

La solubilidad del detergente casi sigue el mismo comportamiento que la humedad del polvo obtenido en la primera corrida experimental, disminuyendo la solubilidad del polvo al aumentar la temperatura de entrada del aire de secado (Gráfica 3.31).



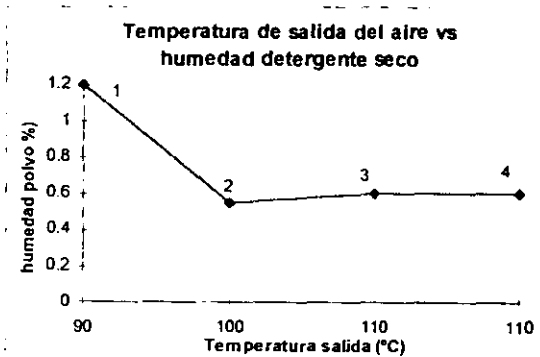
Gráfica 3.31.

La influencia que presenta la temperatura de entrada del aire de secado con respecto al coeficiente convectivo, se ve en forma muy marcada en estas corridas experimentales ya que este va disminuyendo paulatinamente conforme aumenta dicha temperatura, indicándonos con esto, que es la variable más predominante para la variación de dicho coeficiente (gráfica 3.32).



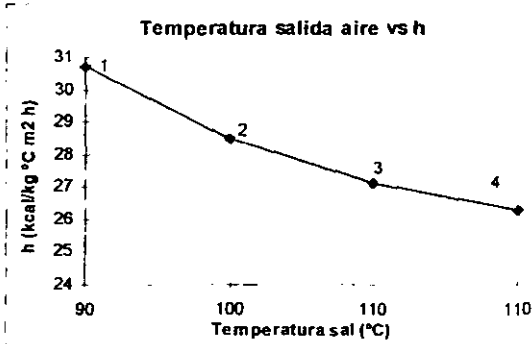
Gráfica 3.32.

La humedad del polvo se ve influenciada en menor forma por la temperatura de salida del aire de secado, ya que esta guarda el mismo comportamiento en las corridas 2, 3 y 4, pero, analizando la gráfica podemos observar que a pesar de que en estas tres corridas prácticamente se tiene el mismo valor de la humedad, el intervalo de la temperatura de salida es pequeño (100-110° C), por lo que para estudiar este comportamiento, se necesitaría observar la experimentación en un mayor intervalo de temperatura (Gráfica 3.33.)



Gráfica 3.33.

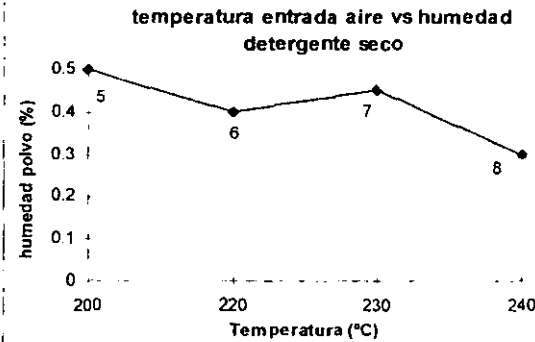
Se observa la influencia que tiene la temperatura del aire de salida con respecto al coeficiente convectivo en la gráfica 3.34, pues disminuye el coeficiente al aumentar la temperatura de salida y se va aún más allá en la última corrida experimental, como se muestra.



Gráfica 3.34

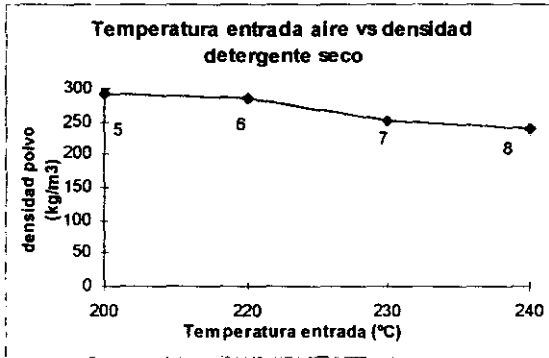
24000 r.p.m.

la humedad del polvo en las corridas experimentales realizadas a 24000 r.p.m., ratifica la influencia que tiene la temperatura de entrada del aire con esta propiedad, ya que, como se observa en la gráfica 3.35, conforme se incrementa la temperatura, la humedad del polvo disminuye, a excepción de la corrida 7, la cual tiene un pequeño incremento saliéndose del comportamiento esperado.



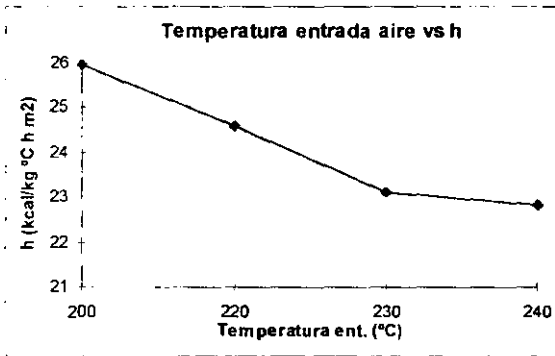
Gráfica 3.35.

La gráfica 3.36 muestra como al aumentar la temperatura de entrada del aire la densidad del polvo disminuye, por lo que podemos confirmar nuevamente como este factor de estudio tiene un gran aporte e influencia sobre esta propiedad de calidad del polvo.



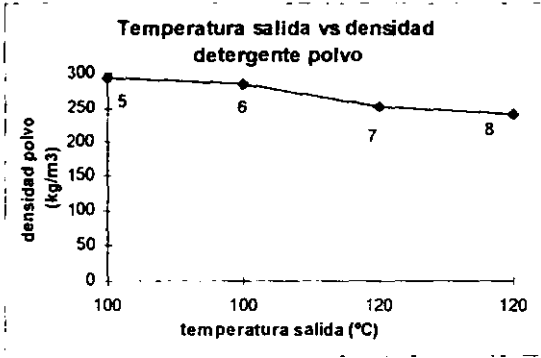
Gráfica 3.36.

El coeficiente convectivo de transferencia de calor, como se muestra en la gráfica 3.37, se ve fuertemente influenciado por la temperatura de entrada del aire de secado, siendo este factor el de mayor aporte para determinar o poder predecir el comportamiento de dicha resistencia, pues podemos observar de manera análoga, como disminuye este conforme aumenta la temperatura. Esta gráfica muestra resultados de gran importancia, pues no hay variación en las propiedades de la suspensión, como sucedió en el caso de la experimentación del lactosuero, en la simulación del manejo de diferentes suspensiones y mucho menos en el secado de los sabores en los cuales todos tenían propiedades físicas diferentes.



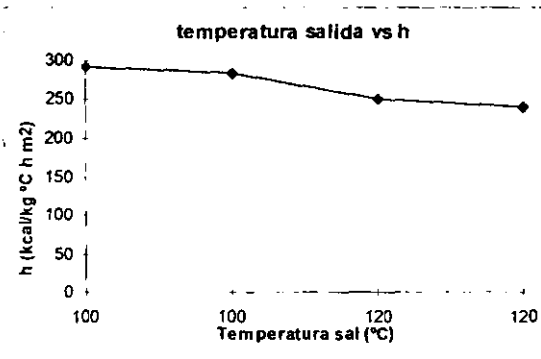
Gráfica 3.37.

En la gráfica 3.38 se muestra como la densidad del polvo disminuye al aumentar la temperatura de salida del aire, obteniéndose valores muy cercanos cuando se maneja el mismo nivel de variación, como ocurre en las corridas 5, 6, 7 y 8.



Gráfica 3.38.

El coeficiente convectivo disminuye al aumentar la temperatura de salida del aire, aunque, como se muestra en la gráfica 3.39, a 100° C y a 120° C, los valores del coeficiente se encuentran en un intervalo muy pequeño, por lo que la mayor influencia que hay sobre esta resistencia la da la temperatura de entrada del aire y no la salida.



Gráfica 3.39.

3.2.4. Análisis General

Del análisis efectuado en cada una de las partes experimentales, se decidió que este puede ser generalizado para cada propiedades físicas del producto final, las cuales a su vez están en función de las condiciones de operación para cada caso en particular. El punto de apoyo es el estudio de la primera fase experimental fue el análisis gráfico y el ANOVA efectuado en el lactosuero, relacionando de la mejor forma posible y dependiendo del alcance que se tiene, con las propiedades más representativas en los sabores y en el detergente.

Para el caso de la humedad del polvo, el factor que mayor influencia tiene sobre esta propiedad es la viscosidad de la suspensión, pero esta se encuentra relacionada directamente con la temperatura a la cual se esta secando así como también el gasto másico del aire. Al incrementarse la cantidad de sólidos y si las condiciones de operación se mantienen constantes, se obtienen productos con humedades con tendencia a ser menores, pero, en caso contrario, si la suspensión tiene una viscosidad menor o esta demasiado diluida este efecto pasará desapercibido. Con tensiones superficiales baja se producen gotas finas y pequeñas lo que esta directamente relacionado con la viscosidad, con lo que la distribución de tamaños de las partículas es mas variable y por lo tanto, las partículas más grandes se secan con una tendencia a la formación de partículas huecas. Con esto, se obtienen partículas menos húmedas y densas, y por lo tanto, polvos con una mayor solubilidad. La temperatura del aire de secado tiene un efecto muy especial si esta se ve incrementada más allá de la temperatura de evaporación de la gota, lo que provoca una fractura y desintegración de la misma (caso específico en algunos de los sabores secados) lo cual se observo que algunos productos obtenidos eran de una estructura mucho muy fina pero en esta se encontraban partículas que en contraste con esto su estructura fue demasiado grande dentro del mismo lote de secado, explicándose esto por el cambio de temperatura que se tenia en su secado, por lo que a su vez genera un cambio en forma inversa de humedades del polvo dentro de la misma operación.

Por otro lado, la velocidad de atomización nos genera un tamaño de gota asperjada ya establecido dentro de una distribución de tamaño que es característica de un producto, la cual se hace particular considerando algunas propiedades físicas mencionadas. Por lo que la cantidad de humedad a evaporar será mayor o menor dependiendo el caso, haciendo esto que el producto final mantenga esta relación del contenido de agua. La mayor velocidad de atomización (24000 r.p.m.) nos da como resultado gotas en la mayoría de los casos más pequeñas, por lo que la superficie expuesta es mayor y el grado de evaporación individual también lo es.

En cuanto a la densidad la temperatura de entrada del aire de secado nos proporcionó un mayor porcentaje de contribución para la determinación de esta variable de respuesta, lo cual se noto de la misma forma para las tres fases experimentales, por lo que al aumentar dicha condición la densidad del polvo tiende

una disminución, esto es debido a la obtención de partículas mas grandes y huecas. Se tendrá que tener cierta precaución de no llegar a una temperatura mayor, pues se generaría la fractura y desintegración del cuerpo de dichas partículas. Al incrementar la alimentación del producto el diámetro de la partícula tiende a un cierto aumento reflejándose en el incremento de la densidad, sin que necesariamente se presente cambios en la distribución de tamaños de estas. Por otro lado si presenta un aumento en contenidos de sólidos de emulsión a secar la densidades tienden a disminuir por el efecto que se tiene en las variaciones de viscosidad y densidad de la emulsión.

Se observo que para el caso del detergente este tiende a una solidificación a temperatura ambiente (debido a la alta presencia de ácidos grasos con un punto de solidificación bajo) por lo que para su secado se tenia que llevar a la fusión de estos ácidos (35°C), afectando así a las propiedades del producto final pues se generaba una disminución en su viscosidad lo que afecta el efecto de la atomización, obteniéndose una disminución en el tamaño de la gota asperjada, por lo tanto, la necesidad de calor que se requiere para llevar acabó la evaporación disminuye por tener un efecto de precalentamiento en la emulsión, lo cual influye directamente en la densidad del polvo, disminuyendo esta por la formación de partículas huecas. Cuando la suspensión tiene una tensión superficial alta (como el caso de algunos sabores) se producen gotas de un tamaño mayor generándose un diferencial de densidades, esta influencia que se menciona es también notorio en el secado del lactosuero.

Para el diámetro de partícula se tiene que el mayor porcentaje de contribución lo tuvo la velocidad de atomización. Tras el análisis del Taguchi se encontró que en el secado del lactosuero y del detergente, las cuales fueron secadas a velocidades de atomización de 15000 y 24000 r.p.m., que se generan partículas que entran dentro de un intervalo cerrado, pero que, así mismo, su tamaño se ve influenciado por las variaciones de sus propiedades físicas, destacando por la obtención de productos con mejores características a velocidad de 24000 r.p.m.

Como segundo factor de mayor influencia sobre el diámetro de partícula es la viscosidad de la emulsión, seguida por la temperatura de entrada del aire. Con un incremento en la viscosidad de la emulsión se presentan gotas asperjadas de mayor tamaño por lo que en la mayoría de los casos se generaron partículas secas de mayor tamaño, teniendo el mismo efecto con respecto a la tensión superficial de la emulsión. Dicho diámetro de partícula es el responsable para la distribución de tamaños de estas, pues mientras menor tamaño se tenga en estas partículas mayor será el intervalo de distribución, acarreado con esto problemas posteriores en la calidad del polvo para la rehidratación. En lo que cabe con la velocidad del aire de secado al tener un incremento en esta se genera un aumento en el relación del aire con la superficie de contacto de las gotas, por lo que se tendrá un aumento en la eficiencia de la transferencia de calor que se genera entre ambos medios (aire y suspensión), pero de forma contraria si este contacto es demasiado provocará un arrastre imprevisto del aire hacia el exterior arrastrando consigo gotas de emulsión y

por otro lado que se genere el tiempo necesario para que la gota sea secada antes de llegar a la superficie de la cámara que dando pegada a esta, por el impacto de gotas de una con otra a una humedad diferente (secas y húmedas), produciéndose partículas de un tamaño irregular.

En la solubilidad del polvo, la condición de operación que más la afecta es la viscosidad, observándose claramente que al aumentar esta se presenta un decremento en la solubilidad del polvo, para las velocidades manejadas, pero la mayor solubilidad en la mayoría de los casos se dio a 24000 r.p.m.. Al darse una disminución en la densidad y con ello un aumento el tamaño de la partícula se da un incremento notable en la solubilidad del polvo, teniéndose con estas tres variables una relación inversa con la temperatura de entrada del aire, observándose con mayor claridad en la fase uno y tres de la experimentación.

Con lo que respecta a la temperatura de salida del aire de secado para la solubilidad del polvo si la afecta en una forma más considerable que en el resto de las variables de respuesta, pues se encontró que al aumentar la temperatura aumenta la solubilidad. Con esto se obtiene una superficie semi permeable, pues el vapor que se forma dentro de la gota hace que se expanda con el incremento de la temperatura, y los sólidos, por medio de acción capilar tienden a subir y por lo tanto se genere un vacío en el interior de la partícula seca, aumentando de esta forma la solubilidad del polvo.

Para el coeficiente convectivo de transferencia de calor el factor de más influencia tiene sobre este fue la temperatura de entrada del aire de secado, seguida por la velocidad del mismo, notándose que al tener un aumento en la temperatura el coeficiente de transferencia de calor tiende a una disminución, este efecto se tiene en cada una de las fases experimentales, lo que se a su vez se corrobora con lo consultado en la bibliografía (42). Esta tendencia se ve afectada en forma inversa a la temperatura del aire de secado, teniéndose que para el vencimiento a la fuerza opositora para la transferencia (coeficiente convectivo) se tiene una mayor fuerza de energía aplicada, la cual se ve también el tiempo de proceso del secado.

La resistencia al secado aumenta al aumentar la viscosidad de la emulsión, lo que asocia el descontrol que se tuvo en los valores registrados de dichos coeficientes para las corridas experimentales a 15000 r.p.m., lo cual también se debe a la propia densidad de la suspensión, pues también al aumentar esta propiedad aumenta dicha resistencia a la transferencia. Además, se corrobora que el movimiento de humedad en las partículas se realiza por el fenómeno de difusión capilar (para los tres casos), pues el coeficiente de transferencia de calor esta asociado a la velocidad del aire (movimiento de la partícula en la cámara), a la velocidad de atomización (creando una mayor superficie de contacto) y estas directamente a los intervalos de temperatura (entrada y salida del aire), con la viscosidad de la suspensión. Cuando la humedad del polvo tiende a ser menor claramente se nota que se tiene una disminución en el coeficiente de transferencia

de calor, esperándose esto de manera lógica pues se tiene una mejor eficiencia en el proceso de secado.

Para el caso del detergente por tratarse de un producto al cual no se le varío ninguna propiedad física el coeficiente se mantiene dentro de un intervalo de 23 - 30 Kcal / Kg °C m²h, los ΔT para este caso si son muy grandes (el mayor fue de 130 °C), por lo que esta se encuentra en función con el coeficiente de transferencia de calor obteniéndose mejores resistencias para esta caso.

Analizando los valores determinados para el coeficiente convectivo, y comparando en primer lugar el lactosuero con los sabores, aumenta este coeficiente al aumentar las propiedades estudiadas para cada caso, a excepción de algunos sabores, donde la situación es inversa, pues al aumentar la temperatura de salida disminuye el coeficiente convectivo. Las propiedades físicas de estas suspensiones tienen diferencias marcadas en comparación con las propiedades del lactosuero, pues su naturaleza, en la mayoría de los casos sintética, afecta notablemente la estabilidad del secado. La resistencia a que se lleve a cabo este proceso es menor. Además, la estabilidad de estas suspensiones es mas grande que las probadas en la primera fase experimental.

El detergente, por tratarse de una sola suspensión es estudio, presente coeficientes convectivos que para cada corrida experimental, estan dentro de un intervalo bien marcado. La situación en este caso es semejante a la de los sabores, pues al aumentar la temperatura de entrada del aire, disminuye dicho coeficiente. Pero, para el caso del lactosuero, la relación es inversa, en la mayoría de los casos. Esta situación se cree que se debe a la cantidad de espuma y por lo tanto, aire, incorporado a la suspensión del detergente, lo que llevo a formar una permeabilidad mayor en cada una de las gotas asperjadas, por lo tanto, la resistencia al secado disminuye al aumentar la temperatura. Es importante mencionar que aunque se observa este fenómeno, el intervalo de los valores del coeficiente convectivo en estudio por parte del detergente, es muy pequeño.

Todo el control de las variables se obtiene con pocas corridas experimentales, pues en este se abarca un amplio marco de estas, llegando a controlar cualquier tipo de situación dentro de la propia experimentación y a de mas dar un tipo de flexibilización de datos, para casos que sean diferentes a los experimentados, las características de cada suspensión dependen y se asocian a las variables a manejar por lo que el control de estas es de gran influencia sobre las propiedades de calidad del polvo.

Con el análisis realizado tras la experimentación con el lactosuero, las respuestas y los factores que se obtuvieron como los más importantes dentro de esa primera fase experimental, concuerdan en la mayoría de los casos con los resultados obtenidos en el secado de sabores y de detergente. Las propiedades de los materiales a secar son la pauta para usar un factor de control en el secado, pero, tras esto, el principio es el mismo.

CONCLUSIONES

1. El secado por aspersión, como parte de una operación unitaria, no generaliza su uso para cualquier suspensión. Cada una de ellas requiere de un estudio simple, para poder realizar de la mejor manera su transformación a polvo.
2. Los materiales que la mayor parte de su composición es natural, como es el caso del lactosuero, requiere de una adición de algún encapsulante para que obtenga un mayor aprovechamiento de las propiedades nutrimentales del mismo, así como algún agente extra o una evaporación previa que le brinde una mayor consistencia para que pueda ser secado.
3. Las propiedades de dicha suspensión son tan importantes como las condiciones de operación que se manejen. En el caso de la suspensión natural, la resistencia a ser secada es mayor, pues mientras mayor sea la apariencia viscosa de la misma, menor será la difusión de la humedad al aire secante.
4. Las características físicas de la suspensión sintética (sabores), arrastra un mayor grado de dificultad para ser secada. Interviniendo todos los componentes químicos de la suspensión, en algunos casos, se llegó a observar que no sólo se requiere de una suspensión viscosa para que pueda secarse, sino de un encapsulante duradero que intervenga en la calidad final del producto, pues, las propiedades organolépticas del polvo obtenido eran de buena calidad, procurándose el sabor, aroma y color característico de acuerdo a cada sabor procesado.
5. Las suspensiones de sabores naturales que se llegaron a secar, deben de estar estandarizados en cuanto a granulosis de la propia pulpa que tenga en su composición, pues en ocasiones las fallas en el producto no se deben ni a las condiciones de operación, ni a las fallas del equipo, sino a las cualidades físicas de el producto a secar.
6. Las suspensiones sintéticas con alto contenido de grasas en su composición requieren de una mayor temperatura de entrada, con lo que el ΔT final será mayor y por lo tanto menor será la resistencia a ser secada
7. Por el contrario, en las suspensiones con alto contenido de azúcares, se deberá tener cuidado en el manejo de la temperatura del aire, recomendándose manejar un intervalo menor y discreto para evitar la caramelización del polvo.
8. La solubilidad del polvo, como característica de calidad importante, esta en función de la viscosidad y de la densidad de la suspensión a secar (además de las condiciones de operación), pues al aumentar dichas propiedades, la solubilidad del polvo aumenta (mayores a 7 kg/s).
9. Así mismo, la humedad del polvo aumenta cuando mayor sea la viscosidad de la suspensión, pero, en caso contrario, al aumentar la densidad de la suspensión, disminuye la humedad del polvo (datos promedio de 1010 a 1110 Kg/m³ en el caso de la densidad y de 2.5E-03 a 0.3 Kg/m s para la viscosidad de la suspensión).
10. La densidad del polvo tiene un comportamiento esperado, pues al aumentar la temperatura de entrada del aire de secado, esta propiedad tiende a disminuir. El intervalo de manejo de esta temperatura esta en función de las propiedades químicas de la suspensión a secar.
11. Para el caso de la resistencia al secado y con ello, la eficiencia térmica de la operación, las propiedades que más influencia tienen es la viscosidad de la suspensión, la temperatura y la velocidad del aire de secado. Mientras mayor sea el intervalo de manejo, mayor será el coeficiente convectivo (a excepción de la temperatura del aire que en la mayoría de los casos esta en función inversa).

ANEXOS

A. MÉTODO TAGUCHI: INGENIERÍA DE CALIDAD

Al hablar en general del método Taguchi, se habla de las técnicas estadísticas empleadas. La definición de calidad es diferente a las definiciones dadas por otros exponentes de los conceptos de calidad total. Taguchi define a la calidad como "la mínima pérdida desde que el producto se embarca".

Taguchi desarrolló este método numérico en función de un factor muy importante en cualquier industria y desde cualquier punto de vista: las pérdidas de producto y con esto, de dinero, por las fallas que se tengan en un proceso que no ha sido bien diseñado. Taguchi encontró que la función de pérdida tiene una relación cuadrática con respecto a la característica de calidad y menciona para esto, tres tipos de características de calidad, las cuales son:

- ◆ *Nominal es mejor:* donde la capacidad es mayor cuando se acerca al valor nominal (color, acidez, °Brix, textura).
- ◆ *Mayor es mejor:* la calidad es mayor cuando la característica es mayor (eficiencia, atributos sensoriales (eficiencia, atributos sensoriales, vida útil).
- ◆ *Menor es mejor:* la calidad es mayor cuando la característica es menor (% defectos, índices microbiológicos de calidad).

El término de Ingeniería de Calidad se refiere a las actividades necesarias para incorporar en el desarrollo y la manufactura del producto a aquellos elementos que prevendrán la influencia de los factores externos que no pueden ser controlados, dando variación a un proceso o a las características de un producto, llamándole a estos factores "factores de ruido", los cuales pueden ser de tres tipos:

- ◆ *Factores de ruido exterior (medio ambiente, factores humanos).*
- ◆ *Factores de ruido interior (deterioro).*
- ◆ *Factores de ruido entre productos (imperfecciones de manufactura).*

El arreglo de los factores de control se denomina arreglo interno: para los factores de ruido, sería necesario colocar un arreglo externo en la que se considere los factores ruido y sus niveles.

El promedio de los factores activos deben ubicarse en los niveles de menor promedio de defectos. Estos factores nos permiten mover todos los resultados, hacia abajo o hacia arriba, mientras que los factores activos de la señal ruido nos permiten reducir la variabilidad.

A partir de todo esto, se deben de conocer las mejores y nuevas condiciones y realizar un experimento confirmatorio para verificar que las predicciones en el papel se cumplan.

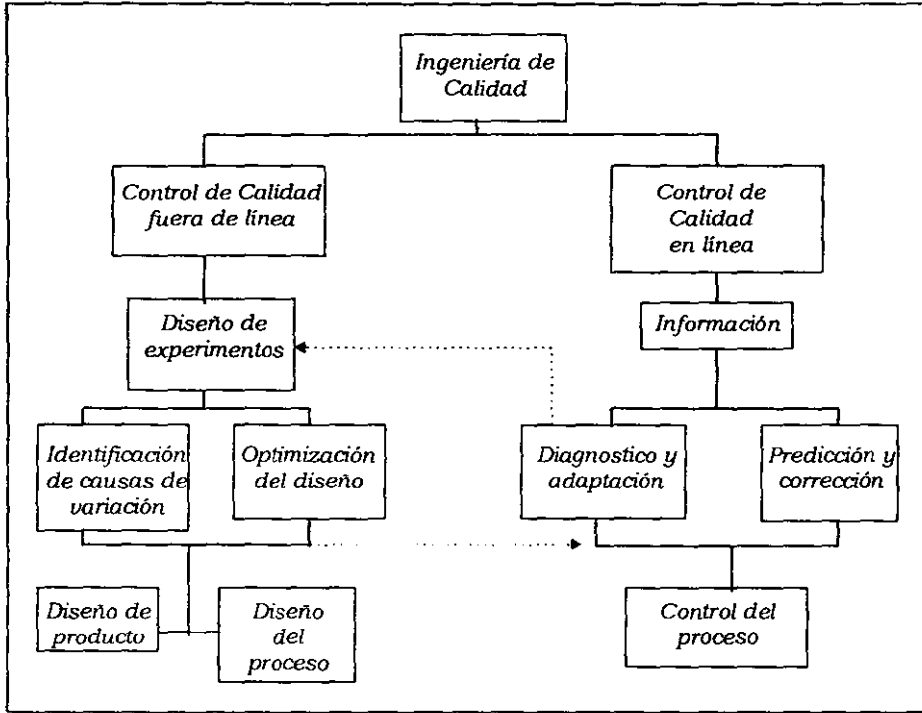
Cataloga dos áreas principales en la Ingeniería de Calidad: la fuera de línea, donde se refiere al trabajo de diseño o etapa de investigación en donde se diseñan tanto el producto como el proceso, y en línea, donde se mejora a un proceso de manufactura o producto ya establecidos. En ambos casos lo que se desea lograr son productos "robustos" o insensibles a esos "factores ruido".

Lo importante en el diseño de experimentos para Taguchi es encontrar a aquellas relaciones entre los diferentes factores o parámetros que afecten los resultados o que permitan seleccionar los niveles adecuados para lograr la "robustez". Estos parámetros o factores los divide en dos tipos: los factores de control y los factores de ruido. Ya hablamos de los factores ruido o de ruido, pero también Taguchi hizo mención de los factores de control, los cuales son los que podemos mover o ajustar para lograr nuestro objetivo, dentro de los cuales se encuentran:

- ◆ Aquellos que afectan la variación pero no afectan la medida.
- ◆ Los que no afectan la variación pero si afectan a la medida.
- ◆ Los que afectan a la variación y a la medida.
- ◆ Los que no afectan a la variación ni a la medida.
- ◆

La primera fase o diseño del desarrollo de experimentos, implica necesariamente el conocimiento de ingeniería, pues se deben de establecer claramente las características del producto que se desea optimizar, las relaciones existentes entre los factores e indicar cuales son los factores de control y cuales los factores de ruido. En la Ingeniería de Calidad en línea es importante involucrar a los operarios y personal directamente implicados en el problema para identificar los factores de control y de ruido, además de realizar el ya mencionado diagrama de Ishikawa y de Pareto o por medio de histogramas de frecuencia, los cuales son de mucha utilidad en esta etapa. La selección equivocada de factores llevará al fracaso del proyecto.

La Ingeniería de Calidad



Glen, S. 1993.

En la segunda etapa se desarrolla el diseño de parámetros, mediante el análisis de resultados de la experimentación utilizando el factor de la señal ruido, se seleccionan los niveles adecuados de los factores.

Para llevar a cabo la experimentación, Taguchi recomienda utilizar el uso de diseños ortogonales en lugar de diseños factoriales complejos u otros arreglos.

Diseños ortogonales

Esta es una de las herramientas más útiles para el diseño de experimentos en los proyectos de ingeniería; con esto se obtiene una buena planeación, un buen diseño, una experimentación controlada y el análisis de experimentos.

La primera ventaja que proporcionan, es la posibilidad de interrelacionar los factores en estudio, pues para cada nivel de cualquier factor tienen el mismo número de ocurrencia, lo que constituye un experimento balanceado (de ahí el término ortogonal). Permite que el efecto de un factor en estudio sea separado de los efectos

que den otros factores, dando como resultado que los resultados sean reproducibles. Otra ventaja que tiene este método es su eficiencia para abatir costos, pues como se trata de un arreglo balanceado, no todas las combinaciones de todos los factores deben de ser probadas.

Los arreglos ortogonales tienen una nomenclatura especial para describirlos. La ecuación que los identifica es:

$$L_A (B^C)$$

en donde:

- A : representa el número de corridas experimentales o combinaciones de los factores que se pueden manejar en el experimento.
- B : indica el número de niveles en cada columna.
- C : indica el número de columnas disponibles dentro del arreglo.

Para la selección de un arreglo ortogonal, dependiendo de los factores y sus niveles de variación, es necesario que se haga el cálculo de los grados de libertad requeridos.

Grados de Libertad

Los grados de libertad se definen como el número de comparaciones que se requieren sin ser reiterativo para derivar una conclusión. Para el cálculo de los grados de libertad necesarios para los factores e interacciones dentro de cada arreglo ortogonal, se aplican algunas ecuaciones. Para el cálculo de los grados de libertad requeridos por un factor (gl_f), se dice que estos son igual al número de niveles a manejar dentro del experimento menos uno:

$$gl_f = \text{número de niveles} - 1$$

Los grados de libertad de las interacciones (gl_i) de un factor con otro (PxQ), se calcula como un producto cruzado:

$$gl_i (PxQ) = (\text{no. de niveles factor P} - 1) \times (\text{no. de niveles factor Q} - 1)$$

Con estos dos valores, ya se pueden calcular los grados de libertad totales (gl_T):

$$gl_T = gl_f + gl_i$$

Con el número de grados de libertad totales se elige el arreglo ortogonal, con la condición de que el número de corridas experimentales (o el valor del subíndice A), sea mayor o igual que los grados de libertad.

Gráficos Lineales

El gráfico lineal da flexibilidad al arreglo ortogonal. Es una representación gráfica para asignar los factores bajo investigación y las interacciones correspondientes entre estos, con lo que se puede estudiar las interacciones entre los factores experimentales así como los efectos en cada factor individualmente.

Estos están contruidos por nodos, los cuales representan una columna dentro del arreglo ortogonal, donde un factor fue asignado. Las líneas de unión entre un nodo y otro representan la interacción entre ambos factores. El número que acompaña el segmento de línea se refiere a la columna dentro del arreglo en la cual la interacción debe de ser asignada. Dependiendo del tamaño del arreglo ortogonal, puede haber gráficos lineales complejos y múltiples para cada caso.

Con todo esto, su técnica menciona que un producto mejor no es aquel que cumple las especificaciones y que tiene cero defectos, sino aquel que tiene menor variación y se acerca más al valor nominal de la característica medida, por lo que el principal enemigo a vencer es la variabilidad. El control estadístico y la inspección son procesos que por sí mismos no mejoran la calidad, sino que es necesario reducir la variabilidad del proceso a través de la experimentación, donde el método Taguchi es de gran utilidad.

B. ANOVA

1. Para el presente trabajo, se planteo en un inicio un arreglo ortogonal L_{18} , en donde el número de interacciones para los tres niveles queda de la siguiente forma

FACTOR	NIVEL 1	NIVEL 2	NIVEL 3
A	$\Sigma X^* A_1$	$\Sigma X^* A_2$	$\Sigma X^* A_3$
B	$\Sigma X^* B_1$	$\Sigma X^* B_2$	$\Sigma X^* B_3$
C	$\Sigma X^* C_1$	$\Sigma X^* C_2$	$\Sigma X^* C_3$
D	$\Sigma X^* D_1$	$\Sigma X^* D_2$	$\Sigma X^* D_3$
E	$\Sigma X^* E_1$	$\Sigma X^* E_2$	$\Sigma X^* E_3$
F	$\Sigma X^* F_1$	$\Sigma X^* F_2$	$\Sigma X^* F_3$

2. Calcular los totales por nivel, mediante:

$$XT_1 = XA_1 + XB_1 + \dots + XF_1$$

$$XT_2 = XA_2 + XB_2 + \dots + XF_2$$

$$XT_3 = XA_3 + XB_3 + \dots + XF_3$$

3. Calcular el gran total:

$$X_{TT} = XT_1 + XT_2 + XT_3$$

4. Calcular la suma de los cuadrados para los efectos principales :

$$SA = ((XA_1)^2 + (XA_2)^2 + (XA_3)^2 / N) - (X_{TT}^2 / N_T)$$

donde

N = Números de experimentos por nivel.

N_T = Números de experimentos totales.

5. Calcular la suma de los cuadrados de las interacciones:

$$SAB = (((XAB_{11})^2 + (XAB_{12})^2 + (XAB_{21})^2 + (XAB_{22})^2) / N) - (X_{TT}^2 / N_T)$$

donde

NA = Números de experimentos por subnivel.

6. Construir la tabla de ANOVA para cada una de las variables.
7. Descartar los factores en que su porcentaje de participación sea menor a 1%.
8. Determinar la sumatoria de la suma de los cuadrados de los factores que hayan sido eliminados y sus grados de libertad.
9. Construir la tabla de los niveles óptimos - Mayor es mejor para cada variable de respuesta.

COLUMNA	FACTOR	MEJOR NIVEL	CONTRIBUCIÓN
Total			
Promedio			
Aprovechamiento			

Para la construcción de estas tablas se emplean las siguientes ecuaciones:

- Cuadrado medio de los factores eliminados.

$$CM_{\text{Fact. Elm.}} = SC_{F.E.} / \text{Grados de libertad}_{F.E.}$$

- Cálculo de F

$$F = CM_{\text{Factor}} / CM_{F.E.}$$

- Recálculo de % de participación

$$\% = (CM_{\text{Factor}} - CM_{F.E.}) / ST$$

El valor de F es reportado por tablas al 95% con los grados de libertad $_{\text{factor}}$ y $_{\text{gl}_{F.E.}}$.

C. ALGUNOS SABORES SECADOS Y SUS CONDICIONES DE OPERACIÓN UTILIZADAS

MUESTRA	Masa susp. (Kg)	Masa polvo Kg)	T° de entrada (°C)	T° de salida (°C)
Mantequilla	3	0.7175	170	75
Uva	3	0.914	180	85
Carne de res	3	0.98	180	90
Mantequilla	3	0.68	175	80
Fram Yop	3	0.945	180	90
Mantequilla	3	0.74	170	80
Tomate	3	0.84	170	80
Azahar	3	0.88	185	90
Naranja	3	1	175	80
Maiz	3	0.7	180	90
Uva	3	0.892	180	90
Chamoy	5	0.7	170	75
Limón	3	0.8	175	80
Chamoy	5	1	170	75
Pollo	3	1	185	95
Grasa	3	0.754	170	80
Mandarina	3	0.75	175	85
Cola	3	0.899	180	90
Camarón	3	0.84	185	90
Camarón	3	0.791	180	85
Camarón	3	0.791	185	95
Mandarina	3	1.01	190	90
Mandarina	3	0.85	190	85
Cajeta	3	0.848	185	85
Blue Berry	3	0.867	185	85
Uva	3	0.901	180	85
Pollo	6.5	2.1	185	95
Chocolate	3	0.7	190	90
Chamoy	3	0.3	170	75
Mandarina	3	0.82	185	90
Mandarina	3	0.807	180	90
Nuez	6	1.75	180	80
Uva	3	0.741	185	85
Crema ácida	3	0.68	180	90
Pollo	6	2.11	185	95
Leche	3	0.84	180	80
Blue Berry	3	0.89	185	85

D. NOMENCLATURA

β	coeficiente volumétrico de expansión [s^{-1}]
ξ	energía molecular de atracción de A y B
δ	límite capa frontera
γ	tensión superficial del líquido [N/m]
φ	resistencia friccional [kg/s ²]
ϕ	Diámetro del ciclón o del ducto [m]
μ_1 o μ_s	viscosidad de la suspensión [kg/m s]
μ_a	viscosidad del aire [kg/m s]
λ_0	calor latente a la temperatura de referencia (0°C) [kcal/kg]
ρ_s	densidad de la suspensión [kg/m ³]
$\partial T / \partial X$	gradiente de temperaturas en dirección del flujo de calor
ρ_1	densidad de la partícula [kg/m ³]
ρ_2	densidad del aire [kg/m ³]
η_{EVAP}	eficiencia evaporativa
ρ_L	densidad del líquido [kg/m ³]
ρ_s o ρ_p	densidad de la partícula [kg/m ³]
η_{TOTAL}	eficiencia total de secado
A	componente A
A _C	es el área de sección transversal normal a la dirección del flujo de calor [m ²]
A _w	actividad de agua
B	componente B
Bi	número de Biot
C _A	concentración molar de A
C _{A1}	concentración molecular en el punto uno [kgmol A/m ³]
C _{A2}	concentración molecular en el punto dos [kgmol A /m ³]
C _B	concentración molar de B
C _D	coeficiente de arrastre
C _F	fuerza centrífuga [N]
C _v	concentración promedio total en la zona de turbulencia [kgmol/m ²]
C _p	calor específico o capacidad calorífica [kcal/kg°C]
C _{pA}	capacidad calorífica del componente A a presión constante [kcal/kg°C]
C _{pA} o C _A	
C _{pV} o C _v	calor específico del aire seco, calor específico del vapor de agua [kcal/kg°C]
C _{pB}	capacidad calorífica del componente B a presión constante [kcal/kg°C]
C _{pl}	calor específico del líquido [kcal/kg°C]
C _{ps}	calor específico del sólido [kcal/kg°C]
C _s o C _H	calor húmedo [kcal/kg°C]
C _T	constante para la ecuación de BET
D ₉₅	diámetro en el que se incluye por debajo del 95% de gotas asperjadas [m]
D _{AB} o D _v	Difusividad molecular [m ² /s]
D _d	diámetro del disco [m]

D_M	diámetro máximo de la población de gotas asperjadas [m]
D_p o D	diámetro de la partícula [m]
D_{vs}	diámetro medio Sauters [m]
F	coeficiente de transferencia de masa [mol/s m ²]
$F(KT / \epsilon_{AB})$	Fuñón de choque
Fo	número de Fourier
g	aceleración por la gravedad [m/s ²]
G	gasto másico de alimentación [kg/h]
G_a o G_s	gasto másico del aire seco [kg aire seco/h]
Gr	número de Grashof
H	humedad absoluta ó específica [kg agua/kg aire seco]
h	altura de los canales del disco rotacional [m]
$H.R.$	humedad relativa
H_a	humedad absoluta del aire [kg agua/kg aire seco]
hc ó h	coeficiente convectivo de transferencia de calor [kcal/kg °C h m ²]
H_{G1} , H_{G2}	entalpía del gas en la entrada y a la salida del secador [kcal/kg]
Hp	humedad absoluta porcentual
H_s	humedad de saturación [kg agua/kg aire seco]
H_{s1} , H_{s2}	entalpía de la alimentación y del polvo [kcal/kg]
H_w	humedad de saturación a temperatura de bulbo húmedo [kg agua/kg sólido seco]
k	constante relacionada con la energía de las moléculas
K^1	constante en función del atomizador y las condiciones de operación (0.37-0.40)
K_c o k_d	es la conductividad térmica del material [kcal/h m °C]
k_g	coeficiente de transferencia de masa [mol/m ² s]
K_H	constante de Boltzman
L	perímetro húmedo [m]
L_s	calor latente a la temperatura de saturación adiabática [kcal/kg]
L_w	calor latente a la temperatura de bulbo húmedo [kcal/kg]
m	masa de la partícula [kg]
M_A , M_B	pesos moleculares de A y B
M_i	porciento de alimentación
M_p	flujo de masa periférica por el total de humedad [kg/s m]
M_s	moles de soluto
M_w	peso molecular del agua.
N	velocidad del disco [r.p.m.]
n	número de canales en el disco atomizador
N_A	difusividad molecular de A
N_B	difusividad molecular de B
N_{TR}	grado de transferencia
Nu	número de Nusselt
P	presión de vapor del alimento a una temperatura [N/m ²]
p^2	densidad del líquido [kg/m ³]
P_A	presión parcial de A [N/m ²]
Pe	número de Peclet
P_o o P_A	presión de vapor de agua a la temperatura T° [N/m ²]
Pr	número de Prandalt
P_T o P_t	presión total [N/m ²]

p_v	presión parcial de vapor de agua en el sistema [N/m ²]
p_w	presión de vapor del agua a la temperatura del aire [N/m ²]
p_{wB}	presión de vapor saturado de agua en la superficie de la gota [N/m ²]
q	rapidez de transferencia de calor [J/s]
Q_L	calor perdido en el secado [kcal/h]
q_s	flujo de calor en la interfase [J/s]
q_T	calor total de transferencia de calor en la interfase [J/s]
r	radio de la partícula [m]
R	constante de la ley de los gases (8314.3 kg m ² /mol kg s ²)
R_2	límite radial del flujo volumétrico [m]
Ra	número de Rayleigh
r_{AB}	separación molecular durante el choque [nm]
Re	número de Reynolds
Sc	número de Schmid
Sh	sólido húmedo [kg]
Sh	número de Sherwood
S_s	cantidad de sólidos secos [kg/s]
St	número de Stanton
t	tiempo [s]
T	temperatura absoluta en K
T_{alim}	temperatura de alimentación [°C]
T_{amb}	temperatura ambiente [°C]
T_{ent}	temperatura de entrada del aire al secador [°C]
T_{sal}	temperatura de salida del aire del secador [°C]
T_α	temperatura del fluido o temperatura del medio de enfriamiento [°C]
T_a	temperatura ambiente [°C]
T_{av}	temperatura de evaporación [°C]
T_G	temperatura del gas [°C]
T_i	temperatura de entrada del aire [°C]
T_o	temperatura de referencia
T_s	temperatura de saturación adiabática [°C]
T_{ss}	temperatura del sólido [°C]
U	coeficiente global de transferencia de calor [kcal/h m ² °C]
v	velocidad del aire [m/s]
V	volumen [m ³]
V_H o V_h	volumen húmedo [m ³ /kg]
V_L	velocidad máxima del líquido [m/s]
v_o	velocidad axial del disco [m/s]
V_p	velocidad periférica [m/s]
V_R o V_T	velocidad terminal del aire [m/s]
V_r	velocidad de la partícula en dirección radial [m/s]
v_t	velocidad del gas en dirección tangencial [m/s]
V_t o N_c	velocidad tangencial del aire [m/s]
W	humedad del sólido [Kg agua/kg sólido seco]
W_c	contenido de humedad crítico [kg agua/kg sólido seco]
W_m	humedad de monocapa
x	cantidad o porcentaje de agua, o longitud lineal
X	humedad del sólido

x, y	constantes
X_1, X_2	kilogramos de agua por kilogramos de sólido seco
Y	humedad encontrada según el caso, tanto a la entrada como a la salida del aire [kg vapor agua/kg aire seco]
Y'	humedad absoluta del aire [kg vapor agua/kg aire seco]
Y_1	cantidad de humedad en el aire a la entrada [Kg vapor agua / Kg aire seco]
Y_1', Y_2'	humedad absoluta del aire.
Y_2	cantidad de humedad en el aire a la salida [Kg vapor agua / Kg aire seco]
Y_s	humedad de saturación en la temperatura superficial del líquido [Kg vap agua/kg aire seco]
Z_F	film efectivo de masa ó distancia teórica [nm]

BIBLIOGRAFÍA

1. Abarca, Y. Contribución del análisis de las transferencias internas de masa y calor. Tesis Q.F.B. U.N.A.M. 1985.
2. Aditivos y Auxiliares de fabricación en las Industrias Agroalimentarias. Editorial Acibia S.A. Zaragoza España 1988.
3. Arizmendi, F. Aplicación de propiedades reológicas y funcionales de polisacáridos y proteínas en alimentos. Tesis Ingeniería en Alimentos FES-C. U.N.A.M. 1996.
4. Avances en Operaciones Unitarias en la Industria Alimentaria. PUAL-U.N.A.M. 1991.
5. Backhurst, R. Problemas sobre Transferencia de Calor y Masa. Editorial El Manual Moderno. México 1979.
6. Baduí, S. Química de los Alimentos. Editorial Alhambra México 1994.
7. Baltas, L. Performance Predictions for a Cocurrent Spray Dryer. AIChE Journal. September 1969. Vol 15. No. 5.
8. Bird, B. Fenómenos de Transporte de Materia, Energía y cantidad de Movimiento. Ed. Reverte S.A. México 1997.
9. Brennan, J. Las Operaciones de la Ingeniería de los Alimentos. Editorial Acibia, Zaragoza España 1980.
10. Briffa, F. Entrainment of air into a Liquid Spray. AIChE Journal. July 1966. Vol. 12. No. 4.
11. Brown, T. Química: La Ciencia Central. Prentice - Hall. Hispanoamericana S.A. México 1992.
12. Carrera, P. Estudio del Transporte Simultáneo de calor y masa en el Secado por Aspersión. Tesis Ing. en Alimentos FES-C - U.N.A.M.
13. Castellan, G. Fisicoquímica. Adisson -Wesley Publishing Co. U.S.A. 1980.
14. Control de Calidad de productos Agropecuarios. Manuales para educación agropecuaria. Editorial Trillas. México 1983.
15. Cuevas, J. Secado de leche en polvo. LICONSA. México 1990.
16. Chapra, S. Métodos Numéricos para Ingenieros. Mc Graw Hill. México 1988.

17. Charm, S. Fundamentos de la Ingeniería en Alimentos. Avi U.S.A. 1993.
18. Dean, R. The rates of evaporation of spray drying. University of Wisconsin. A.I.Ch.E Journal. Vol. 30, No. 12, Año 1975.
19. Desrosier, N. Elementos de Tecnología de Alimentos. CECCSA. México 1987.
20. Due, J. Agglomeration instanting and spray drying. Food Technology. Vol. 32, No. 15, Año 1975.
21. Earle, R. Ingeniería de los Alimentos. Editorial Acribia. Zaragoza España 1967.
22. Escamilla, P. Aplicación del secado por aspersion para la obtención de extracto de yuca en polvo. Tesis Ingeniería en Alimentos F.E.S.-C, U.N.A.M. 1996.
23. Fellows, Peter. Tecnología del Procesado de Alimentos: principios y prácticas. Editorial Acribia, Zaragoza España 1994.
24. Food Technology. Encapsulation System for flavor and color. May 1995. Vol. 49. No. 5.
25. Foust, A. Principles of Unit Operation. U.S.A. 1990.
26. Gaitan, L. Obtención de un extracto y secado por aspersion de tamarindo y su aplicación en diferentes productos alimenticios. Tesis Q.F.B. U.N.A.M 1985.
27. Gawin, W. Basic Concepts of Spray Dryer Design. AIChE Journal. Julio 1976. Vol 22, No. 4.
28. Gearkoplis, C. Fenómenos de Transporte y Operaciones Unitarias. Editorial C.E.C.S.A. México 1994.
29. González, E. Secado por Aspersion de Espumas de Caseinato de Sodio. Tesis Ing. Químico. U.N.A.M 1970.
30. Greenwald, C. The effects oh design and operating conditions on particle morfology for spray dryer food. Depto. of Chemical, University of California, año 1980.
31. Handbook of Industrial Drying. Editorial Mc Hill University. U.S.A. 1980.
32. Hayslett, T. Estadística Simplificada. Co. General de Editores. México 1979.
33. Heath, Henry. Source book of flavors, U.S.A. 1981.

34. Henglen, F. Tecnología Química. Editorial Urmo, S.A. España 1980.
35. Hewitt, G. Process Heat Transfer. Begell House. U.S.A. 1994.
36. Jan, O. Heat and mass transfer in spray drying. Mc Hill University. Canadá 1975.
37. Jowitt, E. Physical properties of foods. Publishers London and New York 1983.
38. Karel, M. Physical principles of Food Preservation. Part II. Marcel Denker Inc. U.S.A. 1975.
39. Kneule, F. El Secado: Enciclopedia de la Tecnología Química. VIMO, S.A. España 1985.
40. Kreith, F. Principles de Transfer of Heat. Herrero Hnos. Sucesores S.A. México 1970.
41. Marcus, K. Physical Principles of Food Preservation, Part II. Marcel Decher Inc. U.S.A. 1975.
42. Masters, K. Spray Drying. Library of Congress Cataloging. U.K. 1978.
43. Mc Cabe, W. Unit Operations of Chemical Engineering. Mc Graw Hill. U.S.A. 1977.
44. Mille, I. Freud John. Probabilidad y Estadística para Ingenieros. Prentice Hall. Editorial Hispanoamericana S.A. México 1992.
45. Muller, H. Introducción a la Reología de los Alimentos. México 1978.
46. Ostle, B. Estadística Aplicada. Editorial Limusa. México 1974.
47. Parra, S. Optimización de una torre de secado por aspersión con boquillas en una planta de detergente. Tesis I.Q. U.N.A.M. 1981
48. Perry, E. Manual del Ingeniero Químico. Mc Graw Hill. México 1993.
49. Potter, N. Food Science. Avi Publishing Co. U.S.A. 1980
50. Ranz, W. Evaporation of drops. University of Wisconsin. Chemical Engineering Progress. Vol. 48, No. 4, Año 1960.
51. Romero, F. The Effects of gas injection on the Efficiency of Thermal Energy Utilization in Spray Drying. Journal of Food Process Engineering. Año 1986. Vol. 8.

-
52. Schulz, D. Polymers as Rheology Modifiers. ACS Symposium Series 462. American Chemical Society, Washington D.C. 1994.
53. Seltzer, E. Spray Drying of foods. *AIChE Journal*. Vol. 30, No. 8, 1985.
54. Spencer, A. Matemáticas para Ingeniería. C.E.C.S.A. México 1980.
55. Stuart, G. Taguchi methods: a hands-on approach. Adison - Wesley Publishing Co. U.S.A. 1993.
56. Tecnología Alimentaria. El método Taguchi. Vol. 26, No. 5, Año 1991.
57. Toledo, R. Fundamentals of Food Process Engineering. Avi Publishing Co. U.S.A. 1975.
58. Treybal, E. Operaciones de Transferencia de Masa. De. Mc Graw Hill México 1985.
59. Ulrich, G. Diseño y Economía de los procesos de Ingeniería Química. Nueva Editorial Interamericana S.A. de C.V. México 1986.
60. Vasseur, W. Milk Production and processing. C.E.C.S.A. México 1978.
61. Veisseyre, R. Lactología Técnica. Editorial Acribia. Zaragoza España 1986.
62. Villafuerte, E. Determinación de una ecuación empírica de Transferencia de Calor durante el Secado por Aspersión a partir del desarrollo de los patrones de flujo. Tesis Ingeniería en Alimentos FES-C. U.N.A.M. 1993.
63. Wallace, V. Food Deshydration. The Avi Publishing Co. S.A. 1973.
64. Wancho, R. Direct Contact Heat Transfer with phase change: motion of evaporating droplets. *AIChE Journal*. September 1984. Vol. 30. No. 5.
65. Yasuhiko, H. An analytic model of direct contact heat transfer in spray columns. Depto. of Mechanical Engineering. University Yokohama, Japón. Vol. 37, No. 4, Año 1991.
66. Yildiz, B. Elements of Heat Transfer. Mc Graw Hill. U.S.A. 1988.