

00568



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO

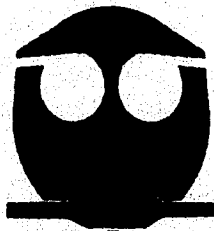
**METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE
SECADORES POR ASPERSIÓN EN LA
INDUSTRIA DE PROCESO**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA
(INGENIERÍA DE PROYECTOS)

QUE PRESENTA:

ING. JOSÉ MARIO GUTIÉRREZ RAMÍREZ



MÉXICO, D.F. A 15 DE FEBRERO DE 1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

TITULO DE LA TESIS:

**METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES
POR ASPERSION EN LA INDUSTRIA DE PROCESO**

JURADO ASIGNADO:

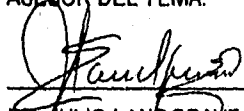
Presidente: Dr. Constantino Alvarez Fuster
Primer Vocal: M. en C. Leticia Lozano Ríos
Secretario: M. en C. Helio García del Río
Primer Suplente: M. en C. Martha Imelda Moreno Bravo
Segundo Suplente: Ing. José Antonio Ortiz Ramírez

LUGAR DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

**FACULTAD DE QUIMICA. UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO**

MEXICO, D.F.

ASESOR DEL TEMA:



DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO

SUSTENTANTE:



ING. JOSÉ MARIO GUTIÉRREZ RAMÍREZ



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DIRECCIÓN

LIC. ANTONIO DÍAZ GARCÍA
Jefe de la Unidad de Registro e Información.
Ciudad Universitaria
Presente.

Me es grato informarle que el alumno JOSÉ MARIO GUTIÉRREZ RAMÍREZ, presentará próximamente su examen para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (Ingeniería de Proyectos) ante el siguiente Jurado:

Presidente:	Dr. Constantino Alvarez Fuster
Primer Vocal	M. en C. Leticia Lozano Ríos
Secretario:	M. en C. Helio García del Río
Primer Suplente:	M. en C. Martha Imelda Moreno Bravo
Segundo Suplente:	Ing. José Antonio Ortiz Ramírez

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Ciudad Universitaria, D. F. 29 de marzo de 1996.


DR. ANTONIO GARRIZ RUIZ
Director.

C.c.p. Integrantes del Jurado
C.c.p. Coordinador de Área
C.c.p. Departamento de Control Escolar
C.c.p. Interesado
*ggm.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

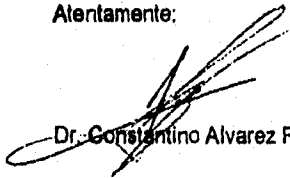
México D.F., a 29 de Abril de 1996

ASUNTO: VOTO DE APROBACIÓN DE TESIS

DR. GUSTAVO GARCÍA DE LA MORA
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
FACULTAD DE QUÍMICA
P R E S E N T E .

Por medio de la presente hago de su conocimiento que como miembro del jurado, otorgo mi voto aprobatorio de la tesis intitulada: "Metodología para el Diseño de Secadores por Aspersión en la Industria de Proceso", presentada por el Ing. José Mario Gutiérrez Ramírez.

Atentamente:


Dr. Constantino Alvarez Fuster

c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero
Coordinador de la Maestría de Ingeniería de Proyectos



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

México D.F., a 29 de Abril de 1996

ASUNTO: VOTO DE APROBACIÓN DE TESIS

DR. GUSTAVO GARCÍA DE LA MORA
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
FACULTAD DE QUÍMICA
P R E S E N T E .

Por medio de la presente hago de su conocimiento que como miembro del jurado, otorgo mi voto aprobatorio de la tesis intitulada: "Metodología para el Diseño de Secadores por Aspersión en la Industria de Proceso", presentada por el Ing. José Mario Gutiérrez Ramírez.

Atentamente:

M. en C. Leticia Lozano Ríos

c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero

Coordinador de la Maestría de Ingeniería de Proyectos



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

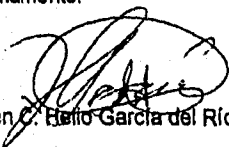
México D.F., a 29 de Abril de 1996

ASUNTO: VOTO DE APROBACIÓN DE TESIS

DR. GUSTAVO GARCÍA DE LA MORA
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
FACULTAD DE QUÍMICA
P R E S E N T E .

Por medio de la presente hago de su conocimiento que como miembro del jurado, otorgo mi voto aprobatorio de la tesis intitulada: "Metodología para el Diseño de Secadores por Aspersión en la Industria de Proceso", presentada por el Ing. José Mario Gutiérrez Ramírez.

Atentamente:



M. en C. Hélio García del Río

c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero
Coordinador de la Maestría de Ingeniería de Proyectos



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

México D.F., a 29 de Abril de 1996

ASUNTO: VOTO DE APROBACIÓN DE TESIS

DR. GUSTAVO GARCÍA DE LA MORA
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
FACULTAD DE QUÍMICA
P R E S E N T E .

Por medio de la presente hago de su conocimiento que como miembro del jurado, otorgo mi voto aprobatorio de la tesis intitulada: "Metodología para el Diseño de Secadores por Aspersión en la Industria de Proceso", presentada por el Ing. José Mario Gutiérrez Ramírez.

Atentamente:

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Martha Imelda Moreno Bravo'.

M. en C. Martha Imelda Moreno Bravo

c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero
Coordinador de la Maestría de Ingeniería de Proyectos



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

México D.F., a 29 de Abril de 1996

ASUNTO: VOTO DE APROBACIÓN DE TESIS

DR. GUSTAVO GARCÍA DE LA MORA
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO
FACULTAD DE QUÍMICA
P R E S E N T E .

Por medio de la presente hago de su conocimiento que como miembro del jurado, otorgo mi voto aprobatorio de la tesis intitulada: "Metodología para el Diseño de Secadores por Aspersión en la Industria de Proceso", presentada por el Ing. José Mario Gutiérrez Ramírez.

Atentamente:



Ing. José Antonio Ortiz Ramírez

c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero

Coordinador de la Maestría de Ingeniería de Proyectos



MAESTRIA
EN 
**INGENIERIA
DE
PROYECTOS**

GENERACION 95

**QUE VAYA MI AGRADECIMIENTO PARA AQUELLAS PERSONAS QUE
HICIERON POSIBLE EL LOGRO DE LA PRESENTE TESIS.**

GRACIAS A MIS COMPAÑEROS DE LA MAESTRÍA POR SU APOYO.

**GRACIAS A MI MENTOR Y ASESOR DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO
POR SU APOYO INCONDICIONAL.**

**GRACIAS A TODOS LOS PROFESORES DE LA MAESTRÍA POR
COMPARTIR SU CONOCIMIENTO.**

**GRACIAS A ESE MUNDO DE CINCO PERSONAS QUE ESTUVIERON
CONMIGO EN LOS MOMENTOS PRECISOS: ROSA, ADRIAN TERESA,
MARISOL Y A UN ÁNGEL QUE ME VIGILA TODO EL TIEMPO: FAUSTINO.
POR SU AMOR, COMPRENSIÓN, TERNURA Y APOYO GRACIAS.**

ING. JOSÉ MARIO GUTIÉRREZ RAMÍREZ

ÍNDICE

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL.....	i
ÍNDICE DE FIGURAS.....	iv
ÍNDICE DE DIAGRAMAS.....	v
ÍNDICE DE TABLAS.....	vi
CAPÍTULO I	
INTRODUCCIÓN	
I.1 OBJETIVO.....	1
I.2 ALCANCE.....	1
I.3 ANTECEDENTES.....	1
I.4 CONTENIDO.....	2
CAPÍTULO II	
PRINCIPIOS BASICOS DEL PROCESO DE SECADO POR ASPERSIÓN	
II.1 SECADO.....	4
II.2 PRINCIPIOS DE SECADO POR ASPERSIÓN.....	7
II.2.1 HUMEDAD DE EQUILIBRIO Y HUMEDAD LIBRE.....	7
II.2.2 HUMEDAD LIGADA Y HUMEDAD NO LIGADA.....	7
II.2.3 CONTENIDO DE HUMEDAD EN BASE HUMEDA.....	8
II.2.4 CONTENIDO DE HUMEDAD EN BASE SECA.....	8
II.2.5 AIRE SECO.....	9
II.2.6 AIRE HÚMEDO.....	9
II.2.7 AIRE SATURADO.....	9
II.2.8 HUMEDAD ABSOLUTA.....	9
II.2.9 HUMEDAD DE SATURACIÓN.....	9
II.2.10 HUMEDAD RELATIVA.....	10
II.2.11 CALOR HÚMEDO.....	10
II.2.12 ENTALPIA.....	11
II.2.13 TEMPERATURA DE BULBO SECO.....	11
II.2.14 TEMPERATURA DE SATURACIÓN ADIABATICA.....	11
II.2.15 TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO.....	11
II.2.16 PUNTO DE ROCÍO.....	12
II.2.17 VOLÚMEN HÚMEDO.....	13
II.2.18 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.....	22
II.2.19 BALANCE DE HUMEDAD.....	24
II.2.20 BALANCE DE CALOR.....	24
II.2.21 EFICIENCIA TÉRMICA.....	25
II.3 SECADO POR ASPERSIÓN.....	27
II.3.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE SECADORES POR ASPERSIÓN.....	29

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO II	
FIGURA II.1 HUMEDAD	16
FIGURA II.2 VELOCIDAD DE SECADO.....	21
FIGURA II.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN UN SECADOR.....	23
FIGURA II.4 PASO DEL PRODUCTO Y DEL AIRE DE SECADO A TRAVÉS DE UN CICLO ABIERTO.....	32
FIGURA II.5 PASO DEL PRODUCTO Y DEL AIRE DE SECADO A TRAVÉS DE UN CICLO CERRADO.....	33
FIGURA II.6 (a) PASO DEL PRODUCTO Y DEL AIRE DE SECADO EN UN CICLO SEMICERRADO CON CALENTAMIENTO DIRECTO.....	34
FIGURA II.6 (b) PASO DEL PRODUCTO Y DEL AIRE DE SECADO EN UN CICLO SEMICERRADO CON CALENTAMIENTO INDIRECTO.....	35
CAPÍTULO III	
FIGURA III.1 ETAPAS DEL SECADO POR ASPERSIÓN.....	37
FIGURA III.2 ATOMIZADORES.....	38
FIGURA III.3 ARREGLOS DE CÁMARAS DE SECADO A CONTRACORRIENTE ..	42
FIGURA III.4 SECADOR DE FLUJO A CONTRACORRIENTE.....	44
FIGURA III.5 SECADOR DE FLUJO MIXTO.....	45
FIGURA III.6 SECADOR DE FLUJO MIXTO.....	46
FIGURA III.7 FLUJOS TÍPICOS EN SECADORES POR ASPERSIÓN.....	47
CAPÍTULO IV	
FIGURA IV.1 a) GUIA DE SELECCIÓN DE SECADORES TIPO BATCH.....	59
FIGURA IV.1 b) GUIA DE SELECCIÓN DE SECADORES TIPO BATCH.....	60
FIGURA IV.1 c) GUIA DE SELECCIÓN DE SECADORES TIPO CONTINUO.....	61
FIGURA IV.1 d) GUIA DE SELECCIÓN DE SECADORES TIPO CONTINUO.....	62
FIGURA IV.2 DIAMETRO MÁXIMO DE PARTÍCULA.....	70
FIGURA IV.3 DISCOS USADOS EN EL ESTUDIO DE ATOMIZACIÓN.....	73
FIGURA IV.4 a) TRAYECTORIA DE LA GOTA.....	81
FIGURA IV.4 b) ZONAS DE SECADO.....	82
FIGURA IV.5 VELOCIDAD DE LOS FLUIDOS.....	84
FIGURA IV.6 VOLUMEN DE LA CÁMARA DE SECADO.....	93
FIGURA IV.7 DESPLAZAMIENTO A TRAVÉS DE LA CÁMARA DE SECADO.....	95
FIGURA IV.8 ARREGLO DE LA CÁMARA DE SECADO.....	99
CAPÍTULO V	
FIGURA V.1 ARREGLO DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN.....	108
FIGURA V.2 TIPO DE BOQUILLAS EN EL SECADO POR ASPERSIÓN.....	110
FIGURA V.3 FORMACIÓN DE LA GOTA EN EL ESPREADO.....	112
FIGURA V.4 BOQUILLAS EN EL SECADO POR ASPERSIÓN.....	113
FIGURA V.5 EVENTOS MORFOLÓGICOS.....	114
FIGURA V.6-a ARREGLO TIPO I.....	116
FIGURA V.6-b ARREGLO TIPO II.....	117

ÍNDICE

CAPÍTULO VI	
METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN	
VI.1 METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN.....	133
VI.2 SISTEMA RECOLECTOR DEL PRODUCTO.....	137
VI.2.1 GENERALIDADES.....	137
VI.3 CICLONES.....	138
VI.3.1 CALCULO DEL CICLÓN.....	141
VI.4 OTROS EQUIPOS AUXILIARES.....	147
VI.5 MÉTODO CORTO PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN.....	148
VI.5.1 EJEMPLO DEL METODO CORTO.....	150
CAPÍTULO VII	
CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)	
VII.1 PROCESO DE OBTENCIÓN DE SULFATO DE MANGANESO.....	151
VII.1.1 MATERIAS PRIMAS.....	151
VII.1.2 MEZCLADO Y REACCIÓN.....	152
VII.1.3 NEUTRALIZACIÓN.....	152
VII.1.4 FILTRACIÓN.....	153
VII.1.5 ESPREADO Y SECADO.....	154
VII.1.6 MANEJO DE PRODUCTO.....	155
VII.1.7 GENERACIÓN DE VAPOR.....	156
VII.1.8 SUMINISTRADO DE GAS.....	157
VII.1.9 GENERACIÓN DE AIRE.....	157
VII.1.10 COMBUSTIBLE.....	157
VII.1.11 AGUA DE PROCESO Y SERVICIOS AUXILIARES.....	158
VII.1.12 AGUA CONTRA INCENDIO Y SISTEMAS DE SEGURIDAD.....	158
VII.2 CÁLCULO DE LA TORRE DE SECADO.....	159
VII.2.1 BALANCE DE AGUA.....	159
VII.2.2 BALANCE DE CALOR.....	160
VII.2.3 DIMENSIONAMIENTO.....	161
VII.2.4 DIAMETRO DE ORIFICIO.....	162
VII.2.5 CÁLCULO DE BOQUILLAS.....	164
VII.2.6 TAMAÑO DE PARTÍCULA.....	166
CAPÍTULO VIII	
CONCLUSIONES.....	178
CAPÍTULO IX	
NOMENCLATURA.....	180
CAPÍTULO X	
BIBLIOGRAFÍA.....	184

ÍNDICE

CAPÍTULO III

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.1 ETAPAS DEL SECADO POR ASPERSIÓN.....	36
III.1.1 ATOMIZACIÓN.....	36
III.1.2 CONTACTO DEL MEDIO SECANTE CON LA ALIMENTACIÓN.....	39
III.1.3 VAPORIZACIÓN DEL SOLVENTE DE LAS PARTÍCULAS.....	50
III.1.4 RECUPERACIÓN DEL POLVO SECO.....	50
III.2 VARIABLES DEL SECADO POR ASPERSIÓN.....	51
III.2.1 NATURALEZA DEL PRODUCTO SECADO.....	52
III.2.2 SELECCIÓN DEL MÉTODO DE ATOMIZACIÓN.....	55
III.2.3 SELECCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN ADECUADA.....	55
III.2.4 TEMPERATURA DE SECADO.....	56
III.2.5 NECESIDAD DE ENFRIAMIENTO DE GAS SECUNDARIO.....	56
III.2.6 REMOCIÓN DEL PRODUCTO.....	56
III.2.7 RECUPERACIÓN DE POLVOS.....	57

CAPÍTULO IV

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

IV.1 MEDIOS DE ASPERSIÓN.....	58
IV.1.1 BOQUILLAS.....	66
IV.2 CÁLCULO DE LA DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE PARTÍCULA.....	67
IV.3 CÁLCULO DE LA DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE LA GOTA (DTG) EN BOQUILLAS.....	70
IV.3.1 BOQUILLAS NEUMÁTICAS.....	71
IV.3.2 BOQUILLAS A PRESIÓN.....	71
IV.3.3 DISCOS ROTATORIOS.....	72
IV.4 DIMENSIONAMIENTO DE LA CÁMARA DE SECADO POR PARTÍCULA.....	83
IV.4.1 BOQUILLAS NEUMÁTICAS.....	84
IV.4.2 BOQUILLAS A PRESIÓN.....	89
IV.4.3 DISCOS ROTATORIOS.....	89
IV.5 DIMENSIONAMIENTO DE LA CÁMARA DE SECADO.....	92
IV.5.1 ATOMIZACIÓN CON BOQUILLAS NEUMÁTICAS O A PRESIÓN.....	92
IV.5.2 DISCOS ROTATORIOS.....	99
IV.6 CONDICIONES DE OPERACION DE LA CÁMARA DE SECADO.....	101

CAPÍTULO V

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

V.1 EQUIPOS DE LOS SECADORES POR ASPERSIÓN.....	108
V.2 BOQUILLA DE ASPERSIÓN.....	109
V.3 TIPOS DE ARREGLOS PARA SECADORES POR ASPERSIÓN.....	115
V.4 ATOMIZADOR NEUMÁTICO.....	117

ÍNDICE

FIGURA V.7 ATOMIZADOR NEUMÁTICO.....	118
FIGURA V.8 ATOMIZADOR DE ALTA CAPACIDAD.....	121
FIGURA V.9 CORTE SECCIONAL DE UN ATOMIZADOR DE ALTA CAPACIDAD..	122
FIGURA V.10 DISTRIBUCIONES DE TEMPERATURA EN (°C).....	123
FIGURA V.11 SELECCIÓN DEL POSIBLE DISEÑO.....	124
FIGURA V.12 ARREGLO GENERAL DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN.....	131
FIGURA V.13 ARREGLO GENERAL DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN.....	132
FIGURA V.14 ARREGLO GENERAL DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN.....	132
FIGURA V.15 ARREGLO GENERAL DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN.....	132
FIGURA V.16 ARREGLO GENERAL DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN.....	132
CAPÍTULO VI	
FIGURA VI.1 METODOLOGÍA ESQUEMATICA.....	136
FIGURA VI.2 CICLÓN TÍPICO.....	140
FIGURA VI.3 % DE EFICIENCIA DE MOTOR.....	145
FIGURA VI.4 VELOCIDAD DEL MOTOR.....	146
FIGURA VI.5 CALCULO DE ΔT	149
CAPÍTULO VII	
FIGURA VII.1 CARACTERÍSTICAS DEL ESPREADO EN FUNCIÓN DEL FLUJO.....	165
FIGURA VII.2 DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE PARTÍCULA.....	167

ÍNDICE DE DIAGRAMAS

ANEXO 1.....	168
GE-001 DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO.....	169
GE-002 DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO.....	170
GE-003 DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO.....	171
GE-004 DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACIÓN, PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO.....	172
GE-005 DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION, PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO.....	173
GE-006 DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION, PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO.....	174
GE-007 TABLA DE BALANCE DE MATERIALES.....	175
GE-008 TABLA DE BALANCE DE MATERIALES.....	176
GE-009 TABLA DE BALANCE DE MATERIALES.....	177

ÍNDICE

ÍNDICE DE TABLAS

CAPÍTULO II
TABLA II.1 CLASIFICACIÓN DE SECADORES..... 6

CAPÍTULO IV
TABLA IV.1 SUPERFICIE DE PARTÍCULAS ESFERICAS CONTRA TAMAÑO DE P.. 63
TABLA IV.2 CRITERIOS DE SELECCIÓN DE ATOMIZADORES..... 64
TABLA IV.3 RELACIÓN DEL TIPO DE ATOMIZADORES CON TIPO ASPERSADO.. 65
TABLA IV.4 DENSIDAD DE LA SOLUCIÓN Y FACTOR DE CORRECCIÓN..... 66
TABLA IV.5 ESPECIFICACIONES DE DISCOS ROTATORIOS..... 74
TABLA IV.6 PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS MATERIALES ASPERSADOS..... 75
TABLA IV.7 PROPIEDADES DE LOS DISCOS..... 75
TABLA IV.8 TRAYECTORIA DEL ASPERSADO..... 77
TABLA IV.9 EQUIPOS PARA HACER GIRAR A LOS DISCOS..... 79
TABLA IV.10 TIEMPO DE RESIDENCIA 97

CAPÍTULO V
TABLA V.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE BOQUILLAS A PRESIÓN..... 119
TABLA V.2 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE BOQUILLAS CON DOS FLUIDOS..... 119
TABLA V.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE ATOMIZADORES ROTATORIOS..... 120
TABLA V.4 TIPOS DE ARREGLOS Y CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO..... 125

CAPÍTULO VI
TABLA VI.1 EQUIPO Y TAMAÑO DE PARTÍCULA..... 138
TABLA VI.2 CICLÓN TÍPICO..... 143

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

I.1 OBJETIVO:

Proporcionar una metodología para especificar, seleccionar y diseñar un secador por aspersion en la industria de proceso.

I.2 ALCANCE:

Se consideran flujos elevados de materiales a secar, como es el caso de "commodities", por lo que en esta tesis se incluyen únicamente secadores a presión atmosférica y los sistemas propuestos tendrán alta eficiencia pues incorporan "tecnología de punta" para las bases de diseño establecidas.

I.3 ANTECEDENTES

A consecuencia del crecimiento del país, la demanda de materias primas para la elaboración de productos intermedios y finales se ha incrementado en los últimos años. Y como ejemplo se tiene el incremento en la importación de productos en la industria minera. Como un caso específico, se tiene al sulfato de manganeso grado agrícola, que ha sufrido un aumento del 18% anual en las importaciones durante los últimos 5 años y una tendencia de crecimiento en el consumo del 5% anual para los próximos años.⁽¹⁾

INTRODUCCIÓN

Para la explotación, proceso, distribución y comercialización del mineral de manganeso y sus derivados en el país, se cuenta aproximadamente con 17 compañías mayores, repartidas principalmente en las áreas de Coahuila, Colima, Chihuahua, Hidalgo, San Luis Potosí y Zacatecas.⁽¹⁾

Durante mis estudios de maestría, realicé una serie de proyectos parciales relacionados con el diseño preliminar de una planta de sulfato de manganeso de 23,000 Ton/año, y consideré pertinente profundizar y complementar algunos aspectos relacionados con el diseño de la torre de secado de una planta productora de sulfato de manganeso para la elaboración de esta tesis. Cabe mencionar que la presente tesis integra, en buena medida, los conocimientos y los trabajos realizados a través de las materias más importantes de la Maestría, tales como: Ingeniería de Procesos, Ingeniería Económica de Proyectos, Ingeniería de Detalle, Diseño de Equipo, Ingeniería de Costos, Ingeniería de Servicios e Integración de Plantas.

1.4 CONTENIDO

Para la investigación bibliográfica se han considerado diferentes fuentes: Literatura abierta y Chemical Abstracts, bases de datos conteniendo información comercial y de proveedores de equipo y bancos de patentes a nivel nacional y del exterior.

INTRODUCCIÓN

La metodología para el diseño de secadores por aspersión en la industria de proceso que esta tesis propone consiste en: Realización del balance de materia y energía en el secador para determinar el consumo de servicio de aire caliente requerido; estipulación de parámetros de diseño para un caso específico, de acuerdo a reglas heurísticas para unas bases de diseño establecidas; presentación de correlaciones para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor y masa, así como velocidades de crecimiento y caída del gránulo formado; secuencia de cálculo detallada, representación gráfica de resultados de dimensionamiento; procedimiento de verificación y congruencia del diseño.

El índice de la presente tesis incluye los principios básicos del proceso de secado por aspersión y una guía para selección de los secadores, así como especificaciones, parámetros y criterios típicos de diseño para diferentes sistemas de secado por aspersión; también incluye una metodología para el diseño de equipos modernos de alto rendimiento aplicado a un caso específico, que es la torre de secado de la planta de sulfato de manganeso antes mencionada.

CAPÍTULO II

**"PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE
SECADO POR ASPERSIÓN"**

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

II.1 SECADO

Por lo general, el término "secado" se refiere a la eliminación de humedad en una sustancia por procedimientos térmicos. El término "secado" se aplica tan fácil e incongruentemente que es necesario restringir su significado en el análisis del tema.

La definición anterior distingue el secado de la extracción de humedad de sólidos por medios mecánicos, pero no establece ninguna diferencia con respecto a la evaporación, en la cual se utiliza calor para evaporar grandes cantidades de agua de soluciones o suspensiones. El secado y la evaporación se diferencian por el aparato empleado para realizar la operación y porque en los procesos de evaporación se eliminan, por lo general, cantidades mucho mayores de líquido por hora que en los procesos de secado, así como en el contenido final de solvente presente en el producto deseado.

Daremos un ejemplo del caso que nos ocupa. Una solución puede "secarse" esparciéndola en forma de pequeñas gotas en un gas caliente y seco, lo que provoca la vaporización del líquido; sin embargo la evaporación de la solución mediante ebullición, hasta sequedad en ausencia de un gas para arrastrar la humedad por lo común se considera una operación de secado. Si esta última operación no se hubiera realizado hasta sequedad, es decir, si únicamente se hubiera concentrado la solución por medio de la expulsión del solvente se consideraría una evaporación. La concentración termina normalmente antes de que el producto comience a precipitar.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

De lo anterior podemos deducir que el término secado implica la transferencia de un líquido procedente de un sólido húmedo o una solución generalmente en una corriente gaseosa no saturada, hasta que el estado físico netamente un sólido. Es decir, cuando un sólido húmedo se pone en contacto con el aire de menor humedad que la correspondiente a la de equilibrio con el contenido de humedad del sólido, éste tiende a perder humedad y secarse hasta alcanzar el equilibrio con el aire. Una vez obtenido éste el término secado es relativo y significa solamente que hay una reducción en el contenido de humedad desde un valor inicial hasta otro final en dicho sólido.

Para la elección de un método de secado es preciso tener en cuenta la naturaleza de la sustancia y su estado: sólido, líquido, pastoso, en caldo, papilla. Desde el punto de vista de la economía y de la explotación, un producto solo debe tratarse en función de las características exigidas. Para satisfacer toda exigencia, se han estudiado numerosos procedimientos de secado y aparatos que se distinguen esencialmente unos de otros por el modo de aportación de calor, ya sea por conducción, convección o radiación.

Un método de clasificación de los secadores se basa en el procedimiento para transmitir el calor al sólido húmedo y revela diferencias en el diseño y el funcionamiento de los secadores. En la **TABLA II.1** se muestra esquemáticamente la clasificación anterior.⁽²⁰⁾

En los secadores de contacto directo, el secado se produce adiabáticamente. El secado por aspersión se encuentra en esta categoría.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

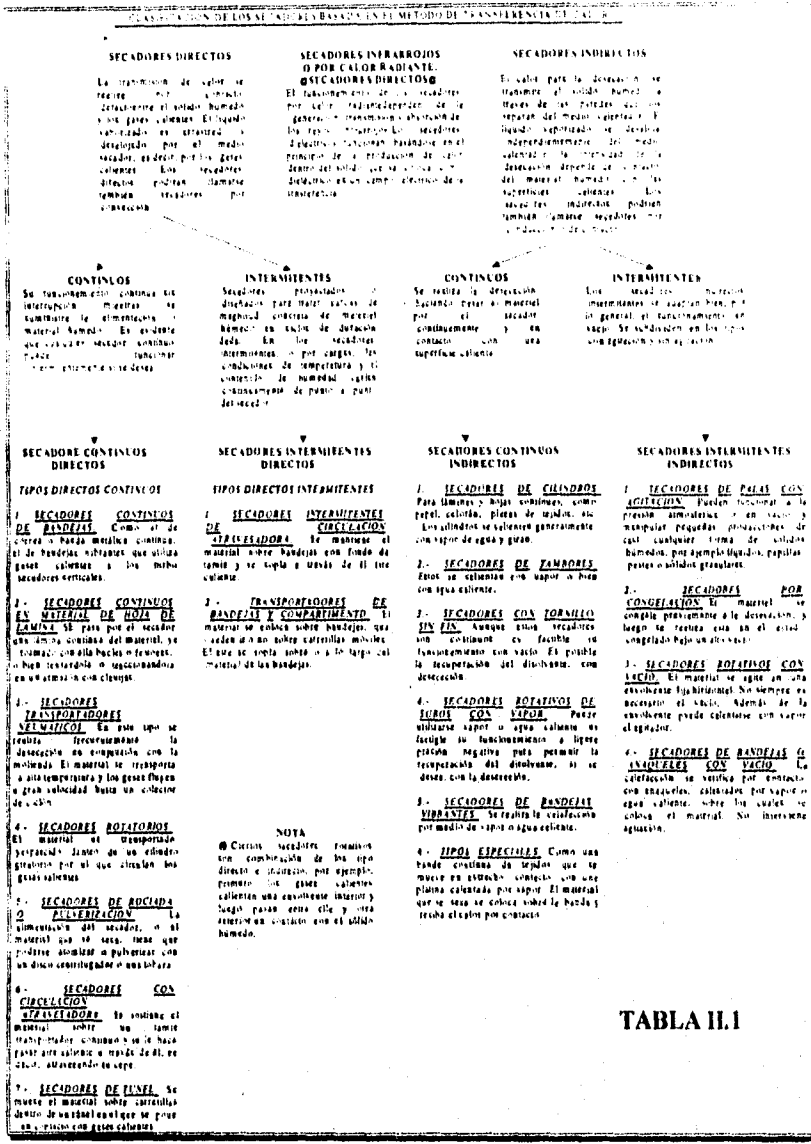


TABLA II.1

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

II.2 PRINCIPIOS DEL SECADO POR ASPERSIÓN

Siendo el secado la remoción de la humedad de un sólido por medios térmicos, es necesario definir los diferentes términos que se utilizan para describir el contacto de humedad de las sustancias. ^(21, 22, 24)

II.2.1 HUMEDAD DE EQUILIBRIO Y HUMEDAD LIBRE

El aire que entra en un secador, rara vez está totalmente seco, sino que tiene algo de vapor de agua y posee, por tanto, una determinada humedad relativa. El contenido en humedad de un sólido que sale del secador no puede ser inferior al correspondiente al equilibrio con la humedad del aire que entra. Esta porción de líquido, contenida en el sólido húmedo, que no puede ser separada por el aire de entrada, a causa de su humedad, se llama humedad de equilibrio del sólido.

La humedad libre es la diferencia entre el contenido total de agua del sólido y el contenido total de agua en el equilibrio. Así la humedad total es X_T y la humedad de equilibrio X^* , la humedad libre X viene dada por:

$$X = X_T - X^* \quad \dots(1)$$

II.2.2 HUMEDAD LIGADA Y HUMEDAD NO LIGADA

Humedad ligada se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio menor que la del líquido puro a la misma temperatura.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

Las sustancias que contienen humedad ligada se llaman frecuentemente higroscópicas.

El agua retenida en pequeños capilares, absorbida por el sólido o que está químicamente unida con los sólidos (agua de recristalización), cae dentro de la categoría de humedad ligada.

Humedad no ligada se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.

La distinción entre humedad ligada y no ligada depende del material entre sí, mientras que la distinción entre humedad libre y la de equilibrio dependen de las condiciones de secado.

II.2.3 CONTENIDO DE HUMEDAD EN BASE HUMEDA

El contenido de humedad de un sólido o solución en general, se describe en función del porcentaje en peso de humedad; a menos que se indique otra cosa, se sobreentiende que está expresado en base húmeda, es decir:

$$(\text{kg humedad} / \text{kg sólido húmedo}) \times 100.$$

II.2.4 CONTENIDO DE HUMEDAD EN BASE SECA

Se expresa como: (kg humedad / kg sólido seco).

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

II.2.5 AIRE SECO

Es el aire atmosférico excluido de vapor de agua.

II.2.6 AIRE HÚMEDO

Es el aire con cierto contenido de vapor de agua.

II.2.7 AIRE SATURADO

Es aquel que está en equilibrio con el líquido a la temperatura del aire.

II.2.8 HUMEDAD ABSOLUTA (Y)

Es el peso de vapor de agua contenidos por unidad de peso de gas libre de vapor. Depende solamente de la presión parcial del vapor de agua en la mezcla cuando se fija la presión total. La humedad absoluta es por consiguiente:

$$Y = \frac{18}{29} \left(\frac{P_w}{P_r - P_w} \right) \quad \dots(2)$$

II.2.9 HUMEDAD DE SATURACIÓN (Y_s)

El vapor se encuentra en equilibrio con el líquido. De acuerdo con la ley de Dalton, la presión parcial del vapor en un gas saturado es igual a la presión

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

de vapor del líquido a la temperatura del gas. Entonces, la ecuación (2) se transforma en:

$$Y_s = \frac{18}{29} \left(\frac{P_w^o}{P_T - P_w^o} \right) \quad \dots(3)$$

II.2.10 HUMEDAD RELATIVA (Y_{REL})

Es la relación entre la presión parcial del vapor y la presión de vapor del líquido a la temperatura del gas. Generalmente se expresa sobre una base porcentual de forma que la humedad 100% corresponde al gas saturado y la del 0% al gas seco. Por definición:

$$Y_{REL} = 100 \frac{P_w}{P_w^o} \quad \dots(4)$$

II.2.11 CALOR HÚMEDO (C_s)

Es el calor requerido para elevar la temperatura de una unidad de masa de aire y su vapor de agua 1 °C a presión constante. Se expresa de la siguiente manera:

$$C_s = 0.24 + 0.46 Y \quad \dots(5)$$

El calor húmedo es usado para calcular el calor necesario para elevar las temperaturas de las mezclas aire-vapor de agua en donde:

$$\Delta H_s = m C_s \Delta T \quad \dots(6)$$

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

II.2.12 ENTALPIA (H)

La entalpia de una mezcla de aire y vapor de agua es la suma de la entalpia del aire y la entalpia del vapor. Como sabemos, las entalpias son relativas a un nivel dado de referencia (T_r), tomando éste punto de referencia como aire y agua líquida a 0 °C (32 ° F) para el sistema vapor de agua-aire:

$$H_s = (0.24 + 0.46Y)(T - T_r) + \lambda Y \quad \dots(7)$$

II.2.13 TEMPERATURA DE BULBO SECO (T)

Es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada en la forma ordinaria por inmersión de un termómetro en la mezcla.

II.2.14 TEMPERATURA DE SATURACIÓN ADIABÁTICA (T_{sa})

Es la temperatura de estado estable que se logra cuando se pone en contacto una gran cantidad de agua con el gas de entrada. Mediante un balance de calor del proceso, se obtiene la ecuación.

$$T - T_{sa} = (Y_{sa} - Y) \frac{\lambda_{sa}}{C_p} \quad \dots(8)$$

II.2.15 TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO (T_w)

Es la temperatura de estado estable y no de equilibrio que se alcanza cuando se pone en contacto una pequeña cantidad de agua con una corriente

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

continua de gas no saturada en condiciones adiabáticas. Puesto que la cantidad del líquido es pequeña, la temperatura y la humedad del gas no cambia, contrariamente a lo que sucede en el caso de saturación adiabática, donde la temperatura de la humedad del gas sí varían.

Efectuando los balances de calor convenientes se llega a la siguiente expresión:

$$T - T_w = (Y_w - Y) \frac{\lambda_w}{k_y} \quad \dots(9)$$

Los datos experimentales del valor (λ_w/k_y) llamada relación psicrométrica, muestran que mezclas de vapor de agua-aire, el valor es aproximadamente 0.96-1.005. Puesto que éste valor es cercano al C_s , en la ecuación (8) y (9) son iguales lo que significa que las líneas de saturación adiabática también pueden usarse como líneas de bulbo húmedo con una precisión bastante razonable. Obsérvese que esto sólo es cierto para vapor de agua-aire y no para otros sistemas.

II.2.16 PUNTO DE ROCÍO

Es la temperatura límite a la cual el aire húmedo debe ser enfriado a presión y humedad constante, en la que aparece la primera gota.

El punto de rocío está relacionado con los datos de presión de vapor, donde la presión de vapor en el punto de rocío es:

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

$$P_{wTP}^o = P_w^o Y_{REL} \quad \dots(10)$$

II.2.17 VOLÚMEN HÚMEDO (V_H)

El volúmen de masa unitaria de gas seco y de vapor acompañante a la temperatura y presión dominantes. Para una mezcla la ley de gases ideales da el volúmen húmedo como:

$$V_H = 359 \left(\frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{1}{P_T} \left(\frac{T(^{\circ}F) + 460}{492} \right) \quad \dots(11)$$

Una representación gráfica muy útil, que muestra las propiedades de las mezclas de un gas permanente y un vapor condensable es el diagrama de humedad (carta psicrométrica).

En las cartas psicrométricas generalmente la abscisa es la temperatura de bulbo seco (T), la ordenada es la humedad absoluta (Y) y el parámetro es la humedad relativa (Y_{REL}). Así mismo, encontramos volúmenes de aire (húmedo y seco) contenido total de calor, temperatura de bulbo húmedo (T_w) y temperatura de saturación adiabática (T_{sa}).

El sistema vapor de agua-aire las líneas de enfriamiento adiabático y las de bulbo húmedo coinciden, en otros sistemas T_w excede a la de saturación adiabática.

Las humedades absolutas de los sistemas de vapor de agua-aire a presión atmosférica son leídas en las cartas psicrométricas. Las humedades

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

absolutas a presiones diferentes de una atmósfera pueden ser calculadas por la siguiente expresión:

$$Y_{(B)} = Y_{(A)} + 0.622 P_w^o \left(\frac{1}{P_T - P_w^o} - \frac{1}{760 - P_w^o} \right) \quad \dots(12)$$

onde:

$Y_{(B)}$ = Humedad absoluta a la presión B.

$Y_{(A)}$ = Humedad absoluta a la presión A.

P_w^o = Presión de vapor a la temperatura del gas.

Las ecuaciones (2) y (12) tienen un uso importante en sistemas cerrados y semicerrados dentro de los cálculos del secador por aspersion para determinar la composición de agua o vapor del disolvente de salida del depurador para recircularlo a la cámara de secado. Esta composición del vapor es el punto de partida para calcular el flujo de gas secante requerido para obtener la velocidad de operación especificada, y la composición de salida del gas de la cámara de secado.

Los conceptos anteriores serán de gran utilidad en la comprensión del fenómeno de secado analizado.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

El mecanismo de flujo de humedad a través de la gota durante el secado por aspersión es difusional, complementado por flujo capilar. Las características del secado de la gota depende de si se está evaporando humedad ligada o humedad no ligada. Mientras exista humedad no ligada, el secado se lleva a cabo a velocidad constante, y se mantendrá mientras la velocidad de difusión de la humedad dentro de la gota aspersada sea suficientemente rápida para mantener saturada la superficie. Cuando la difusión de la humedad dentro de la gota y el flujo capilar no mantengan estas condiciones, se llega a un punto crítico y entonces la velocidad de secado disminuye hasta que alcanza el contenido de humedad de equilibrio. El contenido de humedad de equilibrio permanecerá constante mientras el producto sea expuesto a la misma temperatura y humedad atmosférica.

En la **FIGURA II.1** se muestra lo expresado anteriormente.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

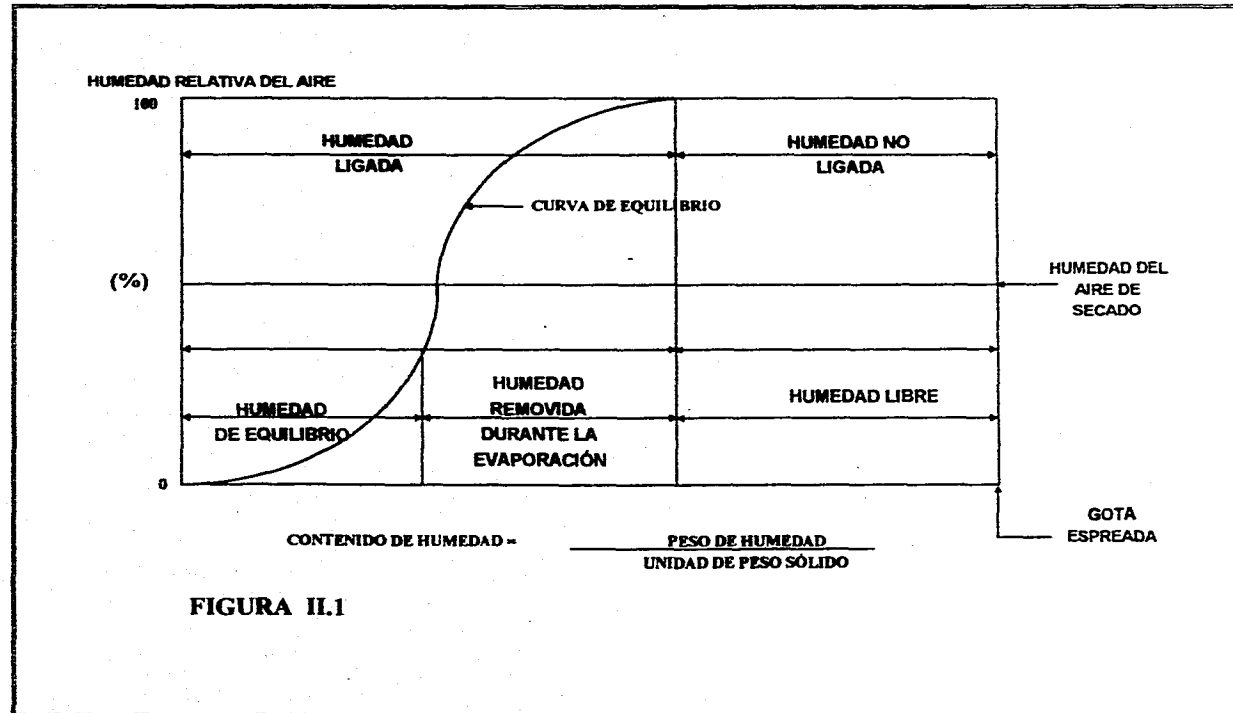


FIGURA II.1

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

Como la mayoría de las operaciones de secado, el proceso de secado por aspersión puede subdividirse en periodos. El primer período es caracterizado por la evaporación del líquido libre en la superficie. El segundo, por evaporación de o a través de la estructura sólida, la cual se forma en un punto intermedio del proceso. (8)

En general, la concentración del soluto es inicialmente uniforme en la gota; los gradientes de concentración se elevan y hay difusión del solvente hacia la superficie y del soluto hacia el centro. Además, ya que en la mayoría de los casos la gota decrece su tamaño, el soluto en la capa superficial se contrae por la interfase retrayente (gas-sólido), la cual es impermeable al soluto.

Si la velocidad de evaporación fuera constante en la superficie entera de la gota, los gradientes de concentración dentro de ésta deberían tener simetría esférica. Sin embargo si la velocidad de evaporación no es la misma en toda la superficie de acuerdo a la teoría de la capa envolvente y demostrada experimentalmente por Frosling (9), se tiene que la velocidad de evaporación varía de un máximo en el punto de choque con el gas, en el frente de la gota, hacia un mínimo en alguna latitud más allá del ecuador, en la parte contraria del choque. Consecuentemente el perfil de concentraciones no es tan simple.

Superimpuestas al flujo, debidas a la difusión, pueden haber circulaciones internas debido a los gradientes de densidad causadas por temperaturas, concentración y por el mismo aire.

Pueden presentarse también rotaciones de las gotas. Luego, si hay suficiente rapidez y suerte, tenderían a restaurar la simetría esférica. Sin

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

embargo, si la gota no tiene inicialmente rotación y si su velocidad relativa está en la dirección de la gravedad, la velocidad de evaporación máxima producirá una alta concentración de soluto en el frente de la gota. Esto ordinariamente producirá una mayor densidad que la promedio en el frente de la gota, lo cual ayuda a la estabilidad contra la rotación.

Se ha establecido que la concentración del soluto en la superficie no permanece uniforme pero crece uniformemente de su valor inicial. Debido a que la velocidad de evaporación es casi constante y la concentración de la superficie se incrementa, la velocidad de acumulación de la superficie crece.

Cuando la concentración en la superficie alcanza el valor de saturación, no puede continuar incrementándose y el soluto tiene que depositarse como fase sólida. Consecuentemente, si la concentración del soluto en la superficie pudiera ser expresada como función del tiempo y condiciones del secado, el tiempo de formación de la fase sólida podría predecirse.

Si se fuera riguroso, el modelo se complicaría por la falta de simetría esférica y por la circulación interna.

Usando este concepto del proceso como base y considerando transferencia interna solo por difusión, podemos expresar la concentración del soluto en la superficie como una función del tiempo y condiciones de secado, y estimar el tiempo de formación de la fase sólida. Una función tomaría en cuenta la falta de simetría esférica en y alrededor de la gota, así como la circulación interna. Sin embargo, su inclusión hace el problema tan complejo que es casi irresoluble.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

La adición de calor a una partícula húmeda es insuficiente por sí sola para producir un secado satisfactorio. La eliminación de humedad de la partícula depende de la humedad del aire secante alrededor de la gota. Para mantener altas velocidades de secado, el aire frío y húmedo debe ser reemplazado de los alrededores de la gota y reemplazados con aire caliente y de baja humedad.

La presión parcial en el aire que ejerce el vapor de agua es de gran importancia en el secado, debido a que ejerce una fuerza contraria al secado. La presión de vapor es gobernada únicamente por la temperatura y está directamente relacionada con las velocidades de secado.

La fuerza impulsora para la evaporación de la humedad de una superficie saturada es la diferencia entre la presión de vapor del agua a la temperatura de la superficie y la presión parcial del vapor de agua en el aire de los alrededores, es decir, $(P_w^s - P_w)$.

Esta fuerza impulsora puede ser expresada igualmente en términos de la diferencia en humedad en la superficie saturada (Y_s) y la humedad del aire (Y), es decir, $(Y_s - Y)$. La ecuación (2) relaciona la presión parcial del vapor de agua en el aire de los alrededores a la humedad absoluta (Y). En la superficie saturada, la presión parcial del agua es igual a su presión de vapor por lo que podemos sustituir P_w por P_w^s y obtenemos Y_s ,⁽²⁵⁾

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

La velocidad de transferencia de masa de una superficie de masa de una superficie saturada es:

$$\frac{dY}{d\theta} = K_g A(Y_s - Y) = K_g A(P_{w_s}^o - P_w) \quad \dots(13)$$

En el equilibrio dinámico, la velocidad de transferencia de calor es igual al múltiplo de la velocidad de transferencia de masa por el calor latente de vaporización (λ). La velocidad de transferencia de calor de la superficie saturada es:

$$\frac{dQ}{d\theta} = h_c A(T_D - T_{w_s}) = \frac{dW}{d\theta} \lambda \quad \dots(14)$$

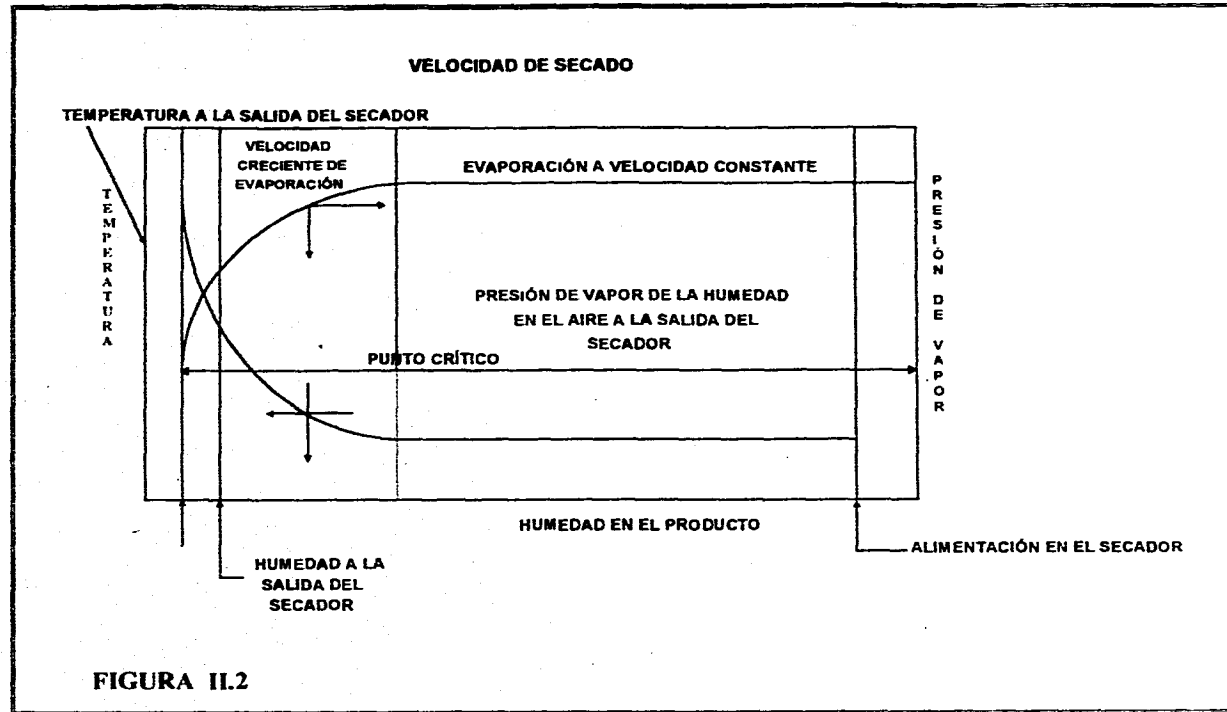
Combinando las ecuaciones (13) y (14):

$$h_c(T_D - T_{w_s}) = K_g(Y_s - Y)\lambda \quad \dots(15)$$

Los coeficientes h_c y K_g están incorporando al calor húmedo (C_s) en el número de Lewis, el cual es 1 (uno) para los sistemas aire-vapor de agua, por lo que resulta que las líneas de enfriamiento adiabático coinciden con la temperatura de bulbo húmedo en las cartas psicrométricas.

Si graficamos las variaciones de velocidad de vaporización, con los cambios de temperatura de la gota y de presión de vapor que acompañan a la vaporización conforme a la humedad de la gota decrece se obtiene la gráfica que se representa a continuación (FIGURA II.2).

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO



PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

En ella se representa el cambio de temperatura de una gota que contiene 50% de humedad y que se pone en contacto con el aire caliente.

Como podemos ver en la gráfica, el producto extraído del secador mucho antes de que alcance o se aproxime mucho a la temperatura del aire de salida del secador.

La presión de vapor durante el período inicial de secado es la que corresponde a la temperatura de bulbo húmedo. Esta presión de vapor se mantiene constante durante la vaporización a velocidad constante. Cuando se alcanza el punto crítico la velocidad de vaporización decrece, entonces la presión de vapor también disminuye.

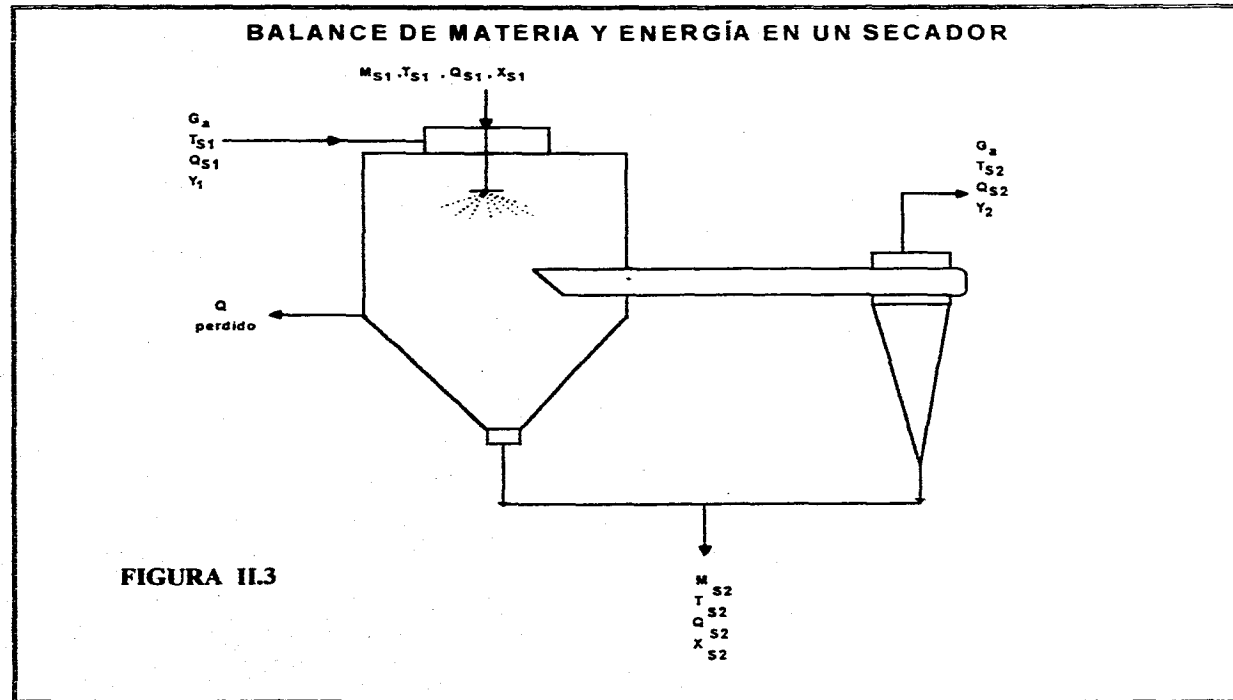
II.2.18 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Los datos de temperatura y flujo de aire y producto nos sirven para evaluar el secador, y éstos se pueden obtener de los balances de masa y calor.

Los balances se efectuarán en función de unidad de masa de sólido seco. ⁽²⁵⁾

A continuación se muestra el diagrama clásico de los balances de materia y energía de un secador por aspersion. **(FIGURA II.3)**

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO



PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

II.2.19 BALANCE DE HUMEDAD

Humedad que entra en la alimentación = $M_1(X)_1$

Humedad que entra en el aire caliente = $G_a(Y)_1$

Humedad que sale del secador en el producto "seco" = $M_2(X)_2$

Humedad que sale del secador en el aire secante = $G_a(Y)_2$

Cuando no hay acumulación de producto en la cámara:

$$\text{ENTRADA} = \text{SALIDA}$$

Entonces:

$$M_{11}(X)_1 + G_a(Y)_1 = M_{22}(X)_2 + G_a(Y)_2 \quad \dots(16)$$

Donde $M_{11} = M_s$ y M la misma del sólido seco.

$$\delta M_s [(X)_1 - (X)_2] = G_a (Y_2 - Y_1) \quad \dots(16-a)$$

II.2.20 BALANCE DE CALOR

A través de un procedimiento similar al balance de materia:

Entalpia del aire que entra al secador = $G_a(H_a)_1$

Entalpia de la alimentación = $M_1(H_s)_1$

Entalpia del aire de salida = $G_a(H_a)_2$

Entalpia del sólido seco = $M_2(H_s)_2$

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

$$\text{CALOR QUE ENTRA} = \text{CALOR QUE SALE} + \text{PERDIDAS}$$

Entonces:

$$G_a(H_s)_1 + M_s(H_s)_1 = G_a(H_s)_2 + M_s(H_s)_2 + Q_L \quad \dots(17)$$

Donde Q_L = Calor perdido a través de la estructura y expresado por la siguiente expresión de transferencia de calor:

$$Q_L = U A \Delta T \quad \dots(18)$$

Para cámaras bien aisladas las pérdidas de calor son mínimas.

La entalpia de alimentación esta dada por:

$$(H_s)_1 = C_p \Delta T + (X_s)_1 C_{p_s} \Delta T \quad \dots(19)$$

La entalpia del medio secante se expresa como:

$$H_s = C_s \Delta T + \lambda Y \quad \dots(20)$$

II.2.21 EFICIENCIA TÉRMICA

La eficiencia térmica es una expresión de la operación del secado por aspersión y en términos prácticos está relacionada al calor requerido para producir una unidad de masa de producto seco a las especificaciones deseadas. La eficiencia térmica del secador depende de las temperaturas de operación. ⁽²⁵⁾

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

Se define como la razón:

$$\eta = \frac{\text{Calor usado en la evaporación}}{\text{Calor suministrado}} \quad \dots(21)$$

La eficiencia térmica se aumenta por el incremento de la temperatura del aire que entra a la cámara y operando al secador a una temperatura de salida tan baja como lo permita el sistema. La base de la economía de la operación es la utilización del calor pasado dentro del secador.

El calor que entra es proporcional a la velocidad de vaporización, y para una velocidad dada es afectada bastante por el contenido de sólidos en la alimentación del secador.

La evaporación máxima posible para un flujo de aire dado, se obtiene si el aire sale en su estado de saturación. Esto nunca ocurre en la práctica, sin embargo, hay casos en que la saturación casi se alcanza.

Se considera que el gas entra al secador a una temperatura T_1 después de ser calentado desde una temperatura T_0 y durante el proceso de secado a la temperatura T_2 la eficiencia del proceso puede ser expresada como sigue:

$$\eta_{\text{Total}} = \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_0} \right) * 100 \quad \dots(21-a)$$

$$\eta_{\text{Evaporación}} = \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_{\text{sat}}} \right) \quad \dots(21-b)$$

II.3 SECADOR POR ASPERSIÓN

Este tipo de secadores se ha diseñado para procesar pastas y soluciones, para velocidades de producción relativamente altas. A diferencia de los otros secadores, el producto se obtiene en forma de esferas que son razonablemente uniformes en tamaño, y relativamente libres de polvo.

En la operación de secado mediante aspersión la alimentación se bombea hasta un atomizador que rocía la carga en forma de gotitas muy finas. Estas gotitas están sometidas a una corriente de gas caliente que puede fluir en co-corriente o contracorriente, en relación con las gotitas que caen o inclusive siguen un patrón complejo de los 2 anteriores (mixto).

Una vez secado el sólido en partículas, se separa del gas mediante gravedad. El gas de salida transporta las partes más finas de la cámara de secado, pasado a través de separadores tipo ciclón e inclusive filtros de bolsas, o burbujeadores húmedos, antes de salir a la atmósfera.

Cualquier unidad de secado mediante aspersión tiene como partes fundamentales: el suministro de la carga y el sistema de atomización; el sistema de producción y de soplo de gas caliente; una cámara de secado, un sistema de separación de gases y de sólidos; y finalmente un sistema para la descarga del producto.

El diseño para cada uno de estos sistemas depende de los materiales que se estén secando y está influenciado por el diseño del resto de la unidad. Por lo tanto, la forma del secador por aspersión terminado puede variar enormemente de un producto a otro, y aún de una instalación a otra para el

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

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

En general, el diseñador tiene que hacer un secador tal que produzca el compuesto a una densidad a granel fija, una distribución en el tamaño de partículas, un contenido de humedad, un calor y todo esto según una proporción de producción previamente determinada.

Los diseños particulares difieren unos de otros, sin embargo, un equipo de secado por aspersión en general tiene los siguientes componentes:

1. Calentador de gas secante, con ventiladores, filtros, reguladores y ductos.
2. Atomización de la alimentación líquida para producir un aspersado, con atomizador, siendo alimentado con un sistema de bombas, tanques y equipo de pretratamiento de la alimentación.
3. Contacto aspersado-gas, con cámara de secado completa con dispersor de gas y salidas de producto y gas.
4. Separación del producto seco del gas. Sistema de recuperación completa del producto con descarga del mismo, transporte y empaquetamiento del mismo. Sistema de ventilación del aire exhausto, lavador de gases, reguladores y ductos. (25)

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

Se muestra a continuación esquemas del paso del producto y del medio secante en un secador por aspersión.

- a) Ciclo abierto (FIGURA II.4)
- b) Ciclo cerrado (FIGURA II.5)
- c) Ciclo semicerrado (FIGURA II.6)

En el ciclo abierto, el gas de salida se elimina completamente. En el caso del ciclo cerrado, el gas de salida se limpia de las partículas finas, se reacondiciona (deseccación y calentamiento) y se recircula a la cámara de secado y finalmente en un ciclo semicerrado la parte del gas de salida se elimina y la parte restante se reacondiciona y recircula. Dentro de éste último caso se muestran alternativas de calentamiento de gas.

II.3.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE SECADORES POR ASPERSION

A) Ventajas:

1. Continuidad en operación.
2. Especificaciones del producto seco para encontrar mediante el diseño del secador una flexibilidad operacional. Estas son:
 - a) Forma del producto requerido (partículas como esferas, finos y aglomerados).
 - b) Propiedades del producto, las requeridas como son:
talla de partícula, grado de fluidez, humedad etc.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

Las especificaciones del producto seco están relacionadas con:

- *Distribución de tamaño de partícula.* Esto gobierna la apariencia del producto, el empaque y requerimientos subsecuentes del proceso.
 - *Densidad bruta y densidad de la partícula.* Está estrechamente ligada a los requerimientos del empaque, el secado por aspersión se mantiene constante a la densidad del producto y elimina la necesidad, para una mezcla en lote, de alcanzar las densidades especificadas.
 - *Contenido de la mezcla.* Esto gobierna la cantidad de polvo, color, fluidez, empaquetamiento y subsecuentes requerimientos de proceso.
 - *Apariencia.* Esto es vital desde el punto de vista del consumidor.
 - *Desmenuzamiento.* Relacionado con manejo y empaque.
 - *Dispersión.* Está relacionada con la velocidad de solubilidad y reconstitución.
 - *Color, aroma y sabor.* Está relacionada a la calidad del polvo.
 - *Actividad.* Relacionada a cualquier degradación por calor, ocurriendo con productos bioquímicos.
3. Adaptabilidad al control automático total.
 4. Aplicable a materiales sensibles y no sensibles al calor.
 5. Eficiencia térmica aceptable, especialmente a altas temperaturas a la entrada de la cámara.
 6. Suspensiones de pastas tixotrópicas o formas fundibles, pueden ser manejadas en caso de ser bombeables.
 7. Pueden manejarse grupos corrosivos y abrasivos.
 8. Los diseños son efectuados para manejar:
 - a) Solventes orgánicos sin explosión o riesgo de fuego.
 - b) Polvos que puedan formar mezclas explosivas con el aire.
 - c) Productos que crean olor durante el secado.
 - d) Productos tóxicos.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

e) Productos que requieren asepsia en las condiciones de secado.

B) Desventajas:

1. Cuando se requiere una densidad alta de producto, frecuentemente se obtiene una baja densidad global.
2. Una vez puesto en operación el secador por aspersión, es relativamente inflexible, (esto es en general).
3. En general los secadores por aspersión implican una alta inversión original, superior a otros equipos de secado. Sin embargo, es favorable con la inversión de equipos de alto vacío y baja temperatura.
4. Frecuentemente los problemas de recuperación del producto y colección de polvo, incrementan el costo del secador por un factor apreciable.

C) Limitaciones:

1. La atomización del líquido de alimentación son gotitas mediante una boquilla o un disco giratorio.
2. El tiempo necesario para evaporar una gota de superficie decreciente y velocidad relativa decreciente, en un medio cuya humedad aumenta mientras que disminuye su temperatura, tanto en el período de secado a velocidad constante como en el período de secado a velocidad decreciente.

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

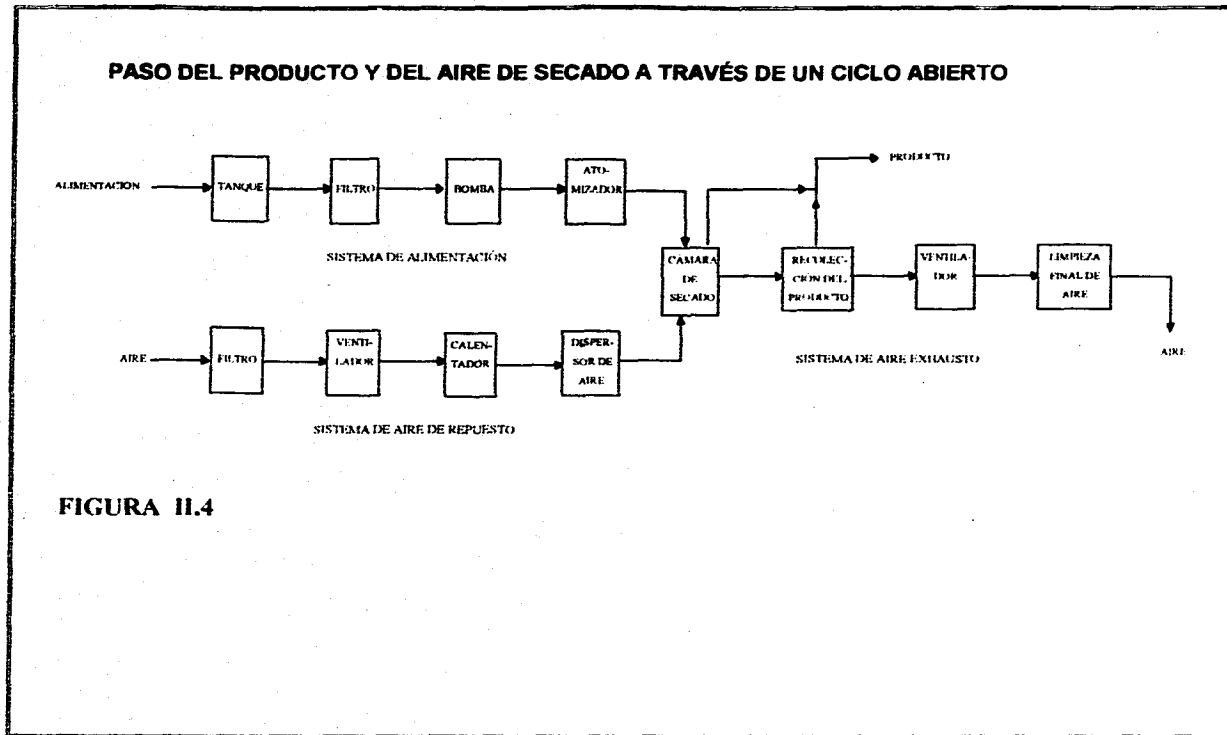
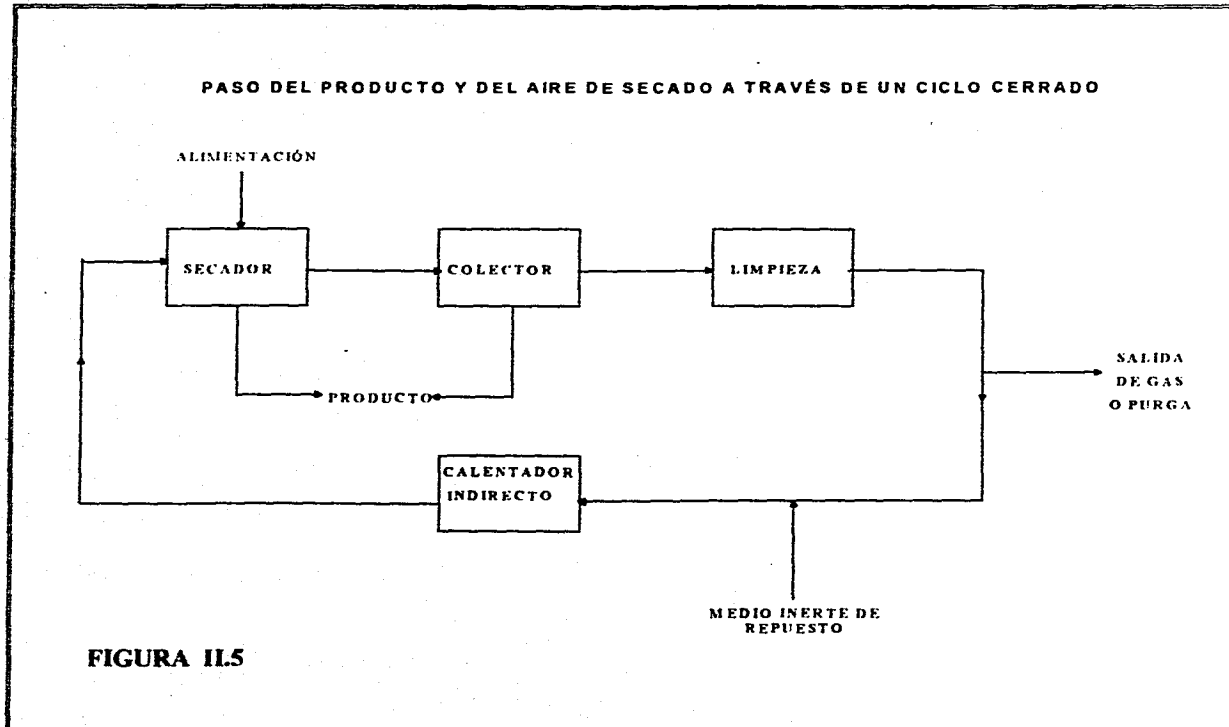


FIGURA 11.4

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO



PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO

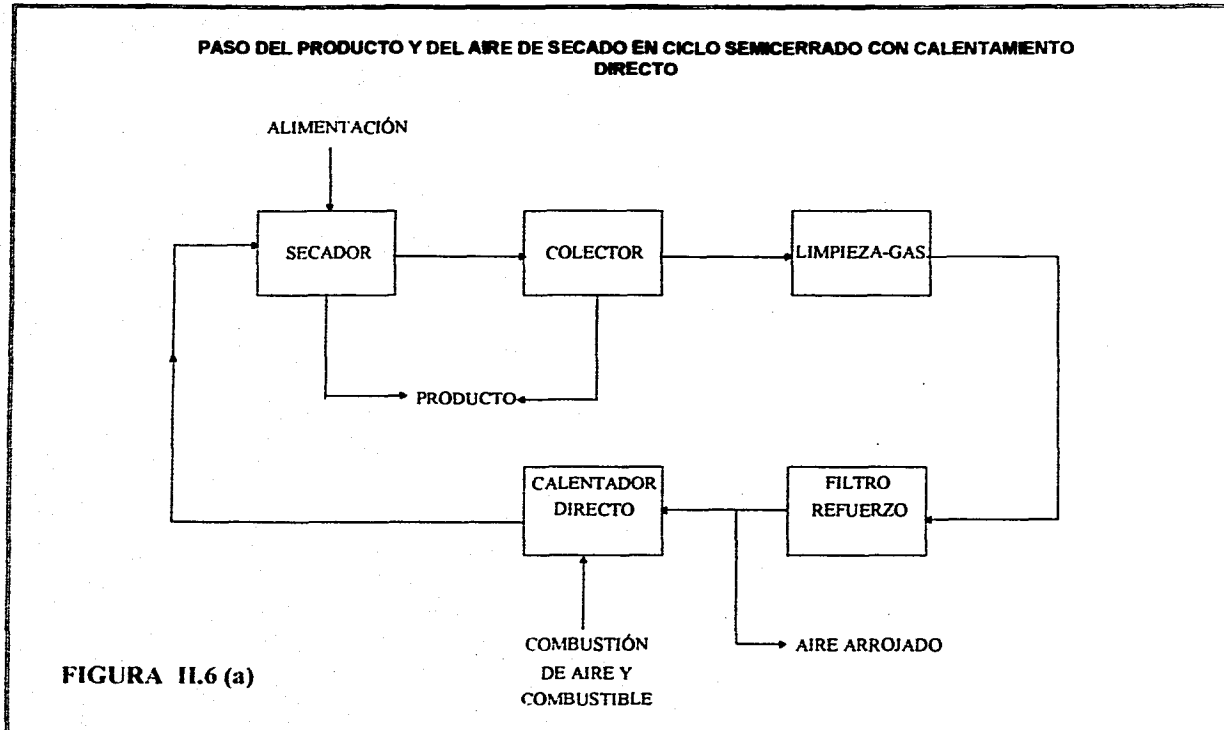
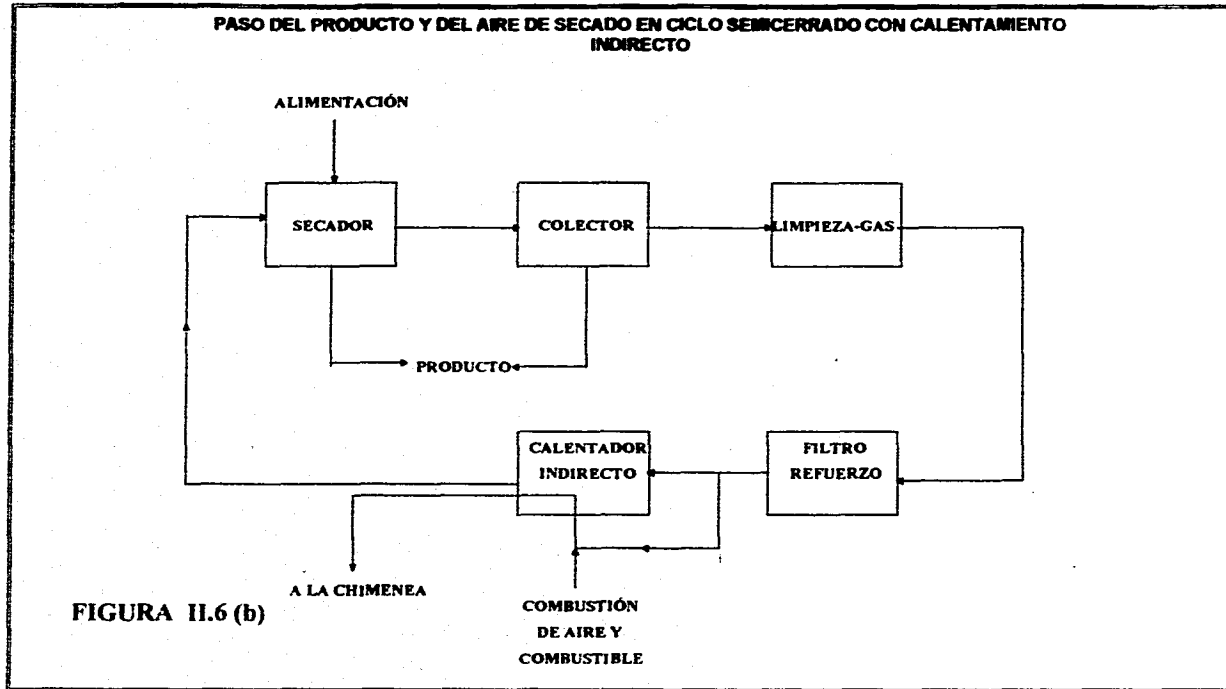


FIGURA II.6 (a)

PRINCIPIOS BÁSICOS DEL PROCESO DE SECADO



CAPÍTULO III

**"TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN
Y SU SELECCIÓN"**

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.1 ETAPAS DEL SECADO POR ASPERSIÓN

El proceso de secado por aspersión se divide en 4 etapas que son:

1. Atomización de la alimentación para producir una nube en aerosol.
2. Contacto del medio secante (gas) con la alimentación.
3. Vaporización del disolvente de las partículas húmedas.
4. Recuperación del producto seco.

La **FIGURA III.1** muestra esquemáticamente las diferentes posibilidades que pueden presentarse dentro de cada etapa del secado por aspersión. (2, 3, 9, 25)

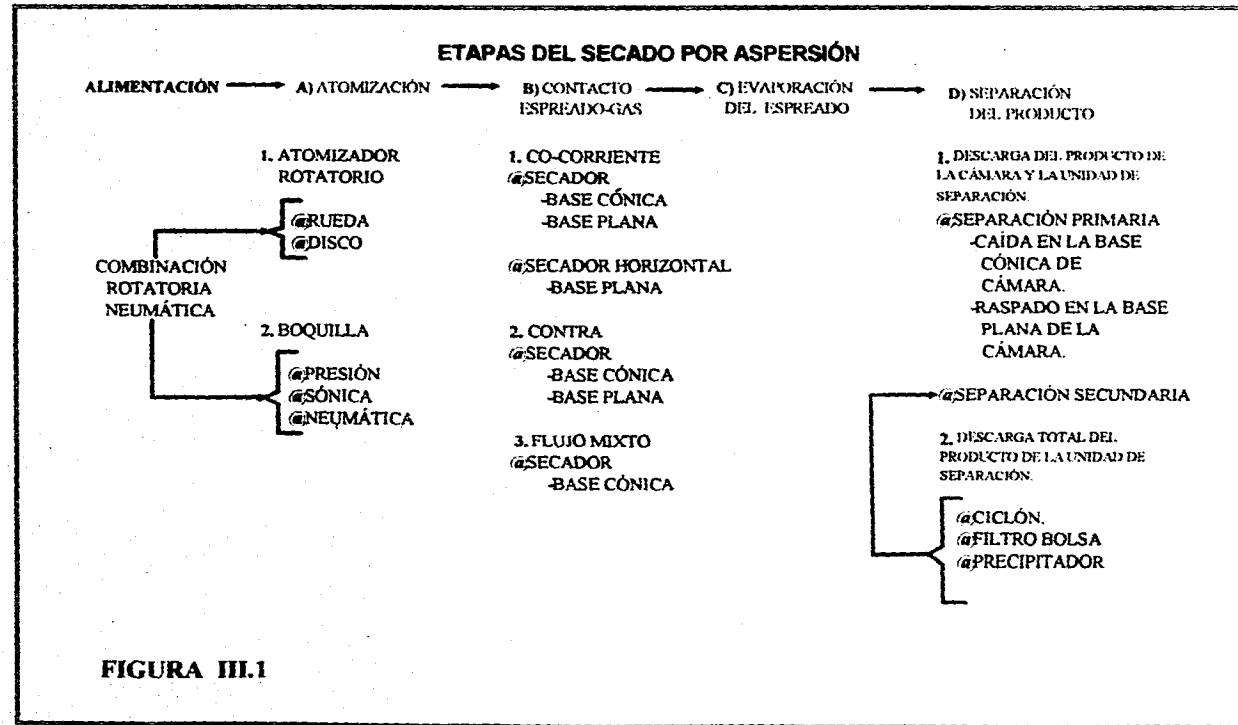
A continuación estudiaremos cada una de estas etapas por separado.

III.1.1 ATOMIZACIÓN

La atomización es el corazón del secado por aspersión. Su principal efecto es producir una gran área de contacto con lo cual se obtiene una velocidad de vaporización alta. Su efecto secundario es crear un producto finamente dividido con características físicas especiales, como son tamaño de partícula y densidad de ella.

La *distribución del tamaño de gota (DTG)* inicial generada por el atomizador es la base para el diseño de la cámara de secado. Los tipos de atomizadores usados hoy día son los que se muestran en la **FIGURA III.2**.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN



TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

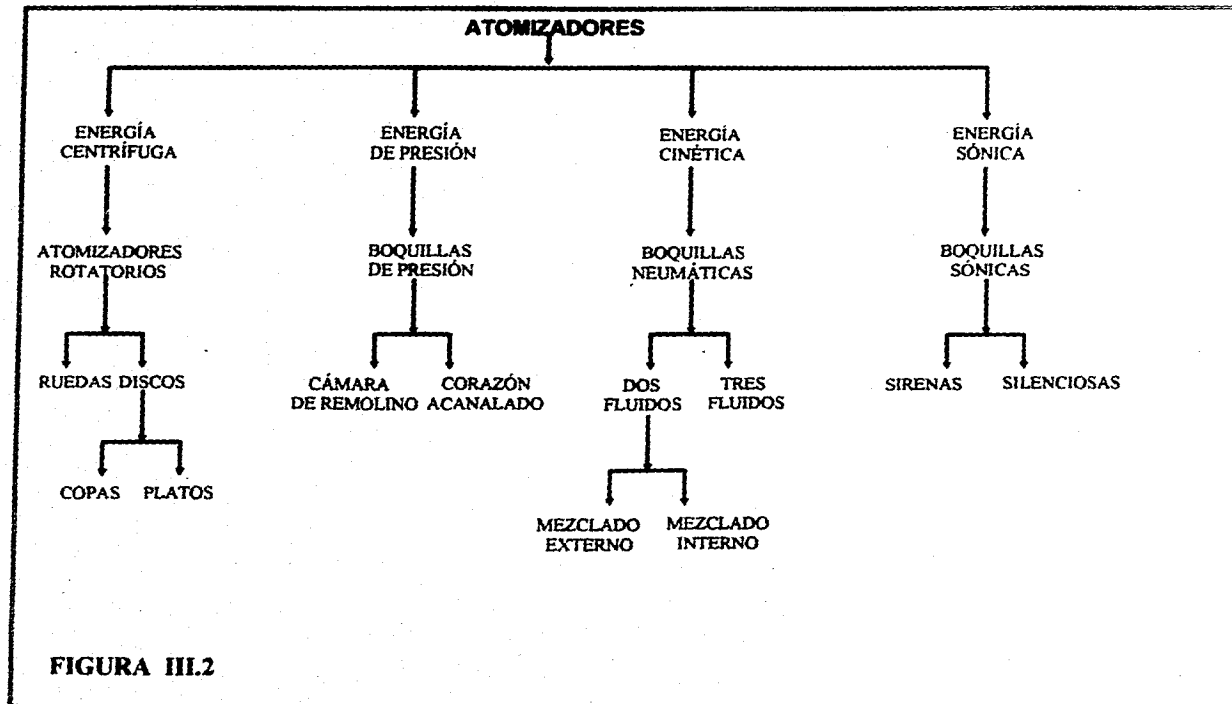


FIGURA III.2

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

La función de los atomizadores rotatorios consiste en acelerar centrífugamente un líquido a gran velocidad antes de descargarlo dentro del gas secante. Las boquillas de presión descargan el líquido bajo presión a través de un orificio. Las boquillas neumáticas rompen el líquido bajo el impacto del aire a gran velocidad. Las boquillas sónicas rompen el líquido a través de excitación sónica. Dependiendo del tipo de atomizador usado, se obtiene el producto con diferentes características físicas.

III.1.2 CONTACTO DEL MEDIO SECANTE CON LA ALIMENTACIÓN

III.1.2.1 La predicción y el control del movimiento del esreado y el aire dentro de la cámara de secado son requerimientos importantes para el diseño y operación del secador. La manera de como sale el esreado del atomizador, combinada con el aire determina la velocidad y la calidad del secado. El movimiento del sistema esreado-gas resultante determina el tiempo que cada gota permanece en la cámara.

El diseño de la cámara de secado y selección del aspersor debe tener en cuenta un flujo que prevenga la deposición de producto parcialmente secado en la pared. Los depósitos en la pared son causados por gotas que viajan muy rápido hacia ella, es por esto que no tienen suficiente tiempo para su secado. El depósito en el secador resulta de torbellinos locales. Estos son causantes de que partículas secas regresen a las regiones más calientes del secador y aún al dispersor de aire donde las partículas son quemadas, produciendo contaminación al producto final.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

El contacto inicial entre el gas y el esreado puede ser en paralelo, pero el mayor mezclado se crea por contracorriente, facilitando mayor cantidad de esreado a secar para una medida dada de cámara.

El diseño de secadores caen dentro de tres categorías:

a) *Cocorriente*

b) *Contracorriente*

c) *Flujo mixto.*

a) **Flujo a Cocorriente.**

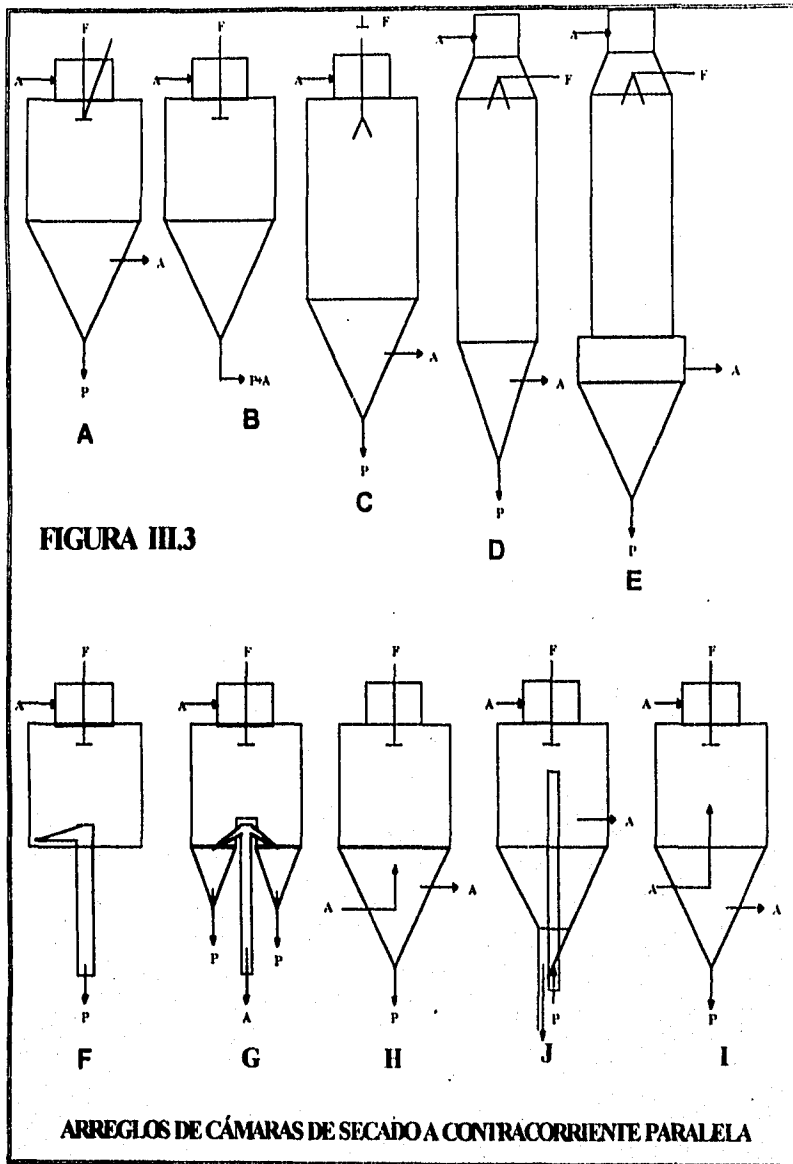
Los diseños mas comunes de flujo descendente se muestran en la **FIGURA III.3**. Estos son por mucho los diseños más comunes en operación a gran escala, en la que se permiten varios diseños para encontrar los distintos arreglos. La evaporación del líquido es rápida y los tiempos de residencia son cortos. El material no se sujeta a la degradación térmica. La temperatura del producto es baja mientras que el líquido se evapora, esto debido a que la temperatura de las gotas se mantiene a la temperatura del bulbo húmedo del aire. A medida que el producto se aproxima al contenido de humedad deseado, la temperatura de las partículas no se eleva mucho porque éstas se ponen en contacto con el aire cada vez más frío.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

ARREGLOS DE CÁMARAS DE SECADO A CORRIENTE PARALELA (FIGURA III.3)

- A- CÁMARA ESTANDAR (DOS PUNTOS DE DESCARGA).
- B- CÁMARA ESTANDAR (UN PUNTO DE DESCARGA).
- C- CÁMARA VERSATIL PARA DISCO ROTATORIO O BOQUILLAS
(DESARROLLO RECIENTE).
- D- TORRE PARA BOQUILLA.
- E- TORRE PARA BOQUILLA CON VIBRADOR.
- F- CÁMARA CON FONDO PLANO.
- G- CÁMARA CON FONDO PLANO.
- H- CÁMARA DE ALTURA RESTRINGIDA.
- I- CÁMARA DE TEMPERATURA EXTREMADAMENTE ALTA.
- J- CÁMARA CON DISPERSOR DE AIRE.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN



TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

b) Flujo a Contracorriente

En este tipo de diseño el atomizador y el dispersor de aire están localizados en lados opuestos de la cámara de secado. En flujo a contracorriente se usa principalmente las boquillas para torres altas y de diámetro pequeño. El dispersor de aire crea varios grados de rotación en la entrada a la cámara, pero debido a la altura de la torre, el movimiento rotatorio no se puede mantener en la parte alta de la torre. En estos equipos se obtiene una elevada eficiencia calorífica, pero se tiene el inconveniente de que se somete el material a secar a una alta temperatura, por lo que sólo es útil para materiales no muy sensibles al calor. En la **FIGURA III.4** se muestra un secador de este tipo.

b) Flujo Mixto

En secadores de flujo mixto el aire y el esparcido son sujetos tanto a corriente paralela como a contracorriente durante su paso a través de la cámara de secado.

Esto se efectúa así:

1. El aire fluye en dos direcciones mientras que el aspersado en una, los ductos de entrada y de salida de aire se localizan en la parte superior de la cámara como se muestra en la **FIGURA III.5**
2. El aire fluye en una dirección mientras que el producto en dos. El atomizador esprea hacia arriba desde la base de la cámara hacia la entrada del aire. La descarga del producto es por la base de la cámara (**FIGURA III.6**). Cualquiera que sea el flujo empleado, el movimiento del aire es el que determina la velocidad y el grado de evaporación de las gotas, pues afecta la trayectoria de las partículas a través de la zona de secado y la concentración del producto cerca de las paredes de la cámara.

También podemos observar los principales tipos de flujo en la **FIGURA III.7.**

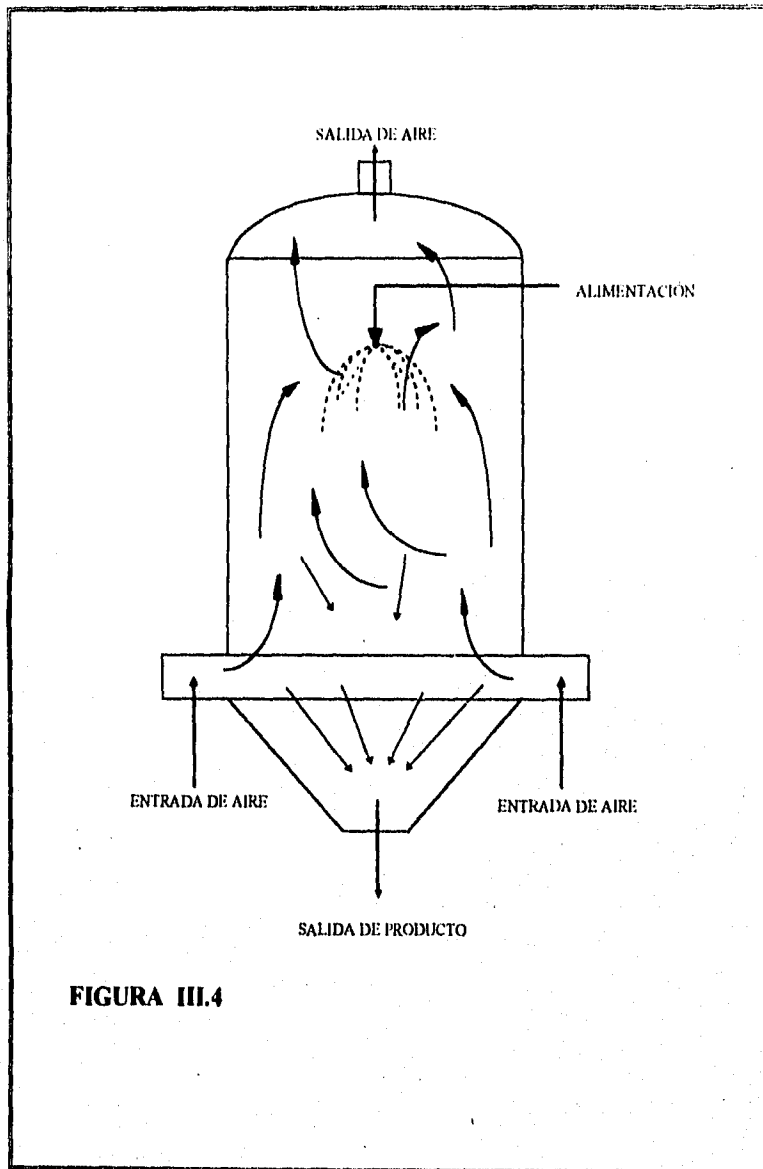


FIGURA III.4

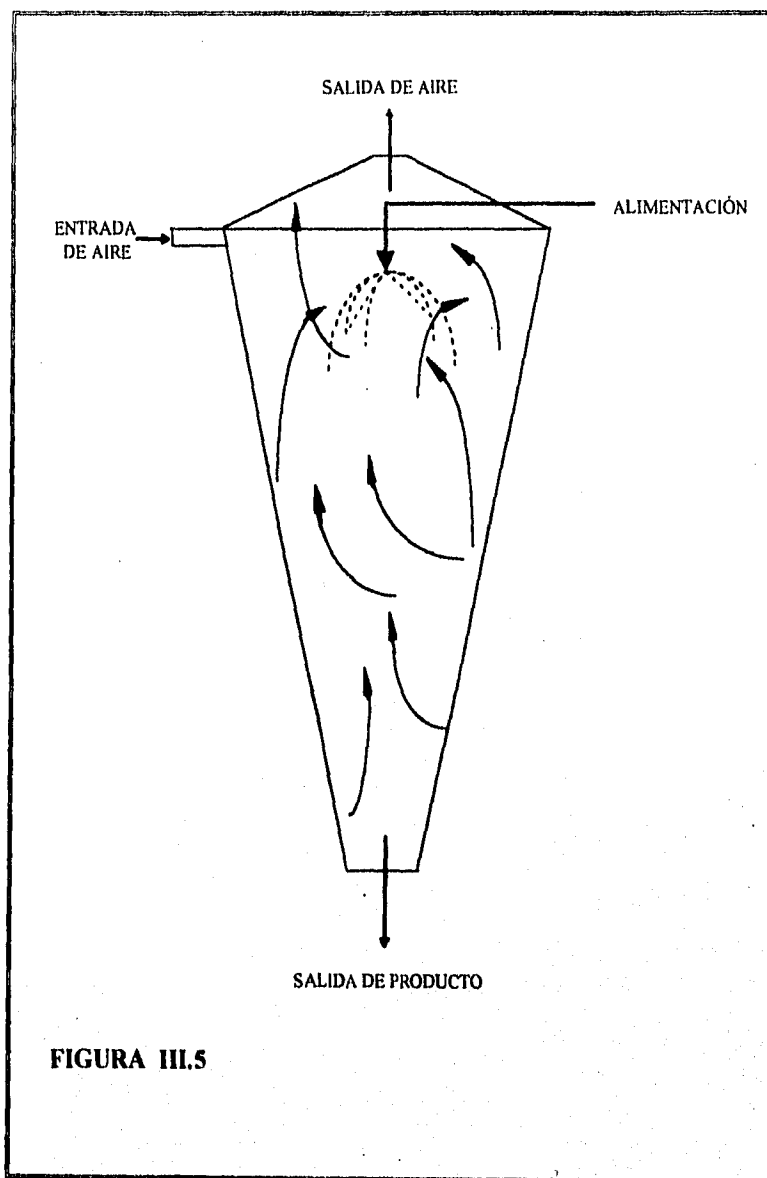


FIGURA III.5

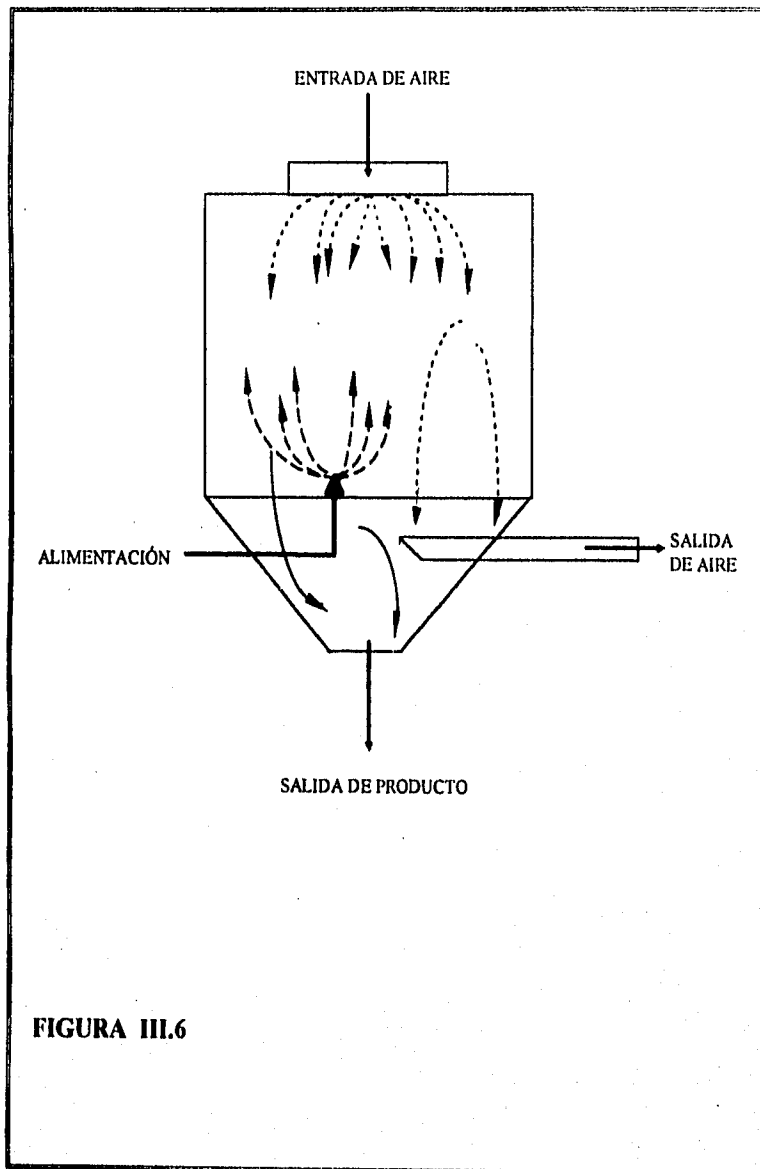
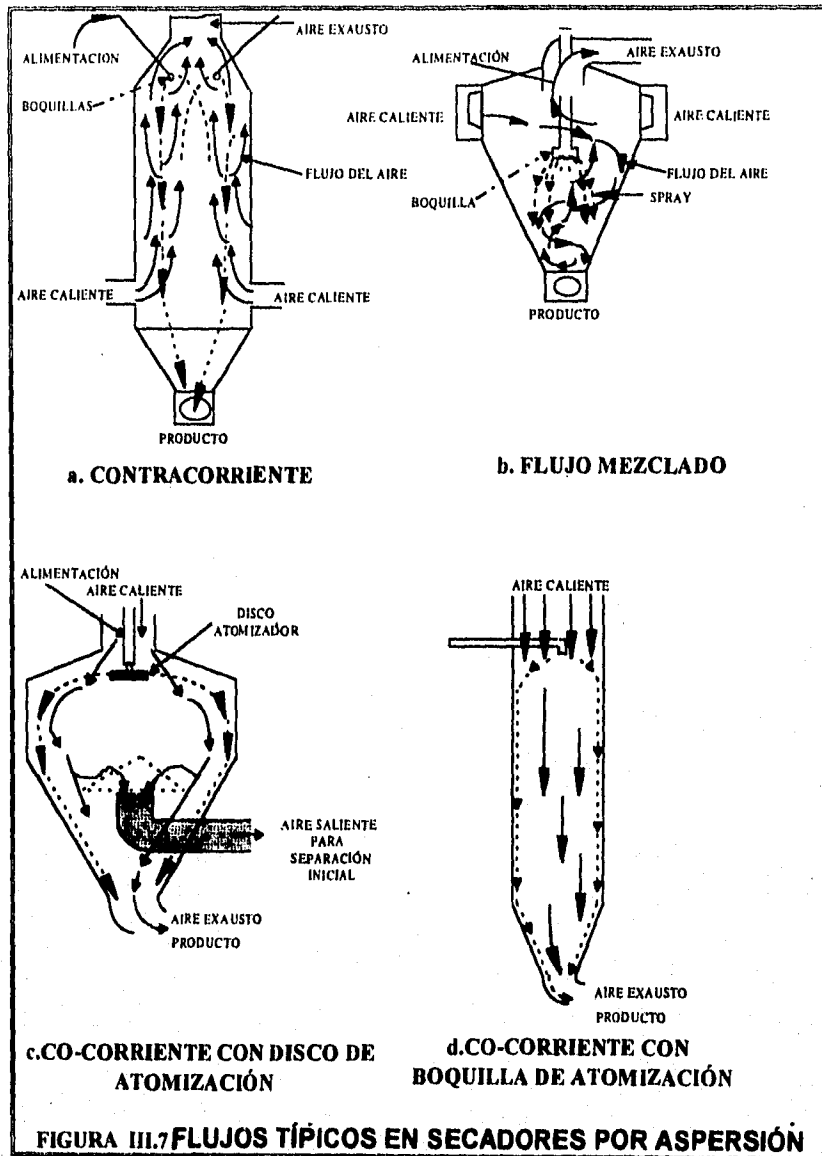


FIGURA III.6

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN



TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.1.2.2 Las características de la trayectoria de la gota son las siguientes:

a) En atomizadores rotatorios.

La trayectoria de la gota, sigue un camino horizontal libre cuando sale del atomizador, y éste es afectado en su inicio por el torbellino producido por el gas que se halla alrededor del disco (causado por la rotación del disco) y finalmente por el flujo del aire de secado. El flujo de aire y la trayectoria de la gota son gobernados primordialmente por el dispersor del aire. El viaje radial de las gotas depende del diseño del disco y su velocidad, la de alimentación, localización y diseño de aire.

b) En boquillas.

Las gotas de espray que salen de la boquilla, son expulsadas con una gran velocidad, teniendo una componente en la dirección axial de la boquilla. Las gotas que proceden de la boquilla de presión, son desaceleradas rápidamente. Las gotas de boquillas neumáticas no desaceleran muy rápido al salir de éstas. Con gotas pequeñas el componente de velocidad radial es bajo (en la salida de la boquilla) y la trayectoria del espray hacia la pared disminuye. Esto conduce al uso de torres de secado con un diámetro pequeño y con boquillas como medio de aspersión.

III.1.2.3 El movimiento de la gota en la cámara de secado consta de tres etapas:

- a) Salida de la gota del atomizador
- b) Desaceleración de la gota
- c) Caída libre o movimiento bajo la influencia del flujo del aire de secado en la cámara.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

a) En el momento que el líquido sale de la boquilla, el momento radial causado por la presión, provoca que el líquido viaje rápidamente hacia afuera mientras que también se mueve en la dirección axial. Esto da como resultado la formación de un aspersado cónico, cuyo ángulo para un líquido dado es una función de la relación de las componentes axial y tangencial. Una vez que el líquido abandona los confines del orificio, el mismo deja de girar o remolinear y las partículas del líquido se mueven en dirección opuesta en la línea recta tangente al orificio.

En los atomizadores rotatorios, el líquido al salir de éstos tiene igualmente componentes de velocidad radial y tangencial. Para atomizadores tangenciales la componente radial es mucho más pequeña que la tangencial y la velocidad de salida se aproxima a la velocidad del disco en la periferia, y la velocidad de salida se aproxima a la tangente del canto del disco.

b) Las gotas que salen del atomizador a velocidades excesivas, se desaceleran rápidamente debido a la fricción del aire circundante sobre la superficie de la gota. El grado de desaceleración determina la penetración de las gotas en el aire que rodea al atomizador. Una vez que se descargan las gotas, la velocidad decrece y la gota pasa primero a través de una zona turbulenta, luego a una semiturbulenta y finalmente a una de flujo laminar. Si el diámetro de la gota es grande, el flujo laminar no será experimentado debido a la velocidad terminal.

c) Aquí el hecho es que la desaceleración de las gotas es virtualmente instantánea y que su movimiento puede ser considerado bajo la influencia del aire de secado todo el tiempo.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.1.2.4. Distribución del tamaño de la gota (DTG). La DTG es generada por el tipo de atomizador empleado. El tamaño de las gotas establece la superficie de transferencia de masa y calor, con ello, consecuentemente la velocidad de secado.

III.1.3 VAPORIZACIÓN DEL DISOLVENTE DE LAS PARTÍCULAS

La descripción de como sucede éste fenómeno fue señalada en el tema de principios de secado por aspersión.

III.1.4 RECUPERACIÓN DEL PRODUCTO SECO

El producto seco que sale con el aire de la cámara debe ser separado de manera efectiva y recuperado para obtener la máxima cantidad del producto de la operación del secado y prevenir la contaminación de la atmósfera.

Para lograr la separación del producto y el gas, se utilizan ciclones, filtros de bolsas y mangas, así como precipitadores electrostáticos. Generalmente la cantidad del producto no se afecta, sin embargo se presentan efectos de trituración al fluir el polvo a través de ciclones y disminuir las medidas de las partículas, exhibiendo éstas fragilidad.

Una vez efectuada ésta primera etapa de separación, el gas que sale con partículas residuales, se hace pasar a través de una sección húmeda donde quedarán fijadas.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.2 VARIABLES DEL SECADO POR ASPERSIÓN

En general, la selección y diseño del atomizador, el diseño de la cámara de secado y el sistema recuperador del producto serán gobernados por las características de la solución o suspensión a secar y por las características deseadas de las partículas secas.

Por otro lado, si para un producto dado ya se posee o existe un secador por aspersión, se pueden efectuar modificaciones en la construcción o en las variables de operación que permitan, con límites adaptar el equipo para manejar y producir el producto deseado. (2)

En forma general, las variables más importantes para las cuales los datos de diseño deben establecerse son:

1. Naturaleza del producto deseado; es decir, ya sea un producto fino o grueso, con cierta esfericidad, etc.
2. Método de atomización empleado.
3. Concentración de la alimentación.
4. Temperatura de secado.
5. Necesidad de enfriamiento con gas secundario.
6. Método de remoción de producto.
7. Recuperación de polvos.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.2.1 NATURALEZA DEL PRODUCTO DESEADO

Un material dado puede ser esreado en partículas de diferentes tamaños tales como esferas o esferoides, que pueden ser huecos o no, o ser aglomerados.

III.2.1.1 Medida de partícula y distribución del tamaño. Estas son importantes por que influyen la densidad bruta, la solubilidad, el calor, la fluidez y la segregación. Es importante entender que la selección de un producto fino o grueso afecta el diseño del secador. Si el secador es diseñado para producir un fino, en general es raro modificar el secador para producir un producto grueso no tan polvoso.

Por otro lado, un secador que se diseña para producir un grueso será más difícil y costoso adaptarlo para fabricar un fino. Es importante señalar que una vez hecho el diseño del secador existe poca flexibilidad al querer variar las propiedades del producto obtenido.

III.2.1.2 Densidad bruta. Esta es una de la propiedades más importantes del producto a estudiar y determinar prioritariamente para el diseño. La selección de ésta propiedad depende de factores económicos tales como tipo y costo de envase, costo de transporte y requerimientos del mercado. Los principales factores que influyen son:

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

a) Características coloidales.

Puesto que el secado generalmente se efectúa a partir de soluciones acuosas o suspensiones, hay dos clases generales de las mismas que se distinguen marcadamente en el tipo de polvo producido bajo ciertas condiciones y que muestran comportamiento similar bajo otras. Los materiales que presentan propiedades coloidales hidrofílicas son de una clase y los no hidrofílicos (no necesariamente hidrofóbicos) son de otras. En orden para predecir el tipo de partícula producida por el secador es necesario conocer en cual de las dos categorías pertenece el material a secar. Por ejemplo: en condiciones de secado que producen partículas grandes y de baja densidad bruta con material hidrofílico, pueden producir partículas pequeñas y de alta densidad bruta con materiales no hidrofílicos.

b) Concentración de sólidos.

Una forma importante para incrementar la densidad bruta en los materiales no hidrofílicos consiste en aumentar el contenido de sólidos en la alimentación al secador, en tanto que los hidrofílicos produce lo contrario. Excepciones importantes a estas tendencias son los jabones y detergentes que siendo liofílicos muestran un incremento en la densidad bruta al crecer la concentración de sólidos en la alimentación.

c) Temperatura de la solución.

Incrementando la temperatura de la solución (la mayoría de los casos), existe la tendencia a incrementar la densidad bruta del producto. Esto es válido tanto en productos hidrofílicos como no hidrofílicos.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

d) Aire ocluído.

El aire u otros no condensables que son atrapados en el fluido atomizado, tiende a disminuir la densidad bruta del polvo. Para soluciones viscosas o muy concentradas se puede hacer una aeración antes del esparcido con el objeto de obtener una baja densidad del producto.

e) Temperatura del aire de secado.

La densidad bruta es influenciada significativamente por la temperatura del aire que encuentra primero el esparcido. A altas temperaturas de aire tiende a producir bajas densidades. Esto se atribuye al hecho de que el aire caliente promueve la formación de burbujas debido al secado rápido y endurecimiento del exterior de la partícula, con la subsecuente expansión de la humedad atrapada.

f) Dirección relativa del flujo del aire.

Los productos tratados en secadores a contra corriente tienen una apariencia menos uniforme y no tan esférica que la obtenida con los secadores a corriente paralela. La aglomeración es común en los secadores a contra corriente a causa de que las partículas en su caída alcanzan una densidad relativa más baja que otros con respecto al aire y al subir chocan con las partículas húmedas aún o con partículas más pesadas, y se adhieren a éstas.

g) Aditivos.

En el secado por aspersion los jabones y detergentes que se han encontrado en la adición a la alimentación de sales inorgánicas, tales como NaCl, incrementan la densidad bruta del producto.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.2.2 SELECCIÓN DEL MÉTODO DE ATOMIZACIÓN

La selección del atomizador más adecuado puede determinar automáticamente el tipo de secador a usar. Debido a la importancia en el diseño, éste aspecto se trata ampliamente en el siguiente capítulo.

III.2.3 SELECCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN ADECUADA

La determinación de la concentración de la alimentación para propósitos de diseño, puede ser hecha sólo por experimentos. La concentración será generalmente determinada por las concentraciones siguientes:

- a) *Efecto en la calidad de operación de secado.*
- b) *Efecto en la densidad bruta.*
- c) *Máxima concentración a la que puede ser bombeado y atomizado.*
- d) *Carga térmica o costos de combustible.*

En general la tendencia será seleccionar la concentración máxima compatible con éstas cuatro consideraciones. La concentración más alta posible será generalmente determinada por los requerimientos de atomización y bombeo, si se decide que la densidad sea alta, y si la calidad del producto no es afectada por la concentración. Sin embargo, existen a veces otras limitaciones operacionales o de calidad de la concentración posible con ciertos materiales.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

III.2.4 TEMPERATURA DE SECADO

La temperatura de secado es generalmente determinada solamente por la sensibilidad al calor por parte del producto. Si el producto es completamente insensible a la temperatura (dentro de un rango razonable), entonces la limitación en temperatura será por materiales de construcción del equipo, o bien debido a consideraciones de la densidad bruta del producto.

III.2.5 NECESIDAD DE ENFRIAMIENTO CON GAS SECUNDARIO

Los productos que requieren de gas secundario para enfriarlos después de secados son generalmente termoplásticos y ciertos productos alimenticios que contienen azúcar. Frecuentemente se requiere mantener la superficie interior fresca para prevenir aglomeración del producto.

III.2.6 REMOCIÓN DEL PRODUCTO

Se utilizan dos métodos de remoción del producto:

- a) El producto es llevado fuera del secador por el gas saliente. Esto es generalmente el método más fácil del diseño y, es usado principalmente cuando se obtiene un producto fino y el desquebrajamiento de la partícula no es tan importante. Muchos esquemas han sido diseñados para la remoción del producto por éste método. Los objetivos en todos los casos, son remover todo el producto en tanto que el material no seco permanezca dentro del secador en contacto con las superficies calientes.

TIPOS DE SECADORES POR ASPERSIÓN Y SU SELECCIÓN

- b) El segundo método está basado en el principio de separación de la mayor parte del producto del gas en la cámara de secado, removiendo el producto a través de compuertas apropiadas de descarga, mientras que los gases salientes abandonan la cámara por otra salida rumbo a los colectores de polvo. Este procedimiento se sigue cuando se desea un producto grueso con un mínimo de desquebrajamiento. Este es un diseño mas difícil debido a los problemas que involucra remover el gas sin llevar con él un porcentaje apreciable del producto.

III.2.7 RECUPERACIÓN DE POLVOS

Debido a que el secado por aspersión crea finos y polvo, la recolección de ellos es una operación auxiliar importante. La eficiencia con la cual ambos productos pueden ser recuperados puede llevar al éxito o al fracaso la operación del secado.

Los sistemas de recolección utilizados en los secadores por aspersión son: Ciclones, filtros de bolsas o mangas así como recolectores de polvo por vía húmeda. Estos sistemas son necesarios por las anteriores razones, y en un sistema de secado por aspersión pueden encontrarse todos o al menos uno de ellos.

CAPÍTULO IV

**"ESPECIFICACIONES,
PARÁMETROS Y CRITERIOS DE
DISEÑO"**

A pesar de los estudios experimentales fragmentados de los secadores por aspersión que han aparecido en la literatura técnica durante las últimas tres décadas, el diseño de estos secadores ha continuado efectuándose en su mayoría empíricamente. En la actualidad, se tiene más información a este respecto, pero la mayor parte de ella se encuentra retenida por las compañías diseñadoras y constructoras de secadores por aspersión.

Los métodos de selección y diseño aquí propuestos, son a mi juicio, lo más confiables para poder dimensionar adecuadamente el equipo, partiendo de la literatura e información proporcionada por los fabricantes accesibles a cualquier persona.

Una vez establecido lo anterior, pasemos a analizar cada uno de ellos, de primera instancia dare una guía rápida de selección de secadores en general de tipo batch y continuo con algunos de los arreglos más usuales dentro de las FIGURA IV.1 (a), FIGURA IV.1 (b), FIGURA IV.1 (c) y FIGURA IV.1 (d).⁽⁴⁰⁾

IV.1 MEDIOS DE ASPERSIÓN

La clave para resolver el problema del diseño del secador por aspersión, es la adecuada selección del atomizador. El tipo de atomizador no solo determina la energía requerida para formar el aspersado, sino también el tamaño de las gotas, su dirección y velocidad. ^(16, 17, 25)

El tamaño de las gotas, que a fin de cuentas determina el tamaño de partículas, establece así mismo la superficie de transferencia de masa y calor y consecuentemente la velocidad de secado. La comparación de la superficie expuesta de 1 m³ de volumen transformado en gotitas de diferentes tamaños nos dará una idea de la importancia del esreado.

GUÍA DE SELECCIÓN DE SECADORES INDUSTRIALES TIPO BATCH

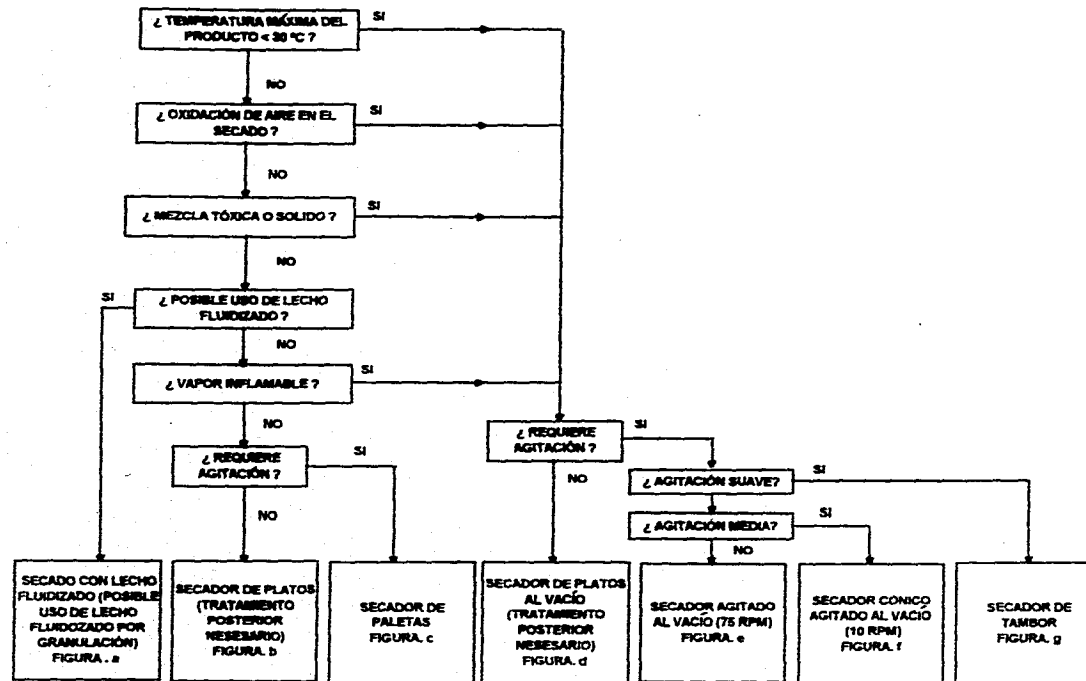


FIGURA IV.1 (a)

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

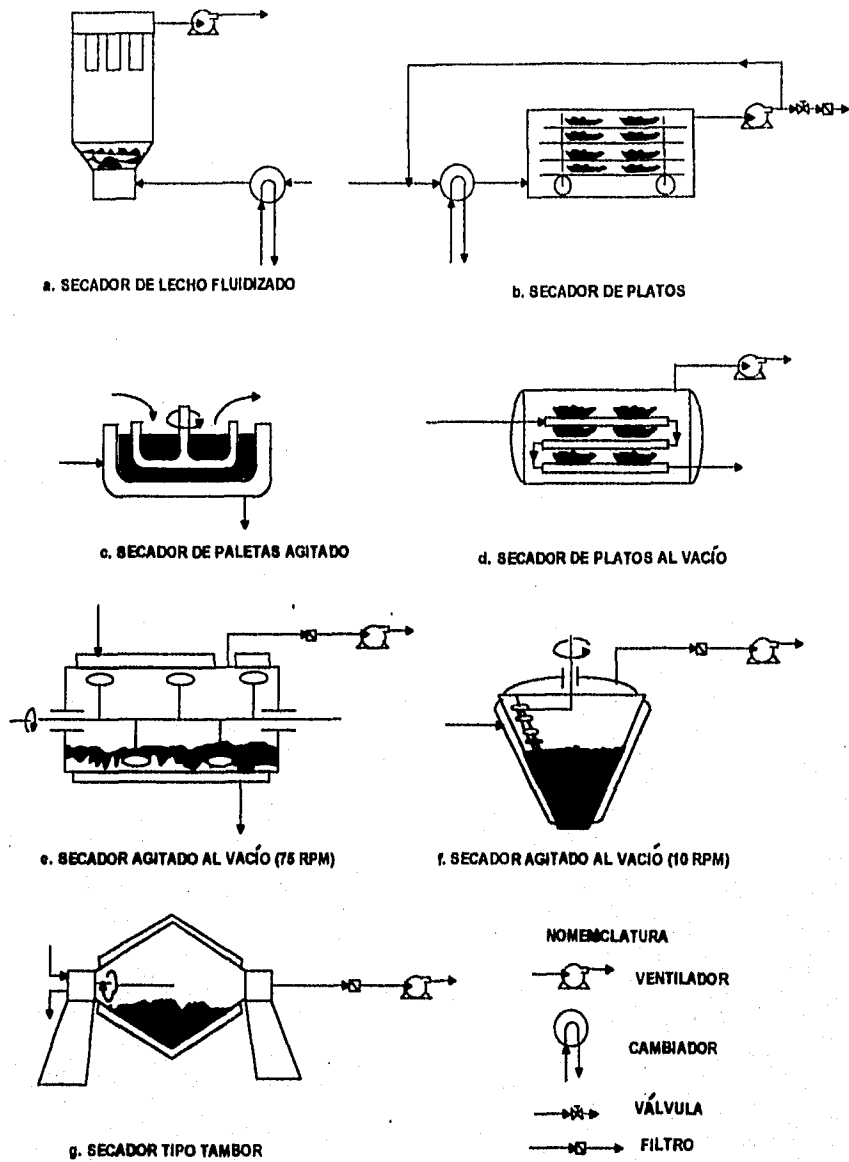


FIGURA IV.1 (b)

GUÍA DE SELECCIÓN DE SECADORES INDUSTRIALES TIPO CONTINUO

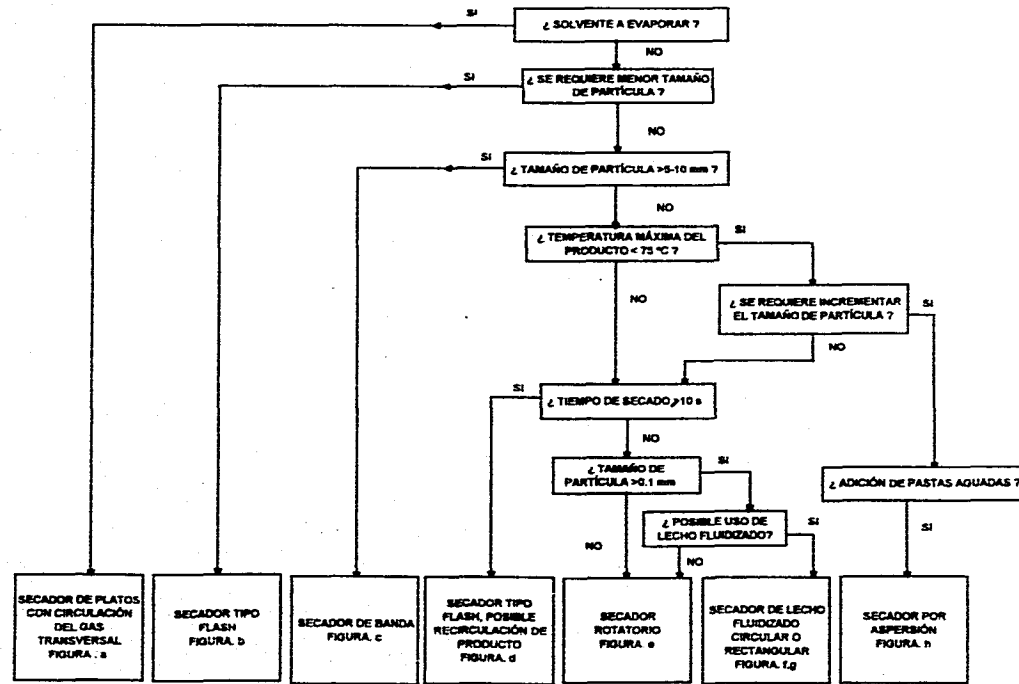


FIGURA IV.1 (c)

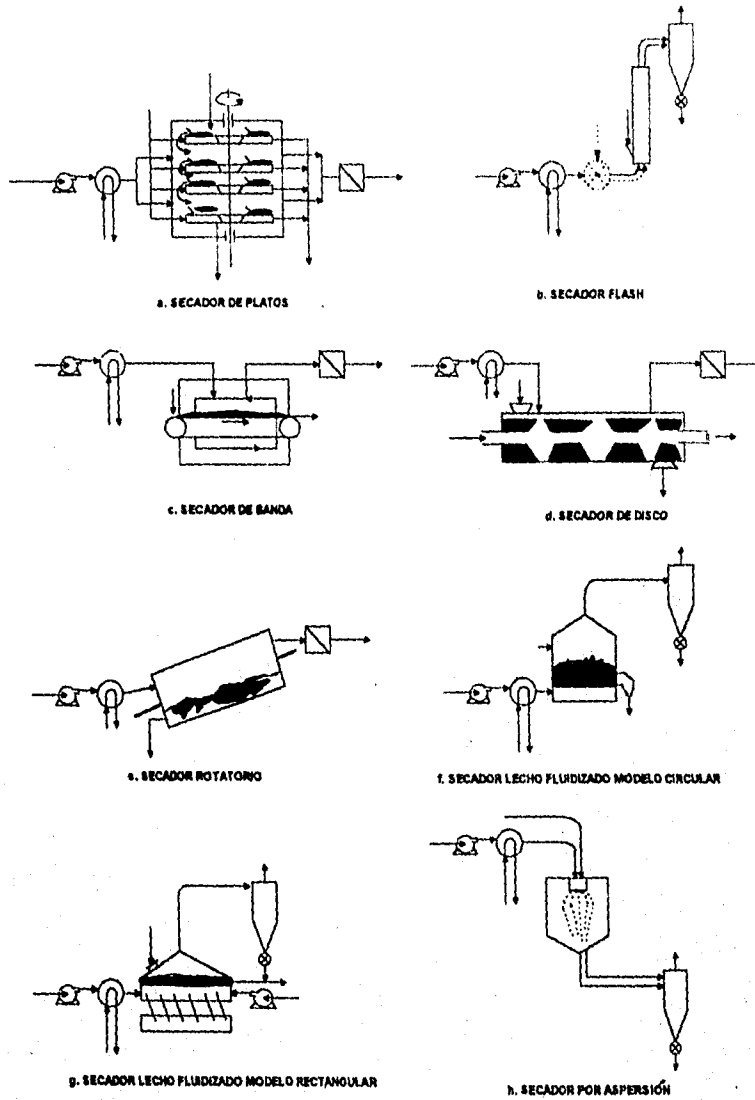


FIGURA IV.1 (d)

TABLA IV.I
SUPERFICIE DE PARTÍCULAS ESFÉRICAS CONTRA TAMAÑO
DE PARTÍCULA

Volúmen Total	Diámetro de Gota	Número de Gota	Superficie por Gota	Superficie Total
1 m ³	1.234 m	1	3.14 m	3.14 m ²
1 m ³	1 cm	1.986 x 10 ⁸	3.14 cm ²	623.6m ²
1 m ³	1 mm	1.986 x 10 ⁹	3.14 mm ²	6236m ²
1 m ³	100 μm	1.986 x 10 ¹²	3.14μm ²	62360m ²
1 m ³	1 μm	1.986 x 10 ¹⁸	3.14μm ²	6236000m ²

El rango usual de las gotas generadas dentro de un secador por aspersión va de los 20 a 180 μm, generando de 35 000 m² a 310 000 m² /m³ de líquido alimentado.

Si no hay la superficie suficiente para que la evaporación sea cercana al 100% antes de que las gotas lleguen a las paredes de la cámara de secado, dichas gotas estarán húmedas y pastosas y, quedarán impregnadas en las paredes formando un depósito. La selección del atomizador dependerá entonces de dos aspectos fundamentales:

- a) El flujo que sea capaz de manejar.
- b) La distribución del tamaño de partícula (DTP)

En muchos casos, el tamaño de partícula es de importancia vital debido a que el producto seco requerido es usado para la elaboración de coloides o bien para evitar una posible contaminación ambiental cuando las partículas son demasiado pequeñas y salen del equipo en la corriente de aire.

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Cuando se ha encontrado un atomizador que reúna las características de la DTP deseadas pero no se alcanza el flujo requerido, el problema puede resolverse montando bancos de boquillas, aunque con ciertas restricciones.

Con base en la experiencia se señalan a continuación algunos criterios de selección de dichos atomizadores.

TABLA IV.2
CRITERIOS DE SELECCIÓN DE ATOMIZADORES

	Disco Rotatorio	Boquilla a Presión	Boquilla Neumática
<i>Cámara de Secado</i>			
Corriente paralela	X	X	X
Contra corriente	-	X	X
Mixto	-	X	X
<i>Propiedades de la Alimentación</i>			
Soluciones y suspensiones	X	X	X
Baja viscosidad	X	X	X
Alta viscosidad	X	-	X
<i>Suspensiones</i>			
No abrasivas	X	X	X
Poco abrasivas	X	X	X
Muy abrasivas	X	-	-
Pastas (Bombeables)	X	X	X
<i>Velocidad de Alimentación</i>			
< 3 m ³ /hr	X	X	X
> 3 m ³ /hr	X	*	*
<i>Diámetro de Partícula</i>			
30-120µm	X	-	X
120-250µm	-	X	-

Donde:

X = Aplicable

- = No Aplicable

* = A menos que sea en bancos

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Ahora bien, de acuerdo a las características del producto requerido y su sensibilidad a la temperatura, la relación del atomizador con el tipo de contacto gas-aspersado será como sigue:

TABLA IV.3
RELACIÓN DEL TIPO DE ATOMIZADOR CON EL TIPO DE ASPERSADO

Tamaño fino de partícula y producto sensible al calor.	Disco rotatorio con flujo en corriente paralela o boquilla de dos fluidos.
Partícula gruesa y producto sensible al calor.	Boquilla a presión con flujo en corriente paralela.
Partícula gruesa, producto no sensible al calor, con alta densidad bruta.	Boquilla a presión con flujo en contracorriente.
Partícula gruesa y producto no sensible al calor.	Boquilla a presión con flujo mixto.
Producto aséptico sensible al calor.	Boquilla a presión con flujo en corriente paralela.

Las boquillas de dos fluidos se emplean para bajas capacidades debido al consumo considerable de energía requerida y son por lo tanto antieconómicas para capacidades altas.

Las boquillas a presión proporcionan gotas más gruesas así como una DTP mas amplia que los otros tipos de atomizadores.

Los discos rotatorios son ideales cuando se manejan miles de galonas por hora, añadiendo a esto la flexibilidad en la operación debida a la independencia entre la velocidad de alimentación y la velocidad del disco.

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Una vez seleccionado el tipo de atomizador se procederá a escoger el modelo específico de la siguiente manera:

IV.1.1 BOQUILLAS

De los catálogos de los fabricantes podemos obtener el flujo que manejan los diferentes tipos de boquillas a diferentes condiciones de operación. Estos flujos son para agua a 20 °C. Sin embargo se pueden adecuar bajo los siguientes factores de recomendación (proporcionado por Spraying Systems Co.):

TABLA IV.4
DENSIDAD DE SOLUCIÓN Y FACTOR DE CORRECCIÓN

Densidad de la solución	Factor
0.84 kg/l solución	1.09
0.96 kg/l solución	1.02
1.00 kg/l solución	1.00
1.08 kg/l solución	0.96
1.20 kg/l solución	0.91
1.32 kg/l solución	0.87
1.44 kg/l solución	0.83
1.68 kg/l solución	0.77
1.92 kg/l solución	0.72
2.16 kg/l solución	0.68
2.40 kg/l solución	0.65

Dividiendo el flujo deseado entre el factor correspondiente de la solución, obtenemos el valor del flujo que manejaríamos si usáramos sólo agua. Esto se hace con el fin de utilizar los valores de presiones de alimentación ya tabulados.

Ya seleccionado un grupo de atomizadores del mismo tipo, nuestra siguiente restricción es la DTP.

IV.2 CÁLCULO DE LA DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE PARTÍCULA

Ante todo, es necesario aclarar dos conceptos fundamentales que podrían causar cierta confusión en su manejo. Estos son:

- a) Distribución del tamaño de gota (DTG)
- b) Distribución del tamaño de partícula (DTP)

La distribución del tamaño de gota (DTG) es la que proporciona el aspersion a la salida del líquido, en tanto que la distribución del tamaño de partícula (DTP) es la que se obtiene del producto seco.

Evidentemente en la mayoría de las soluciones el diámetro de la gota tenderá a variar mientras el secado se produce.

Contrariamente a lo que podría suponerse, en muchos casos sucede que la partícula final es más grande que la gota original debido a que la costra producida se infla por la presión interna.

La expansión y contracción varía de partícula a partícula, aún cuando las condiciones de secado sean constantes. Existen por supuesto, casos donde la partícula final decrece con respecto a la gota original.

Aún cuando la DTG es importante, la distribución decisiva es la de la partícula DTP, puesto que ella nos definirá las características del producto.

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Así pues, debemos encontrar una manera de relacionar ambas para poder, dentro de ciertos límites, predecir cual atomizador nos proporcionará la DTP requerida en el producto.

Charlesworth y Marshall ⁽⁸⁾ emplean una constante de vaporación K definida por:

$$-\frac{d(D^2)}{d\theta} = 8K \quad \dots(22)$$

Donde D es el diámetro de la gota a cualquier tiempo θ .

A partir de la ecuación anterior podemos determinar K si conocemos de manera experimental los cambios que sufre el diámetro de la gota al transcurrir un determinado tiempo.

Una vez conocida K podemos emplear la siguiente ecuación que ya nos relaciona los diámetros requeridos:

$$D_p^2 = D_o^2 - 8K\theta_p \quad \dots(23)$$

Otra manera que quizá es la más usual por no requerir experimentación sobre la evaporación de la gota es la siguiente. ⁽²⁵⁾

El contenido inicial de sólidos por gota esférica será:

$$\xi_o = \frac{1}{6} D_o^3 \rho_o \left(\frac{1}{1+X_1} \right) \quad \dots(24)$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

El contenido final de sólidos por partícula esférica es:

$$\xi_f = \frac{1}{6} D_p^3 \rho_p \left(\frac{1}{1+X_2} \right) \quad \dots(25)$$

Entonces, la relación de diámetros de gota y partícula seca es:

$$\frac{D_p}{D_o} = \left[\frac{\rho_G}{\rho_p} \frac{1(1+X_2)}{1(1+X_1)} \right]^{1/3} \quad \dots(26)$$

Para la mayoría de los productos X_2 es muy baja, así que $1/(1+X_2)$ tiende a la unidad, entonces la ecuación se convierte en:

$$\frac{D_p}{D_o} = \left[\frac{\rho_G}{\rho_p} \frac{1}{1(1+X_1)} \right]^{1/3} \quad \dots(27)$$

Por lo tanto:

$$D_o = \frac{D_p}{\left[\frac{\rho_G}{\rho_p} \frac{1(1+X_2)}{1(1+X_1)} \right]^{1/3}} \quad \dots(28)$$

Ahora el problema se transforma en conocer la DTG.

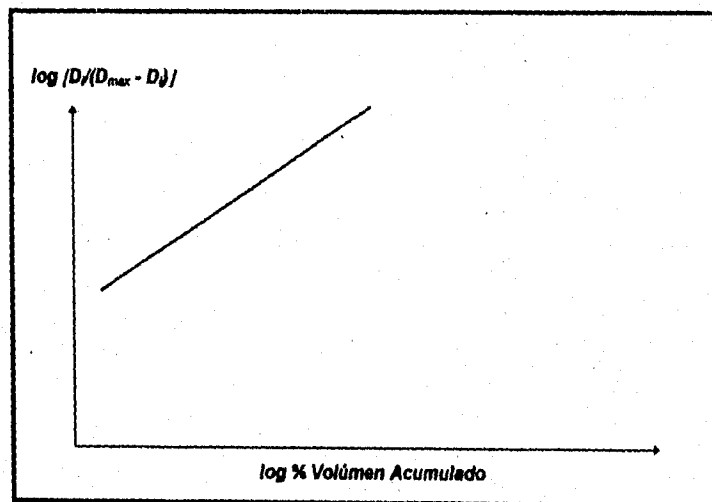
IV.3 CÁLCULO DE LA DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE LA GOTA (DTG) EN BOQUILLAS

Cuando se tienen soluciones acuosas hasta del 30% en peso de sólidos que formen un fluido Newtoniano, pueden aprovecharse los datos que ofrecen los fabricantes de la DTG para los atomizadores en el caso de agua, sin que esto implique un error apreciable. Los datos proporcionados son diámetros de cada clase de gota (D_i) contra % *Volúmen acumulado*.

Una vez obtenidos estos datos se procederá según el método de Mugele y Evans ⁽⁷⁾ a graficar \log % *Volúmen acumulado* vs. $\log D_i / (D_{max} - D_i)$.

Para graficar se supone que un D_{max} y cuando la gráfica resulte una recta el D_{max} supuesto será el correcto.

FIGURA IV.2



ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Cuando se carece de datos, o bien la concentración de la solución es mayor del 30% en peso de sólidos, calculamos una DTG por medio de las siguientes correlaciones:

IV.3.1 BOQUILLAS NEUMÁTICAS.

La ecuación que describe de manera más eficiente la DTG de este tipo de atomizadores es la encontrada por Nikiyama y Tanasawa. (9)

$$D_{vs} = \frac{585 \sqrt{\sigma}}{V_{rel} \sqrt{\rho_l}} + 597 \left(\frac{\mu_l}{\sqrt{\sigma \rho_l}} \right)^{0.45} \left(1000 \frac{Q_L}{Q_g} \right)^{1.5} \quad \text{.....(29)}$$

Donde:

V_{rel} = Velocidad relativa entre el gas y el líquido (m/seg).

ρ_l = Densidad del líquido (g/ml).

μ_l = Viscosidad del líquido (poises).

σ = Tensión superficial (dinas/cm).

Q_L = Flujo del líquido (ft³/min).

Q_g = Flujo del gas (ft³/min).

D_{vs} = Diámetro medio Sauter (μm).

IV.3.2 BOQUILLAS A PRESIÓN

Para estas boquillas la DTG se puede calcular a partir de la ecuación (26).

$$D_{vs} = \frac{500}{(\Delta P)^{1/2}} \quad \text{.....(30)}$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Donde:

ΔP = Caída de presión a través de la boquilla (psi)

IV.3.4 DISCOS ROTATORIOS

Debido a la falta de un catálogo comercial de este tipo de atomizadores se tubo que recurrir a un trabajo experimental efectuado por Friedman, Gluckert y Marshall ⁽¹⁶⁾ sobre 12 tipos de discos con cuatro soluciones de diversas propiedades físicas. Es evidente que los resultado obtenidos en el experimento servirán únicamente para substancias con propiedades físicas iguales o parecidas a las presentadas.

Por otra parte, las especificaciones de estos doce discos junto con las de los equipos disponibles comercialmente para hacerlos girar nos proporcionarán datos suficientes para utilizar una correlación propuesta por Friedman que se usa en caso de que el material que se desee secar no se ajuste a ninguno de los cuatro tipos aquí propuestos.

Las especificaciones de los discos utilizados, así como los resultados obtenidos en los experimentos de Friedman, Gluckert y Marshall se presentan a continuación, (TABLAS IV.5 A IV.8, Figura IV.3).

DISCOS USADOS EN EL ESTUDIO DE ATOMIZACIÓN CENTRÍFUGA

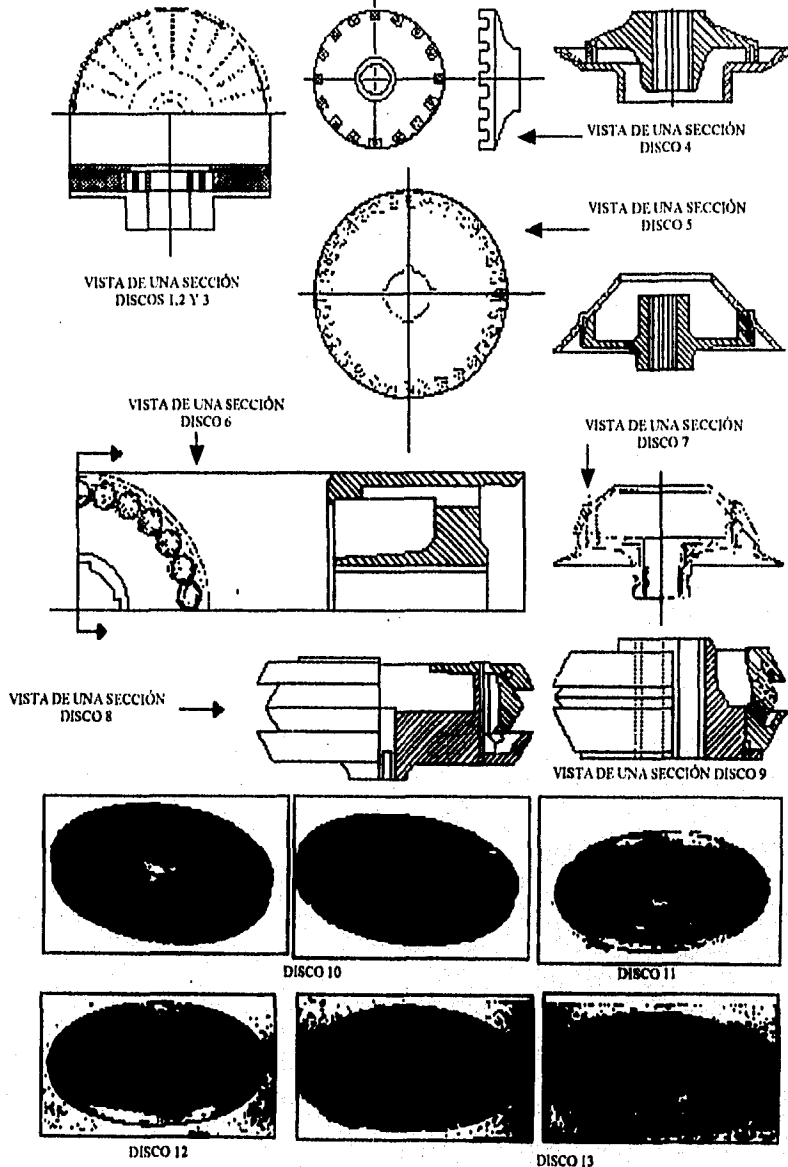


FIGURA IV.3

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

TABLA IV.5

ESPECIFICACIONES DE LOS DISCOS ROTATORIOS

Disco No.	Descripción	Radio r (ft)	Perímetro mojado por cada salida L, (ft)	Número de salida del disco Z	Dirección del líquido (ángulo con respecto a la horizontal)
1	Devanado radialmente	0.146	0.031	24	$\theta = 0^\circ$
2	Devanado radialmente	0.208	0.031	24	$\theta = 0^\circ$
3	Devanado radialmente	0.333	0.026	24	$\theta = 0^\circ$
4	Borde simple	0.167	1.048	1	$\theta = 30^\circ$
5	Borde simple	0.208	1.310	1	$\theta = 45^\circ$
6	Borde simple	0.104	0.654	1	* Inicialmente $\theta < 0^\circ$ Finalmente $\theta = 45^\circ$
7	Borde simple	0.240	1.510	1	* Inicialmente $\theta = 90^\circ$ Finalmente $\theta = 20^\circ$
8	Borde doble	0.256	1.610	2	$\theta = 60^\circ$
9	Borde doble	0.167	1.048	2	$\theta = 45^\circ$
10	Tipo V No. 74-75 (Devanado curvo hacia adelante)	0.214	0.031	24	* Inicialmente $\theta = 0^\circ$ Finalmente $\theta = 0^\circ$
11	Tipo C No. 10 (Forma de taza)	0.208	1.310	1	* Inicialmente $\theta = 15.5^\circ$ Finalmente $\theta = 90^\circ$
12	Tipo C 2 pulg. de diámetro	0.083	0.524	1	Similar al tipo C No 10
13	Tipo CRE No. 4 (Tipo plato)	0.229	1.440	1	* Inicialmente $\theta = 90^\circ$ Finalmente $\theta = 20^\circ$

* Inicialmente se refiere al punto en que es introducido el líquido al disco.

Finalmente se refiere al punto en que deja el líquido al disco.

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

TABLA IV.6
PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS MATERIALES ASPERSADOS

Material	Viscosidad lb/ft min	Densidad lb/ft ³	Tensión Superficial lb/min
A	0.0404	62.4	574
B	48.5	85.6	593
C	364.0	88.8	604
D	0.0645	88.0	786

TABLA IV.7

Disco No.	Material	Velocidad de alimentación w, (lb/min)	Velocidad de rotación n, (rev/min)	D _v (μm)	D _{max} (μm)
1	A	10.0	8.400	89	320
2	A	10.0	8.000	133	260
2	A	20.8	8.500	133	400
3	A	10.0	7.950	89	200
3	A	20.3	7.050	124	360
4	D	20.0	10.800	155	589
4	D	20.0	10.800	144	589
4	D	25.0	10.800	144	589
4	D	19.2	10.800	118	589
4	D	28.3	10.800	130	589
4	D	22.5	1.200	776	2000
4	D	22.5	6.000	246	840
4	D	22.5	8.400	165	2000
4	D	22.5	10.800	128	2000
4	D	20.8	10.800	154	590
4	D	21.2	8.400	208	840
5	D	25.0	8.400	149	417
5	D	26.7	3.600	606	1168
5	D	26.7	8.400	184	589
5	D	26.7	10.800	123	589
6	D	27.4	10.800	412	200
6	D	27.4	13.200	180	840
6	D	27.4	10.800	172	840
6	D	18.7	10.800	159	840
6	D	27.4	13.200	152	590
6	D	12.5	10.800	171	590
6	D	21.0	10.800	159	580
6	D	21.0	13.200	153	580
6	D	21.0	18.000	134	580
7	D	30.0	6.000	171	833
7	D	41.6	1.200	479	1651
7	D	41.6	880	678	1651
8	D	41.6	1.200	400	1651
8	D	50.0	1.200	448	1651
8	D	58.4	1.200	518	1651
8	D	50.0	860	527	1651

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Continuación:

Disco No.	Material	Velocidad de alimentación w , (lb/min)	Velocidad de rotación n , (rev/min)	D_{va} (μ m)	D_{max} (μ m)
9	D	22.5	1.200	561	840
9	D	22.5	6.800	219	840
9	D	22.5	8.400	170	2000
9	D	22.5	10.800	142	840
9	D	21.2	1.200	656	2000
10	A	31.3	5.080	205	600
10	A	10.4	5.080	177	480
10	A	51.2	9.310	166	400
10	A	31.3	9.510	156	360
10	A	10.4	9.700	127	280
10	A	29.2	13.850	107	240
10	A	10.0	14.000	92	200
10	A	20.0	3.550	192	630
10	A	10.0	6.710	175	440
10	A	10.0	5.040	126	220
10	A	49.5	5.020	164	640
10	A	67.5	5.060	233	800
10	A	29.2	14.000	193	400
10	B	5.1	14.000	256	520
10	C	1.7	9.520	228	360
11	A	20.0	9.600	170	324
11	A	20.0	3.550	127	252
11	A	59.1	3.565	405	683
11	A	10.0	7.500	294	647
12	A	2.2	7.700	186	180
12	A	1.3	14.260	177	360
12	A	1.3	7.400	85	360
12	A	0.55	11.300	134	252
12	A	2.2	12.500	96	220
12	A	0.79	12.500	106	114
12	A	0.79	12.500	69	125

TABLA IV.8
TRAYECTORIA DEL ASPERSADO

Disco No.	Material	Velocidad de rotación n, (rev/seg)	Velocidad de alimentación w, (lb/min)	Distancia a la cual 80% del material ha caído menos de 10 pulg. a partir del disco X ₈₀ , (ft)	rvw (ft)(rev/mln) (lb/min)
1	A	3600	9.2	3.35	48.40
10	A	5080	10.4	3.65	11300
10	A	9700	10.4	3.75	21600
10	A	6410	10.7	4.15	14700
10	A	6380	13.2	4.5	18000
10	A	5060	31.2	5.4	33800
10	A	9510	31.2	5.6	63500
10	A	8310	51.2	6.15	102000
10	A	4750	73.7	4.7	7500
10	A	5100	4.2	2.9	4850
10	A	5090	6.2	3.25	6760
10	A	6460	4.2	3.4	6820
10	A	6460	5.5	3.55	7820
11	A	5100	4.2	2.05	4459
11	A	5090	6.2	2.4	6650
11	A	5080	8.3	2.85	8760
11	A	5080	10.4	2.75	11000
11	A	5070	12.5	2.8	13200
11	A	5060	14.8	2.8	15400
11	A	5050	16.6	2.85	17400
11	A	5040	18.7	2.85	19600
12	A	7400	0.55	2.15	338
12	A	7600	2.24	2.4	1400
12	A	7700	1.32	2.05	850
12	A	11300	2.24	2.3	2110
12	A	12500	0.79	2.3	824

La selección del disco se efectuará de la siguiente manera:

1. Deberá especificarse de qué material se trata (A,B,C ó D).
2. Con la distribución del tamaño de gota deseado (D_{vw}) para dicho material y con el flujo requerido de alimentación se obtendrá un renglón de la TABLA IV.7 y en él podemos leer el disco necesario, así como el número de revoluciones por minuto que se requerirán.

Para conocer la trayectoria del esparado para otros materiales distintos del "A", puede utilizarse la siguiente ecuación:

$$X_{10} = 0.4(rnw)^{1/4} \quad \dots(31)$$

Donde:

X_{10} = Distancia a la cual el 50 % del aspersado es lanzada antes de que caiga 10 pulg. por debajo del plano del disco.

r = Radio del disco (ft).

n = Velocidad de rotación (rev/min).

w = Velocidad de alimentación (lb/min).

En el caso de que los materiales A,B,C ó D no coincidan con el material que se desea secar, es posible utilizar la correlación del diámetro medio de Sauter (D_{vs}) con el radio del disco, efectuada por los mismos autores, auxiliándose de las tablas de especificaciones de discos rotatorios y de equipos disponibles comercialmente para hacerlos girar. ⁽¹⁶⁾ La correlación es:

$$\frac{D_{vs}}{r} = 0.4 \left(\frac{G_o}{\rho_s N r^2} \right)^{0.6} \left(\frac{\mu_s}{G_o} \right)^{0.2} \left(\frac{\sigma \rho_s L_w}{G_o^2} \right)^{0.1} \quad \dots(32)$$

Donde:

D_{vs} = Diámetro medio Sauter (μm).

G_o = Masa velocidad (g/seg) (cm de perímetro mojado).

ρ_s = Densidad de la alimentación.

σ = Tensión superficial (dinas/cm).

L_w = Perímetro mojado del disco rotatorio (cm).

μ_s = Viscosidad (poises).

N = Velocidad de rotación del disco (rps).

r = Flujo del gas (ft/s).

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Los equipos disponibles comercialmente para hacer girar los discos con sus características respectivas son:

TABLA IV.9

Tipo	Consumo máximo de potencia (kw)	Rango de velocidad de alimentación (Ton/hr)	Rango de revoluciones por minuto (rpm)
F-10	7.5	1-4	6000-24000
F-35	24.0	2-10	6000-15000
F-160	160	6-35	6000-18400
F-350	260	20-80	4500-13000
F-600	630	50-200	4500-11500

La selección del disco se efectuará entonces de la manera siguiente:

1. Se conocen las propiedades del material que se desea secar, por lo que ρ_s , σ y μ_s tendrán valores conocidos así mismo D_{ps} será la distribución del tamaño de gota deseada.
2. Se prueba ordenadamente para cada uno de los 12 discos lo siguiente:
3. Se consultará la tabla de especificaciones de discos rotatorios para conocer el perímetro mojado (L_w). Con este dato y la capacidad de alimentación requerida obtenemos G_s . Obviamente en cada caso el radio del disco queda determinado.
4. Se sustituyen los valores de los datos anteriores de la ecuación (32) y se despeja N .

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

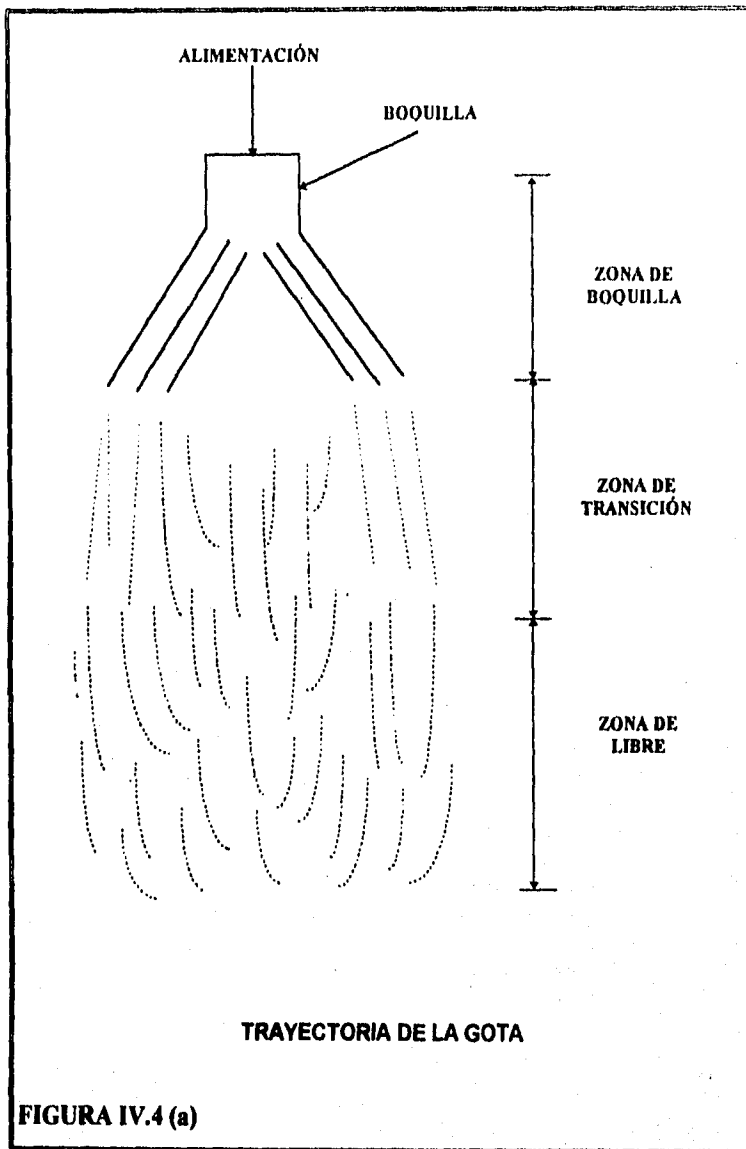
5. De acuerdo con la **TABLA IV.9**, de equipos disponibles comercialmente para hacer girar los discos se ve el tipo de equipo que satisface nuestra velocidad de alimentación.
6. Si la N obtenida de la ecuación (32) cae dentro del rango ofrecido en la **TABLA IV.9**. Si concuerda será el disco correcto. Si no concuerda deberá probarse con el disco siguiente.

Para conocer la trayectoria de la gota puede utilizarse la ecuación (31).

Una vez escogido un grupo reducido de boquillas o discos, deberá seleccionarse aquel o aquellos cuya distancia a la que envían el producto aspersado (zona de transición, ver **FIGURA VI.2 (a)** y **FIGURA IV.2 (b)**) sea cuando mucho el 80% de radio de la cámara cuando se utilicen discos rotatorios. Si la distancia a la que es enviada el material excede de dicho porcentaje, deberá probarse con otro atomizador del grupo seleccionado en caso de que esté fijada la cámara.

Ahora bien, si dos o mas atomizadores cumplen con los requisitos se escogerá aquel que sea más accesible en México y más barato.

Finalmente, en caso de que sea necesario instalar un banco de boquillas, el número de éstas debe basarse en la optimización de la cobertura del espreado, consumo de energía para esprear y tamaño de partícula. El diseño debe proveer una distribución de gas alrededor de cada boquilla y sobre todo es preciso observar que de acuerdo al ángulo de espreado proporcionado por cada boquilla, el espreado de cada una en la zona de transición se sobreponga lo menos posible al de la otra. Esto es de suma importancia para evitar aglomeración de partículas y se vea afectada nuestra DTP.



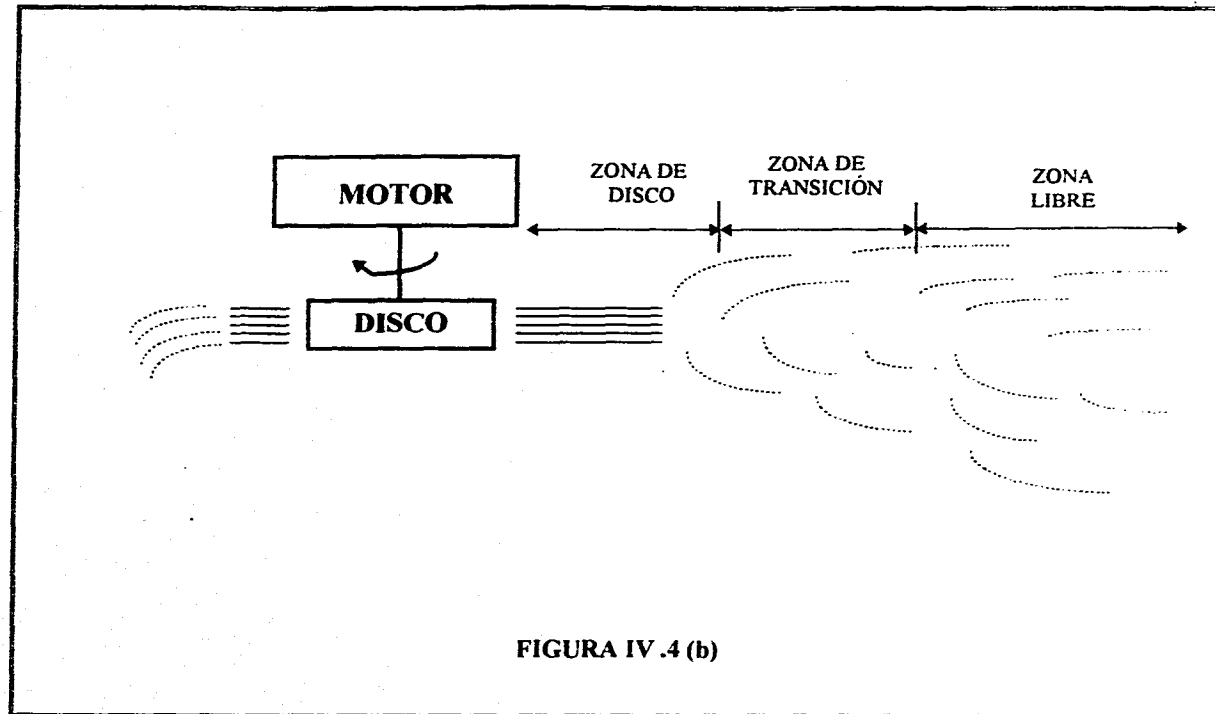


FIGURA IV .4 (b)

IV.4 DIMENSIONAMIENTO DE LA CÁMARA DE SECADO

Para el dimensionamiento de la cámara de secado se consideran varios aspectos. Entre ellos sobresale el tiempo de secado de la partícula mas grande y la velocidad de gota a la salida del atomizador.

De acuerdo a un estudio efectuado por Gluckert ⁽¹⁵⁾ se trata a continuación la parte del tiempo de secado y un desarrollo teórico basado en las premisas siguientes:

1. El tiempo de la trayectoria de las partículas mas grande antes de que choquen contra la pared del secador está determinado por la ecuación de desaceleración de un chorro libre. En el estudio de varios investigadores se ha mostrado que las partículas se impregnan en la cámara, en el caso de atomizadores directos axiales, a una distancia de 4 veces el diámetro de la cámara a partir de la boquilla.
2. Se considera que las gotas más grandes tendrán un diámetro igual a 3 veces el diámetro medio de Sauter; este diámetro se obtiene de acuerdo a las ecuaciones y métodos ya expresados en la selección del atomizador.
3. El número de Nusselt ($Nu = h_c D / K_c$) es igual a 2 correspondiendo a condiciones pures al infinito, es usado para evaluar el coeficiente de transferencia de calor.
4. La transferencia de humedad ocurre en la superficie de la gota, la cual consiste de un líquido saturado. El gradiente que genera esta transferencia es la temperatura de salida del gas y la temperatura de saturación adiabática.
5. El flujo volumétrico recorrerá una vez la cámara, en tanto que el material lo hará varias veces.

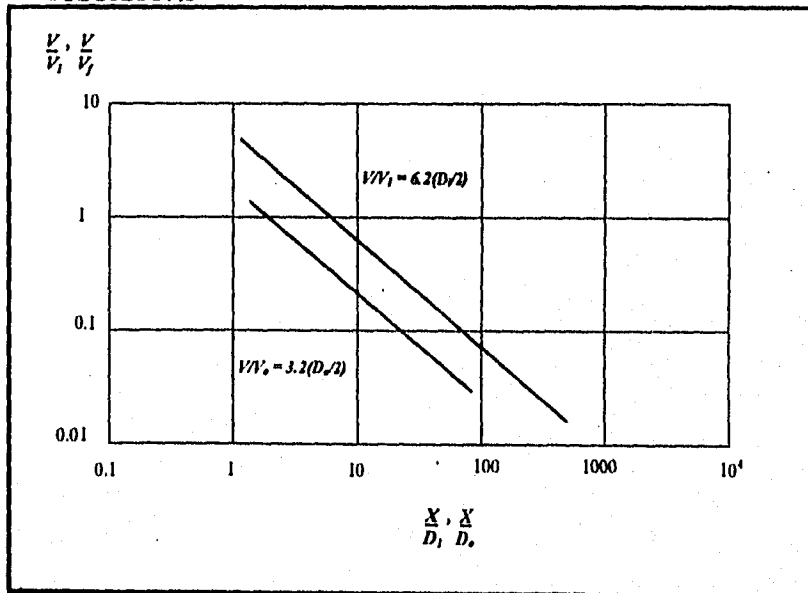
6. Se debe dar el tiempo suficiente para secar la gota más grande hasta que esta no sea pegajosa o para secar completamente una gota un poco más pequeña.

Estas premisas han sido empleadas para calcular el tiempo de vuelo (t) de la gota más grande bajo condiciones de capacidad en un secador por aspersión para los siguientes tres tipos de atomizadores.

IV.4.1 BOQUILLAS NEUMÁTICAS

Estos atomizadores de dos fluidos producen un chorro de aire que forma y lleva consigo a las gotas. La trayectoria de este espreado ha sido computado de datos obtenidos con chorros de geometría similar.

FIGURA IV.5



ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

La velocidad en la línea central del chorro (V) teniendo una velocidad inicial del atomizador de 1000 ft/seg la cual es típica para estos atomizadores, está dada por:

$$\frac{V}{V_m} = 6.2 \left(\frac{D_c}{x} \right) \quad \dots(33)$$

Siendo:

$$V = \frac{dx}{d\theta} \quad \dots(34)$$

Tenemos:

$$\frac{dx}{d\theta} = 6.2V_m \left(\frac{D_c}{x} \right) \quad \dots(35)$$

Separando variables:

$$d\theta = \frac{x dx}{6.2V_m D_c} \quad \dots(36)$$

Integrando para obtener el tiempo total de residencia en el chorro de longitud x_t se obtiene:

$$\theta_t = \frac{x_t^2}{12.4V_m D_c} \quad \dots(37)$$

El volúmen total del cilindro del secador al final del chorro esreado será:

$$v = \frac{\pi D_c^2 x_i}{4} \quad \text{.....(38)}$$

El volúmen total del cilindro es utilizado ya que el volúmen que no ocupa el chorro se emplea para recircular aire. El material atomizado se proyecta hacia la cámara de secado como un chorro en expansión con un ángulo de 20 grados.

Este mismo chorro viaja a través del gas circundante, expandiéndose hasta que llega a una distancia de tres diámetros de cámara aproximadamente a partir del origen.

Se ha encontrado mediante experimentación, que el material moviéndose dentro de la cámara se encuentra seco después de desplazarse una longitud equivalente a 4 o 5 diámetros de cámara. Por lo que un mínimo deseable de longitud de cámara es de $4 \pm \frac{1}{2}$ el diámetro. Esta incertidumbre introduce un error de $\pm 15\%$ en los coeficientes de correlación.

$$\frac{D_c}{x_i} = \frac{1}{4} \quad \text{.....(39)}$$

Elevando al cuadrado:

$$D_c^2 = \frac{1}{16} x_i^2 \quad \text{.....(40)}$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Sustituyendo D_c^2 en la ecuación (38):

$$v = \frac{\pi x_i^3}{64} \quad \dots(41)$$

Obteniendo x_i^2 :

$$x_i^2 = \left(\frac{64}{\pi}\right)^{1/3} v^{1/3} \quad \dots(42)$$

Sustituyendo x_i^2 en la ecuación (37):

$$\theta_i = \left(\frac{64}{\pi}\right)^{1/3} \frac{v^{1/3}}{12.4 V_m D_c} \quad \dots(43)$$

El flujo total másico que pasa a través del secador será:

$$W_a + W_t = \frac{V_m D_c^2 \rho_m}{4} \quad \dots(44)$$

El líquido que está siendo esprayado es acelerado por transferencia de momentum a partir del gas de atomización y el momentum es conservado. El momentum inicial del líquido es despreciable, entonces:

$$V_a W_a = (W_a + W_t) V_m \quad \dots(45)$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Sustituyendo V_m de la ecuación (44) por el despeje de V_m de la ecuación (45) obtenemos:

$$W_a + W_t = V_a \frac{W_a}{(W_a + W_t)} \pi \frac{D_c^2}{4} \rho_m \quad \dots(46)$$

Despejando D_c :

$$D_c = 2 (W_a + W_t) \sqrt{\frac{1}{\pi W_a V_a \rho_m}} \quad \dots(47)$$

Y reemplazando V_m de la ecuación (43) por V_m de la ecuación (45) tenemos:

$$\theta_t = \left(\frac{64}{\pi}\right)^{3/2} \frac{v^{3/2}}{12.4 V_a} \left(\frac{W_a + W_t}{W_a}\right) \frac{1}{D_c} \quad \dots(48)$$

Sustituyendo el valor de D_c de la ecuación (47) en la ecuación (48) y reorganizando obtenemos:

$$\theta_t = 0.532 v^{3/2} \sqrt{\frac{\rho_m}{W_a V_a}} \quad \dots(49)$$

Debido a que el líquido contribuye muy poco al volumen de la mezcla espreado-gas tenemos que:

$$\rho_m = \rho_a \left(\frac{W_a + W_t}{W_a}\right) \quad \dots(50)$$

IV.4.2 BOQUILLAS A PRESIÓN

La velocidad del aire que viaja ha sido tomada con buena aproximación de la velocidad del espreado. El comportamiento del espreado se puede representar así:

$$\frac{V}{V_f} = 3.2 \left(\frac{D_o}{x} \right) \quad \dots(51)$$

De esta ecuación el tiempo requerido para que el espreado viaje a una distancia igual a 4 veces el diámetro de la cámara de secado es:

$$\theta_t = \left(\frac{64}{\pi} \right)^{1/2} \frac{v^{1/2}}{6.4V_f D_o} \quad \dots(52)$$

Aquí D_o es el diámetro inicial del chorro de aire de salida que tiene la misma velocidad y momentum que el chorro de líquido que originó.

IV.4.3 DISCOS ROTATORIOS

Para discos la fracción de velocidad inicial del aire inducido es menor que la del chorro proveniente de una ranura en la boquilla. Debido a que la diferencia en velocidades tiende a ser de menor importancia a distancias más grandes del disco, se le ha dado mayor importancia a las mediciones de impacto hechas a mayores distancias específicamente la caída de velocidad del espreado de un disco rotatorio. Las trayectorias observadas de los chorros de discos rotatorios son representadas por:

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

$$V_f = \sqrt{2} \ 2\pi r N \quad \dots(53)$$

Donde b es el ancho del chorro anular de un disco rotatorio de composición de salida de gas que tiene la misma velocidad y momentum que el chorro del líquido y es como sigue.

La velocidad del chorro del líquido es el vector suma de la velocidad radial y tangencial.

$$V_f = \sqrt{2} \ 2\pi r N \quad \dots(54)$$

Esto igual a la velocidad de un chorro ficticio (anchura b) de composición de salida que tiene la misma velocidad y momentum (por lo tanto el mismo flujo inicial):

$$V_f = \sqrt{2} \ 2\pi r N = V = \frac{W_i}{\rho_i^2 r b} \quad \dots(55)$$

Resolviendo para b :

$$b = \frac{W_i}{\sqrt{2}(2\pi r)^2 N \rho_i} \quad \dots(56)$$

Sabiendo que:

$$V = \frac{dR}{d\theta} \quad \dots(57)$$

Se obtiene de la ecuación (53):

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

$$\frac{dR}{d\theta} = 1.2 V_r \frac{(br)^{1/2}}{[(R-r)R]^{1/2}} \quad \dots(58)$$

Separando variables se obtiene:

$$1.2 V_r (br)^{1/2} d\theta = [(R-r)R]^{1/2} \quad \dots(59)$$

Integrando entre límites de $\theta = 0$ a θ_1 y $R = r$ a $R = R_c$, se obtiene:

$$1.2 V_r (br)^{1/2} \theta_1 = \frac{(2R_c - r)[(R_c - r)R_c]^{1/2}}{4} - \frac{r^2}{8} \ln \left\{ \frac{[(R_c - r)R_c]^{1/2} + R_c - r}{r/2} \right\} \quad \dots(60)$$

Para casos de interés $R_c > 5r$, entonces la aproximación será:

$$\sqrt{(R_c - r)R_c} = \frac{(R_c - r) + R_c}{2} \quad \dots(61)$$

Se introducirá un error de 1.5%. Similarmente el término logarítmico puede ser despreciado sin introducir un error mayor al 5%.

Haciendo estas aproximaciones en la ecuación (60), agrupando términos semejantes y despejando θ_1 tenemos:

$$\theta_1 = \frac{(R_c - r/2)^2}{2.4 V_r (br)^{1/2}} \quad \dots(62)$$

IV.5 DIMENSIONAMIENTO DE LA CÁMARA DE SECADO

Las cámaras de secado pueden ser cónicas, cilíndricas, rectangulares o combinadas. Sus volúmenes se calculan como:

$$v = \frac{\pi}{4} D^2 h \quad \dots \text{Cilíndrica}$$

$$v = \frac{\pi}{12} D^2 h \quad \dots \text{Cónica}$$

$$v = B L h \quad \dots \text{Rectangular}$$

El atomizador será el que defina en última instancia las dimensiones de la cámara de secado. Debido a que la distancia a la que es lanzado el chorro, debe ser siempre menor que la cámara de secado en el caso de boquillas, o menor que el radio de la misma en el caso de atomizadores rotatorios. Esta distancia máxima recomendada para el viaje del chorro es del 80% en ambos casos.

De acuerdo a lo anterior, podemos analizar el dimensionamiento de la cámara según el tipo de atomizador empleado.

IV.5.1 ATOMIZACIÓN CON BOQUILLAS NEUMÁTICAS O A PRESIÓN

a) CORRIENTE PARALELA O CONTRACORRIENTE

Se recomienda en la actualidad la relación de 4:1 del largo de la cámara con respecto al diámetro, considerando dicho largo a partir de la boquilla (**FIGURA IV.4**). Esto debido a que el esparcido proporcionado por las boquillas es generalmente largo y con ángulos de aspersión pequeños

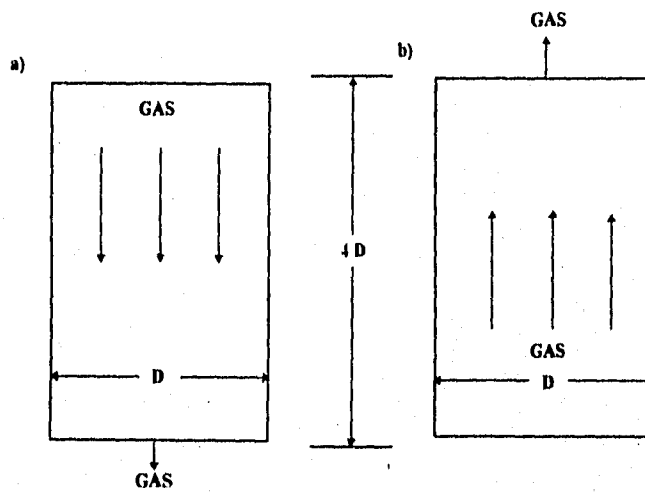
ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

(alrededor de 20 grados), y recordando lo mencionado líneas arriba, el volúmen del cilindro se evalúa así:

$$\begin{aligned}V'_{\text{cilindro}} &= \frac{\pi}{4} D^2 h \\D &= \sqrt[4]{h} \\h &= 1.25 h_{\text{esperado}} \\V' &= 0.0959 (h_{\text{esperado}})^3\end{aligned}\quad \text{.....(63)}$$

Este cálculo se efectuará para cada una de las boquillas seleccionadas. Una vez conocido el volúmen del cilindro se procede a calcular el tiempo de permanencia de los gases.

FIGURA IV.6



ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Para el cálculo del tiempo de permanencia de los gases, es necesario establecer primero algunos conceptos válidos para cualquier tipo de secador por aspersión.

La cámara de secado debe proporcionar el volúmen de aire con el contenido calorífico suficiente para secar el espreado.

La velocidad inicial del secado es muy alta en el primer periodo de secado, cuando la mayoría de la humedad es evaporada en tiempos muy cortos (θ_1 o θ_{max}), pero durante el segundo periodo de secado, la velocidad decrece considerablemente y es requerido más tiempo para evaporar el contenido de humedad restante. Se requieren algunos segundos extras para lograr lo anterior.

El tiempo de residencia total del producto puede asumirse entonces como el tiempo de permanencia promedio del gas (θ_G). Se utiliza el volúmen del aire a las condiciones de salida, es decir, el volúmen total de la cámara (V_{TOT}) en un instante (θ) dado estará expresado por el volúmen de la fase gaseosa presente.

$$V_{TOT} = V_{aire} + V_{agua\ evaporada} \quad \dots(64)$$

Tendremos por una parte que:

$$V_{aire\ secado} = G_{aire} \theta_G \quad \dots(65)$$

Debido a que el agua evaporada se mezcla con el aire, el tiempo de residencia de este componente será prácticamente el mismo que para el aire de secado, entonces:

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

$$V_{\text{agua evaporada}} = G_{\text{agua}} \theta_G \quad \dots(66)$$

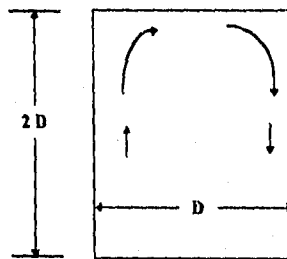
Donde G_{agua} = flujo volumétrico de agua evaporada por lo cual:

$$V_{\text{TOT}} = G_{\text{aire}} \theta_G + G_{\text{agua}} \theta_G = \theta_G (G_{\text{aire}} + G_{\text{agua}}) \quad \dots(67)$$

b) FLUJO MIXTO

Debido a que en este tipo de secadores el gas realizará dos veces el recorrido cumpliendo con un tiempo de residencia dado, el largo de la cámara se reducirá a 2 veces el diámetro de la cámara.

FIGURA IV.7



El volumen del cilindro en función de la altura delaspersado quedará expresado como:

$$V = \frac{(0.5h_{\text{cilindro}})^2}{4} \pi h_{\text{cilindro}} \quad \dots(68)$$

$$V = 0.3855 h_{\text{aspersado}} \quad \dots(69)$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Este tipo de diseño se enfrenta a dos problemas básicos. El primero es la limitación de la altura del esreado para una capacidad dada, y el segundo se refiere a un análisis sumamente complejo del comportamiento del gas dentro de la cámara, comportamiento que hasta la fecha no ha sido descrito satisfactoriamente.

Para facilitar los cálculos, consideré la parte cónica exclusivamente como colector del producto seco, con una altura igual al diámetro del secador. El cono cumple entonces con las funciones de recolección del producto, así como de minimizar la caída de presión a la que se verá sometido el flujo que abandona la cámara para introducirse a una tubería que tendrá naturalmente, un diámetro mucho menor que la cámara de secado. Estas consideraciones son válidas debido a que se han efectuado los cálculos necesarios para establecer cuando el material llega a la zona de recolección (*cono*), el material se encuentra seco y el gas exhausto, de lo contrario sería necesario considerar también que el material se encuentra en contacto con la fase gaseosa en todo el trayecto de la tubería, lo que llevará al equipo separador del producto e inclusive dentro de este. A este respecto podría pensarse en un sobrecalentamiento del material, sin embargo, esto resulta ser mínimo debido a que a partir de la sección cónica, existe un decremento paulatino de la sección transversal, lo que provoca un incremento de la velocidad del fluido y por consiguiente un tiempo de contacto mínimo.

De acuerdo a lo anterior, el volúmen real (V_R) que se maneja en la cámara de secado es el volúmen ocupado por los gases de secado y el líquido evaporado (V_{TOR}) que es el de la sección cilíndrica mas el volúmen ocupado por el gas que va propiamente de salida. Este último volúmen será prácticamente el del cono (V_{CO}). Lo anterior se expresa como:

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

$$V_R = V_{TOT} + V_{CO} = V_{CILINDRO} + V_{CONO} \quad \dots(70)$$

Estrictamente deberá tomarse en cuenta el volúmen del sólido ya seco dentro de la cámara, pero resulta evidentemente despreciable frente a la longitud del flujo volumétrico de toda la fase gaseosa.

Con el propósito de obtener un diseño funcional, tanto técnica como económicamente, se recomienda como guía los siguientes tiempos de permanencia de los gases (θ_G). (25)

TABLA IV.10

θ_G	Recomendado para:
Corto (10-15 seg)	Partículas finas con productos no sensitivos al calor.
Medio (25-35 seg.)	Aspersados que van de finos a semigruesos ($D_{vs} \approx 180 \mu m$). Productos sensitivos y no sensitivos al calor. secados a contenidos bajos de humedad.
Alto (40 seg ó más)	Aspersado grueso ($D_{vs} 200-275 \mu m$). Secados a contenidos bajos de humedad. Temperatura baja de operación. Productos sensitivos al calor.

No olvidar que las consideraciones expresadas por las ecuaciones (64) a (67), así como la TABLA IV.10, son válidas para los otros arreglos de secadores.

Es decir:

$$V_R = \frac{\pi}{4} D^2 h + \frac{\pi}{12} D^2 h_{co} \quad \dots(71)$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

De acuerdo a los casos expuestos anteriormente a) $h = 4D$ y b) $h = 2D$ y $h_{co} = D$, se obtendrá respectivamente.

$$\text{a) } V_R = \pi D^3 + \frac{1}{12} \pi D^3 \quad \dots(72)$$

$$\text{b) } V_R = \frac{\pi}{2} D^3 + \frac{1}{12} \pi D^3 \quad \dots(73)$$

De las ecuaciones anteriores observamos que para cualquier diámetro la relación V_R/V_{TOT} en el caso a) (flujo a contracorriente o corriente paralela) es:

$$\text{a) } \frac{V_R}{V_{TOT}} = \frac{\pi D^3 + \frac{1}{12} \pi D^3}{D^3} \quad \dots(74)$$

Es decir:

$$\text{a) } V_R = 1.0833 V_{TOT} \quad \dots(74-a)$$

Para el caso b) (flujo mixto) tenemos:

$$\text{b) } \frac{V_R}{V_{TOT}} = \frac{\frac{\pi}{2} D^3 + \frac{\pi}{12} D^3}{\frac{\pi D^3}{12}} \quad \dots(75)$$

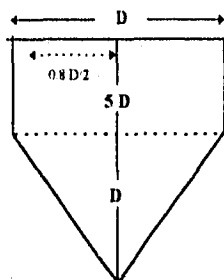
O bien:

$$\text{b) } V_R = 1.166 V_{TOT} \quad \dots(75-a)$$

IV.5.2 DISCOS ROTATORIOS

Cuando se utiliza este tipo de atomizador, el dimensionamiento recomendado actualmente es el mostrado a continuación.

FIGURA IV.8



Este arreglo se debe a que el ángulo de aspersado es grande (cercano a 180 grados) y la trayectoria de las gotas tenderá en un principio a ser horizontal. Es evidente entonces, que el secado se realiza en mayor proporción en el plano horizontal de la cámara.

Como puede apreciarse en el esquema, el cono resulta una parte importante del volumen total del secador (V_R), por lo cual el volumen de gas contenido en dicho cono también participa en el secado del material. Esta proporción de cono se justifica de la manera siguiente:

Al salir el aspersado del disco, las gotas mas pequeñas serán impulsadas mas violentamente que las mas pesadas, sin embargo, al irse efectuando el secado, las primeras resultarán mas ligeras y el gas les presentará una mayor oposición a su trayectoria original, por otra parte, las gotas de mayor tamaño tendrán un mayor peso y tenderán a caer más rápido

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

(recordar que tiene la fuerza de oposición que ejerce el aire de secado), recorriendo mas distancia antes de ser secadas. Sin embargo, al caer mas rápidamente, alcanzarán la sección cónica un poco antes que las más ligeras, acrecentando su velocidad junto con el gas, proporcionando con esto una compensación de tiempo por distancia con respecto a las gotas más pequeñas.

Lo anterior puede expresarse de la siguiente manera:

$$V_{TOT} = V_R = V_{CONO} + V_{cilindro} \quad \dots(76)$$

$$V_R = \frac{1}{3} \pi R^2 h + \pi R^2 h \quad \dots(77)$$

Donde:

$$R = 1.25 R_{aspersión} \quad \dots(78)$$

Queda de esta manera establecido el dimensionamiento de la cámara de un secador por aspersión.

El dimensionamiento deberá completarse con las condiciones adecuadas de operación para un correcto funcionamiento.

IV.6 CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA CAMÁRA DE SECADO

Para operar eficientemente una cámara de secado, resultan imprescindibles algunos aspectos de los balances de materia y energía, los cuales se presentan a continuación.

Balance de materia.

Balance de agua:

$$G'Y_1 + M_1 X_1 = G'Y_2 + M_2 X_2 \quad \dots(79)$$

$$G'(Y_1 + Y_2) = M_1 X_1 - M_2 X_2$$

Cuando no hay acumulación:

$$M_1 = M_2 = M = \text{masa de sólido seco/hr.}$$

Entonces:

$$G'(Y_2 - Y_1) = M(X_1 - X_2) \quad \dots(80)$$

Balance de calor.

El calor total requerido para realizar el secado será la suma de varios calores necesarios para elevar la temperatura de cada componente del sistema hasta su temperatura de salida.

El calor q_1 necesario para elevar la temperatura del aire ambiente, hasta la temperatura de salida del secador esta dada por:

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

$$q_1 = G(0.24 + 0.46Y_1)(T_2 - T_0) \quad \text{.....(81)}$$

El calor q_2 necesario para elevar la temperatura del agua que se eliminará del material desde la temperatura de alimentación hasta la temperatura de bulbo húmedo a las condiciones de secado.

$$q_2 = (Cp_1)M(X_1 - X_2)(T_{w1} - T_f) \quad \text{.....(82)}$$

El calor q_3 necesario para evaporar el agua es:

$$q_3 = M(X_1 - X_2)\lambda_f \quad \text{.....(83)}$$

El calor q_4 necesario para elevar la temperatura del agua ya evaporada desde la temperatura de bulbo húmedo hasta la temperatura de salida del gas.

$$q_4 = 0.46M(X_1 - X_2)(T_2 - T_w) \quad \text{.....(84)}$$

El calor q_5 necesario para elevar la temperatura del material seco desde la temperatura de alimentación hasta la temperatura de salida, será igual a:

$$q_5 = MCP_s(T_p - T_f) \quad \text{.....(85)}$$

El calor q_6 necesario para elevar la temperatura del agua que no se elimina del material hasta la temperatura de salida es:

$$q_6 = MX_2(T_p - T_f)Cp_L \quad \text{.....(86)}$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

En la mayoría de los casos $q_6 \rightarrow 0$ puesto que la humedad residual tenderá a ser mínima.

Entonces, la suma de todos estos calores parciales será el calor necesario para llevar a cabo la operación de secado.

$$\Sigma Q = G(0.24 + 0.46Y_1)(T_2 - T_0) + (Cp_L)M(X_1 - X_2)(T_w - T_f) + M(X_1 - X_2)\lambda_f \dots(87) \\ + 0.46M(X_1 - X_2)(T_2 - T_w) + MCp_a(T_p - T_f) + MX_2(T_p - T_f)Cp_L$$

Las pérdidas de calor totales pueden ser de 5 al 10% del calor requerido para el secado según el tipo de secador y su aislamiento. Considerando el valor máximo tendríamos:

$$Q_{TOT} = 1.1\Sigma Q \dots(88)$$

Q_{TOT} debe ser igual al calor necesario para elevar la temperatura del aire ambiente hasta la temperatura del secador.

$$Q_{TOT} = G(0.24 + 0.46Y_1)(T_1 - T_0) \dots(89)$$

Por otra parte, las premisas establecidas para el tiempo de residencia, ⁽¹⁵⁾ así como las que se dan a continuación son de suma utilidad para obtener expresiones que nos relacionen la velocidad de transferencia de calor con algunas variables importantes del secado por aspersión.

Las premisas adicionales son las siguientes:

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

- a) La velocidad de transferencia de calor para todo el aspersado es igual al flujo másico de dicho aspersado multiplicado por la velocidad de transferencia de calor por unidad de peso para la porción de secado más lento del esparado por su tiempo de vuelo (θ). Las gotas más grandes que son las que secan más lentamente, son la porción limitante del aspersado y son usadas, por lo tanto, en esta evaluación.
- b) En algunas ocasiones el secado en la superficie de la gota tiende a formar una costura la cual mantiene el diámetro esencialmente sin cambio. La integración de la ecuación para la velocidad de transferencia de calor de una gota si el diámetro es constante da:

$$q_c = \frac{12k_f \Delta T \theta}{\rho D^2} \quad \dots(90)$$

Si por otro lado, sucede que el diámetro de la gota decrece, el tiempo requerido para el secado será más grande por un factor de 1.5 y el funcionamiento se reduce proporcionalmente, entonces la ecuación anterior se convierte a:

$$q_c = \frac{8k_f \Delta T \theta}{(D_{inicial} - D_{final})} \quad \dots(91)$$

- c) El funcionamiento de un secador por aspersión es determinado por la velocidad de transferencia de calor Q que puede ser obtenido entre el gas secado y el aspersado sin deposición en las paredes del secador.

La velocidad de transferencia de calor para la gota más grande es:

$$\frac{dq_c}{d\theta} = h \Delta T_i = 2\pi k_f D_{max} A_q T_i \quad \dots(92)$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Donde $A_g = \pi(D_{max})^2$, $h = 2k_f/D_{max}$ y ΔT_1 es la diferencia de temperaturas del gas de secado a las condiciones de salida y la temperatura de la superficie de la gota (T_{wf} = Temperatura de bulbo húmedo).

La velocidad de transferencia de calor por unidad de masa inicial de la gota más grande es:

$$\frac{dq_{tr}}{d\theta} = \frac{12k_f D_{max} \Delta T_1 \pi}{\rho_s \pi (D_{max})^3} = \frac{12k_f \Delta T_1 \pi}{\rho_s (D_{max})^2} \quad \dots\dots(93)$$

Partiendo de que el peso de la gota más grande es $\rho_s (D_{max})^3/6$

En el caso de que la gota no experimente un cambio en el diámetro durante el secado, la ecuación (93) puede ser integrada:

$$q_{tr} = \frac{12k_f \Delta T_1 \theta_{max}}{\rho_s D_{max}^2} \quad \dots\dots(94)$$

Si el diámetro decrece con la evaporación :

$$q_{tr} = \frac{8k_f \Delta T_1 \theta_{max}}{\rho_s D_{max}^2} \quad \dots\dots(94-a)$$

Se asume que la composición de la gota mas grande será representativa de todo el aspersado, y consecuentemente la cantidad de calor transferido por peso inicial de aspersado también será igual a q .

La velocidad de transferencia de calor por unidad de tiempo para todo el aspersado estará dada por:

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

$$Q_v = \frac{dq_v}{d\theta} = q_v w_s \quad \dots(95)$$

Combinando la ecuación (95) con las ecuaciones (94) y (94-a) tendremos respectivamente:

$$Q_v = \frac{12k_f \Delta T_1 \theta_{\max}}{\rho_s (D_{\max})^3} w_s \quad \dots(96)$$

$$Q_v = \frac{8k_f \Delta T_1 \theta_{\max}}{\rho_s (D_o^2 - D_p^2)} w_s \quad \dots(96-a)$$

Haciendo $\theta = \theta_{\max}$ y sustituyendo el valor de θ de la ecuación (49) en las ecuaciones (96) y (96-a), tendremos para boquillas neumáticas:

$$Q_v = \frac{12k_f \Delta T_1 \left[0.532 V^{1/2} \sqrt{\rho_m / w_s V_a} \right]}{\rho_s (D_{\max})^3} w_s \quad \dots(97)$$

$$Q_v = \frac{8k_f \Delta T_1 \left[0.532 V^{1/2} \sqrt{\rho_m / w_s V_a} \right]}{\rho_s (D_o^2 - D_p^2)} w_s \quad \dots(97-a)$$

Para boquillas a presión tendremos lo siguiente:

A partir de la velocidad y momentum del chorro de líquido inicial y el chorro de gas referido en las ecuaciones (50) y (51) son iguales la velocidad de flujo másico:

$$V_f = \frac{w_f}{(\pi/4)\rho_s(D_s)} = V = \frac{w_g}{(\pi/4)\rho_s(D_o)} \quad \dots(98)$$

ESPECIFICACIONES, PARÁMETROS Y CRITERIOS DE DISEÑO

Resolviendo de la ecuación (98) para D_o se obtiene:

$$D_o = D_i \left(\frac{\rho_i}{\rho_s} \right)^{1/3} \quad \dots(99)$$

Cuando se sustituyen los valores de V_r y D_o ecuaciones (98) y (99) en (52) se aplican los resultados a las ecuaciones (96) y (96-a), la velocidad de transferencia de calor por unidad de tiempo para todo el espray es:

$$Q_r = \frac{10.98 k_f \Delta T_i V^{2/3}}{\rho_s (D_{\max})^2} D_i \sqrt{\frac{\rho_i}{\rho_s}} \quad \dots(100)$$

$$Q_r = \frac{7.32 k_f \Delta T_i V^{2/3}}{\rho_s (D_o^2 - D_p^2)} D_i \sqrt{\frac{\rho_i}{\rho_s}} \quad \dots(100-a)$$

La velocidad de transferencia de calor Q_r cuando se usan boquillas a presión están dadas por dos últimas ecuaciones y son las últimas que pueden ser alcanzadas si las partículas más grandes se encuentran lo suficientemente secas para no pegarse cuando llegan a las paredes de la cámara de secado.

Para discos rotatorios sustituimos la ecuación (55) por b y ecuación (53) por V_r en la ecuación (62) y se aplica el resultado a las ecuaciones (96) y (96-a). La velocidad de transferencia de calor para todo el aspersado quedará expresada respectivamente por:

$$Q_r = \frac{4.19 k_f (R_c - r/2)^2 \Delta T_i}{\rho_s (D_{\max})^2} \sqrt{\frac{w_s \rho_i}{rN}} \quad \dots(101)$$

$$Q_r = \frac{2.80 k_f (R_c - r/2)^2 \Delta T_i}{\rho_s (D_o^2 - D_p^2)} \sqrt{\frac{w_s \rho_i}{rN}} \quad \dots(101-a)$$

CAPÍTULO V

**"SISTEMAS DE SECADO POR
ASPERSIÓN"**

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

V.1 EQUIPOS DE LOS SECADORES POR ASPERSIÓN

Las soluciones suspensiones y pastas, pueden secarse mediante su aspersión en pequeñas gotas dentro de una corriente de gas caliente en un secador por aspersión, en la **FIGURA V.1** se muestra uno de éstos aparatos.

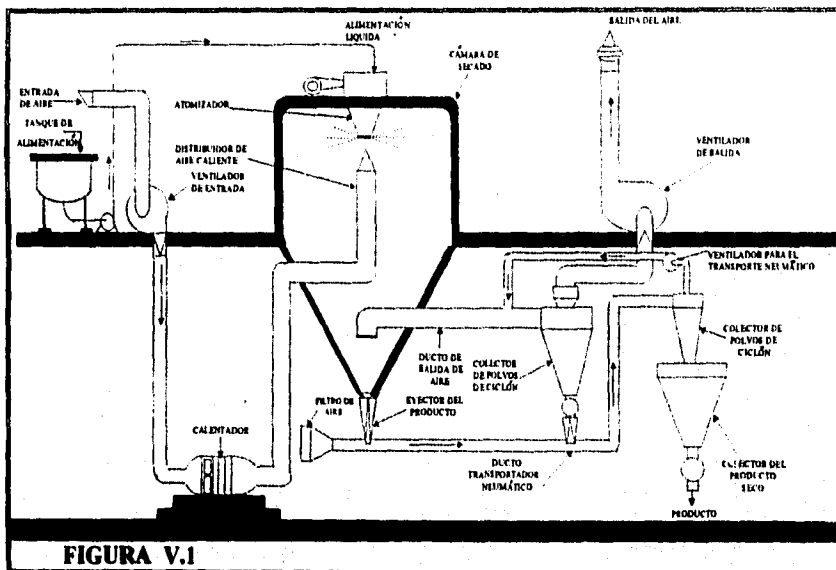


FIGURA V.1

El líquido que se va a secar se atomiza y se introduce en la cámara grande de secado, en donde las gotas se dispersan en una corriente de aire caliente. Las partículas del líquido se evaporan rápidamente y se secan antes de que puedan llegar a las paredes del secador; el polvo seco que se obtiene cae al fondo cónico de la cámara y luego es extraído mediante una corriente de aire hasta un colector de polvos.

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

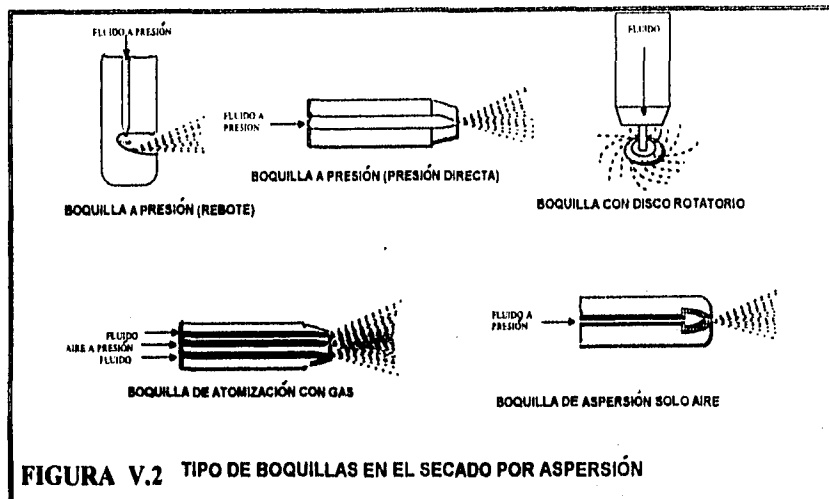
La parte principal del gas saliente también se lleva al colector de polvos, como se muestra, antes de ser descargado. Son posibles muchos otros arreglos en que interviene tanto el flujo en paralelo como a contra corriente del gas y del atomizado. Las instalaciones pueden ser, incluso, de 12 m de diámetro y 30 m de altura (40 por 100 ft).

Los arreglos y diseños detallados varían considerablemente, según el fabricante. Los secadores por aspersión se utilizan para una gran variedad de productos, que incluyen materiales tan diversos como sustancias químicas orgánicas e inorgánicas, productos farmacéuticos, alimenticios como leche, huevos y café soluble, lo mismo que jabón y productos detergentes.

Con el fin de obtener un secado rápido, la atomización de la alimentación debe proporcionar pequeñas partículas de elevada relación *superficie/peso*, cuyo diámetro generalmente varía de 10 a 60 μ . Con ésta finalidad se pueden utilizar boquillas de aspersión o discos que giren rápidamente.

V.2 BOQUILLA DE ASPERSIÓN

Las boquillas de aspersión son principalmente de dos tipos: las boquillas a presión, en las cuales el líquido se bombea a una presión elevada, con un movimiento circular rápido a través de un pequeño orificio y las boquillas de doble fluido, en las cuales se utiliza un gas como aire o vapor a presiones relativamente bajas para separar al líquido en pequeñas gotas como se observa en la **FIGURA V.2**. Las boquillas poseen características relativamente invariables de operación; no permiten siquiera una variación moderada en los flujos del líquido: Una variación semejante produce cambios muy grandes en el tamaño de las gotas.



Las boquillas se erosionan y deterioran con rapidez, por lo tanto, en la industria química se prefieren los discos rotatorios. Estos pueden ser planos, en forma de aspas o en forma de copas, hasta de 0.3 m (12 pulg) de longitud aproximadamente y puede girar a velocidades de 50 a 200 rps. El líquido o suspensión se alimenta sobre el disco cerca del centro y se acelera centrífugamente hacia la periferia, de donde se arroja en una atomización en forma de paraguas. Puede manejarse satisfactoriamente una variación apreciable de las propiedades del líquido y los flujos de alimentación; aún las suspensiones o pastas espesas se pueden atomizar sin tapar el aparato, siempre y cuando se bombeen en el disco.

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

El gas de secado, ya sea gas de combustión o aire, puede entrar a la temperatura práctica más elevada, 80 a 760 °C (175 a 1400 °F), limitada únicamente por la sensibilidad del producto a la temperatura. Puesto que el tiempo de contacto entre el producto y el gas es muy corto, es posible utilizar temperaturas relativamente elevadas.

El corto tiempo de secado requiere un mezclado efectivo del gas y el atomizado; debido a la gran cantidad de internos por conseguirlo, existe una gran cantidad de diseños de las cámaras de aspersión. Algunas veces, se admite aire frío en las paredes de la cámara de secado, con el fin de evitar que el producto se pegue a los lados. El gas efluente puede arrastrar todo el producto seco fuera del secador; es posible también que únicamente arrastre el más fino; en cualquier caso, el gas debe de pasar a través de algún tipo de colector de polvos, como ciclones o filtros de bolsa; algunas veces, después de pasar por éstos, pasa por lavadores de humedad que eliminan las últimas trazas de polvo.

La recirculación del aire caliente al secador con el fin de economizar calor no es práctico, porque la operación de recuperación de polvos generalmente no puede lograrse sin pérdida apreciable de calor.

En la **FIGURA V.3** y **FIGURA V.5** podemos visualizar el proceso de la formación de la gota a través de su viaje en el proceso de secado por aspersión y en la **FIGURA V.4** podemos ver las diferentes etapas a través de la boquilla.

FORMACIÓN DE LA GOTA EN EL ESPREADO

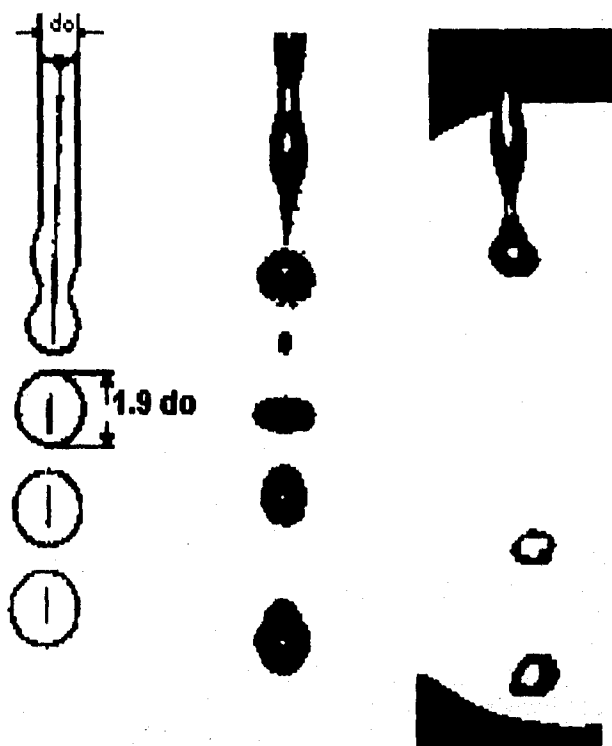


FIGURA V.3

(a) FORMACIÓN IDEALIZADA DE LA GOTA SIN SATELITES

(b) Y (c) FORMACIÓN REAL TOMADA CON AYUDA DE UNA CÁMARA DE ALTA VELOCIDAD EN UN SECADOR POR ASPERSIÓN.

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

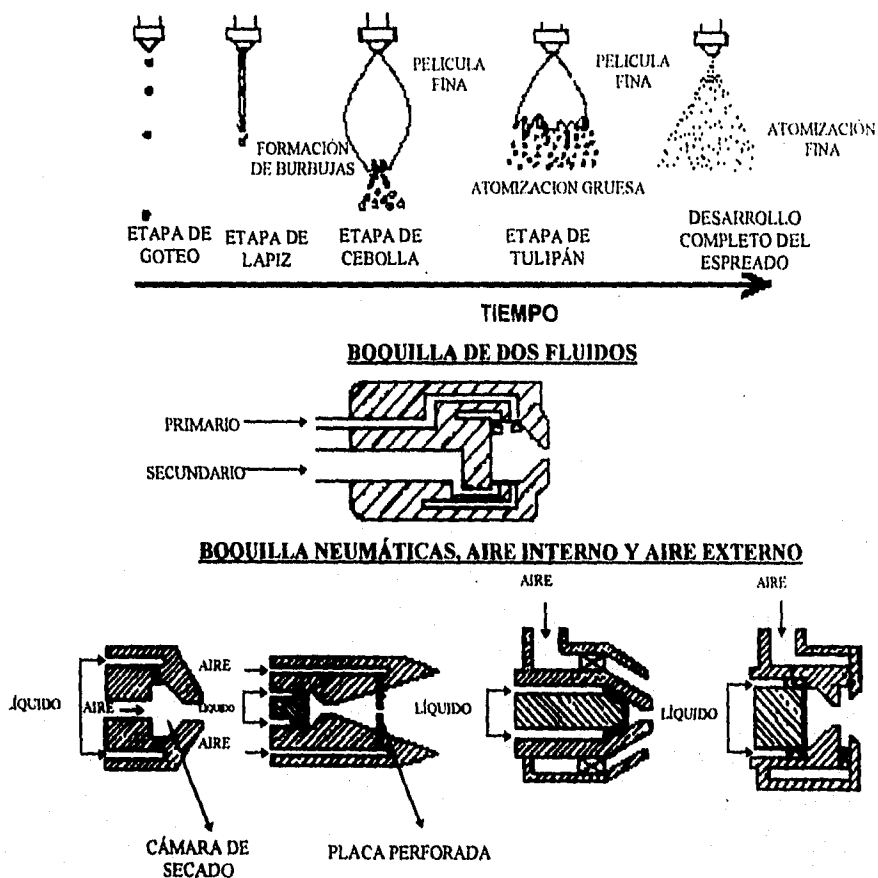
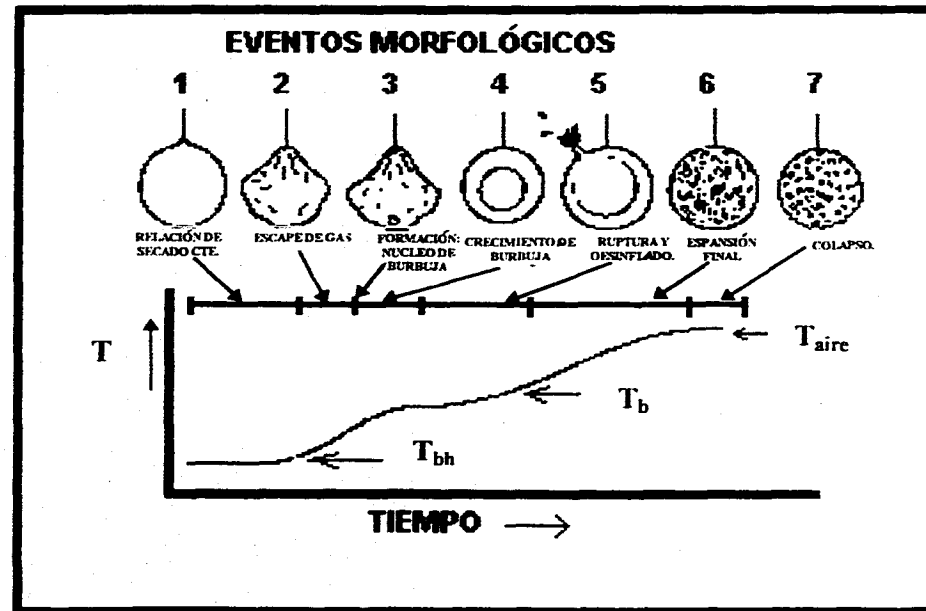


FIGURA V.4



SECUENCIA TÍPICA DE EVENTOS MORFOLÓGICOS
 ESTO OBSERVA EN EL SECADO POR ASPERSIÓN PASANDO POR SU PUNTO DE EBULLICIÓN
 (T_b), TEMPERATURA DE BÚLBO HÚMEDO (T_{bh}) Y LA TEMPERATURA DEL AIRE (T_{aire})

FIGURA V.5

V.3 TIPOS DE ARREGLOS PARA SECADORES POR ASPERSIÓN

En los procesos de secado por *spray*, el material de alimentación que es líquido o tiene alguna fluidez es atomizado dentro de una gran cámara, en la cual se introduce aire caliente (ú otro gas). El líquido es rápidamente evaporado, dejando partículas sólidas que deben ser separadas del aire. El movimiento del aire y del material ocurre aproximadamente a favor de la corriente.

Por esto un secador *spray* consta de las siguientes partes básicas:

- (a) Cámara de secado.
- (b) Alguna forma de atomizar el material de alimentación dentro de la cámara de secado.
- (c) Alguna forma de introducir aire caliente dentro de la cámara de secado.
- (d) Alguna forma de sacar el aire de la cámara de secado en algún punto alejado de la zona de alimentación y de la entrada del aire caliente.
- (e) Alguna forma de separar el producto del aire de salida.

Las **FIGURAS V.6-a y V.6-b** muestran dos tipos de instalaciones de secado *spray*, la **FIGURA V.6-a** es la más común, pero existen muchos más arreglos en la industria.

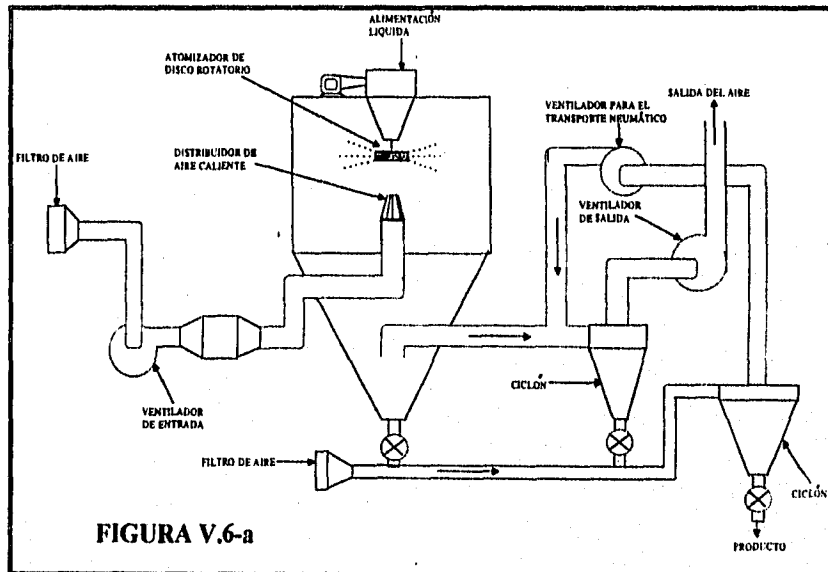
Se usan tres métodos distintos para atomizar la alimentación:

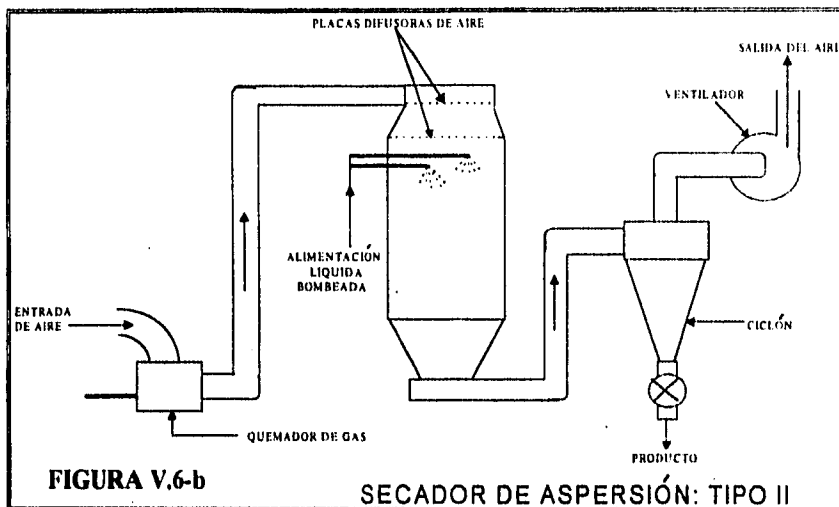
- (a) Boquillas en las cuales la alimentación líquida es forzada a presión a través de orificios pequeños.

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

(b) Boquillas en las cuales la atomización es provocada por un fluido secundario, como puede ser aire comprimido.

(c) Discos giratorios.

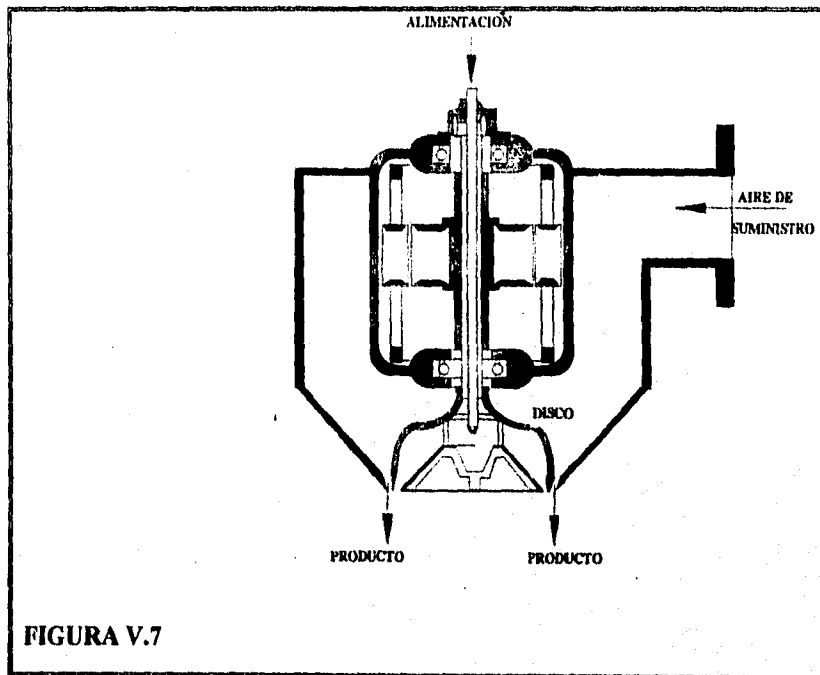




V.4 ATOMIZADOR NEUMÁTICO

Un atomizador neumático se muestra en la FIGURA V.7, V.8, V.9 son usados normalmente en capacidades pequeñas y en plantas piloto, ya que no es muy eficiente a grandes capacidades. De cualquier manera es efectivo para materiales como pastas aguadas y esta hecha para soportar altas temperaturas y tiene alta resistencia en sus materiales, es aplicable también cuando se trabaja con suspensiones de cerámica. Se opera con el mismo principio de las pistolas de pintura a spray, hay dos alternativas de arreglos, ya sea dentro o fuera de los mezcladores, dependiendo del fluido secundario (normalmente aire o vapor), es aplicado cerca o dentro de la toma de la alimentación.

Regularmente el rango de la presión esta por debajo de 60 lb/in^2 , y el rango de presión del fluido secundario esta entre $60\text{-}100 \text{ lb/in}^2$, esta presión de atomización es satisfactoria para tamaños de partícula de entre $10\text{-}20\mu$.



SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

TABLA V.1

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE BOQUILLAS A PRESIÓN

VENTAJAS	DESVENTAJAS
1. Pueden usarse multiples boquillas para proporcionar alta capacidad.	1. Los grados de libertad varían y el tamaño de gota es independiente.
2. Pueden ser usadas en secadores a contracorriente y corriente paralela.	2. Efecto de erosión susceptible en el tamaño de partícula.
3. Las boquillas son relativamente baratas.	3. Requiere un equipo de bombeo de alta presión que es costoso.
4. Pueden manejar alimentaciones viscosas.	

TABLA V.2

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE BOQUILLAS CON DOS FLUIDOS

VENTAJAS	DESVENTAJAS
1. Pueden usarse multiples boquillas.	1. Capacidad limitada por el tamaño del compresor del aire.
2. Pueden ser usadas en secadores a contracorriente y corriente paralela.	2. El sistema del compresor de aire suele ser costoso especialmente en sistemas grandes.
3. Las boquillas son relativamente baratas.	
4. El tamaño de la partícula y la relación de tamaño pueden ser variados independientemente.	
5. Menos propenso a que se tapen los orificios, por partículas pequeñas.	
6. Sistema de bombeo menos costoso que el sistema de boquillas a presión.	

TABLA V.3

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE ATOMIZADORES ROTATORIOS

VENTAJAS	DESVENTAJAS
1. El tamaño de la partícula y la relación de tamaño pueden ser variados independientemente.	1. Los atomizadores son costosos y también su mantenimiento es costoso.
2. Dos o más fluidos pueden ser manejados y mezclados.	2. No se usa para altas viscosidades.
3. Obstrucciones mínimas por ensuciamiento.	3. No se usa en diseños en contra corriente.
4. Se puede usar diferentes discos, es flexible.	
5. El sistema de bombeo es menos costoso que el sistema de boquillas a presión.	
6. El sistema de tubería es relativamente de baja presión.	

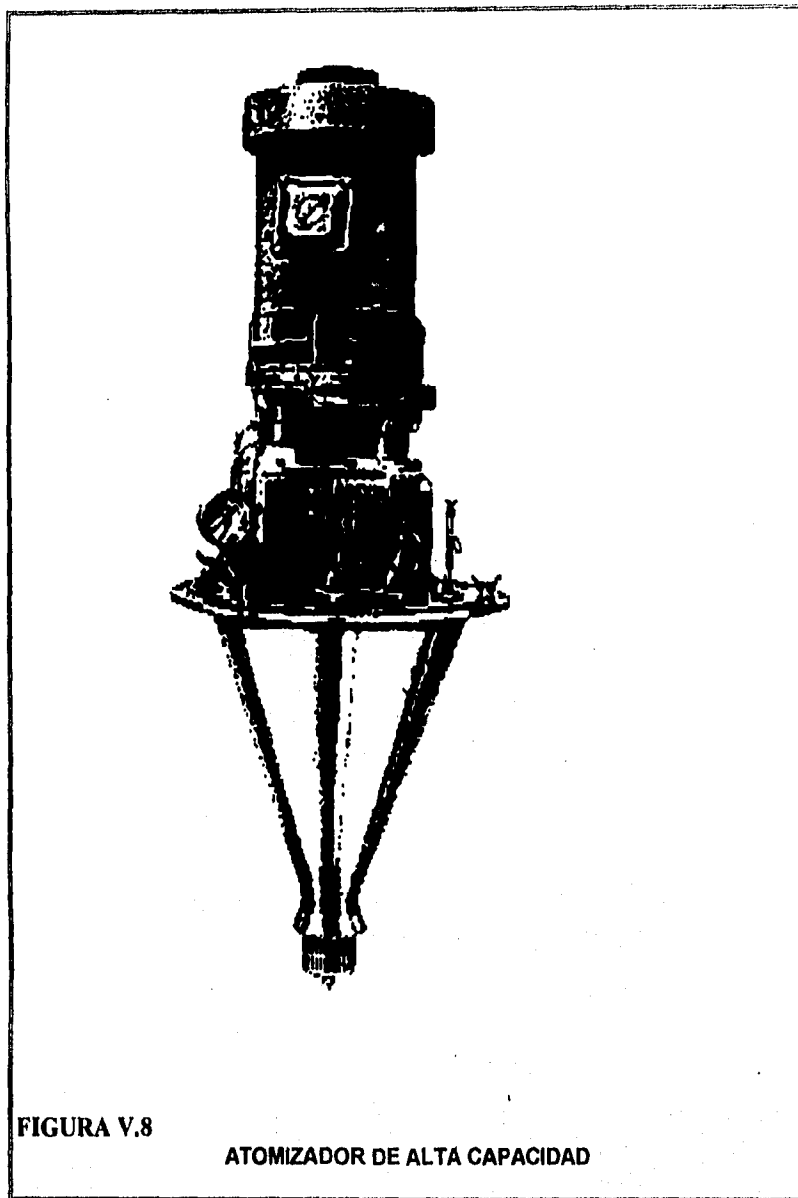
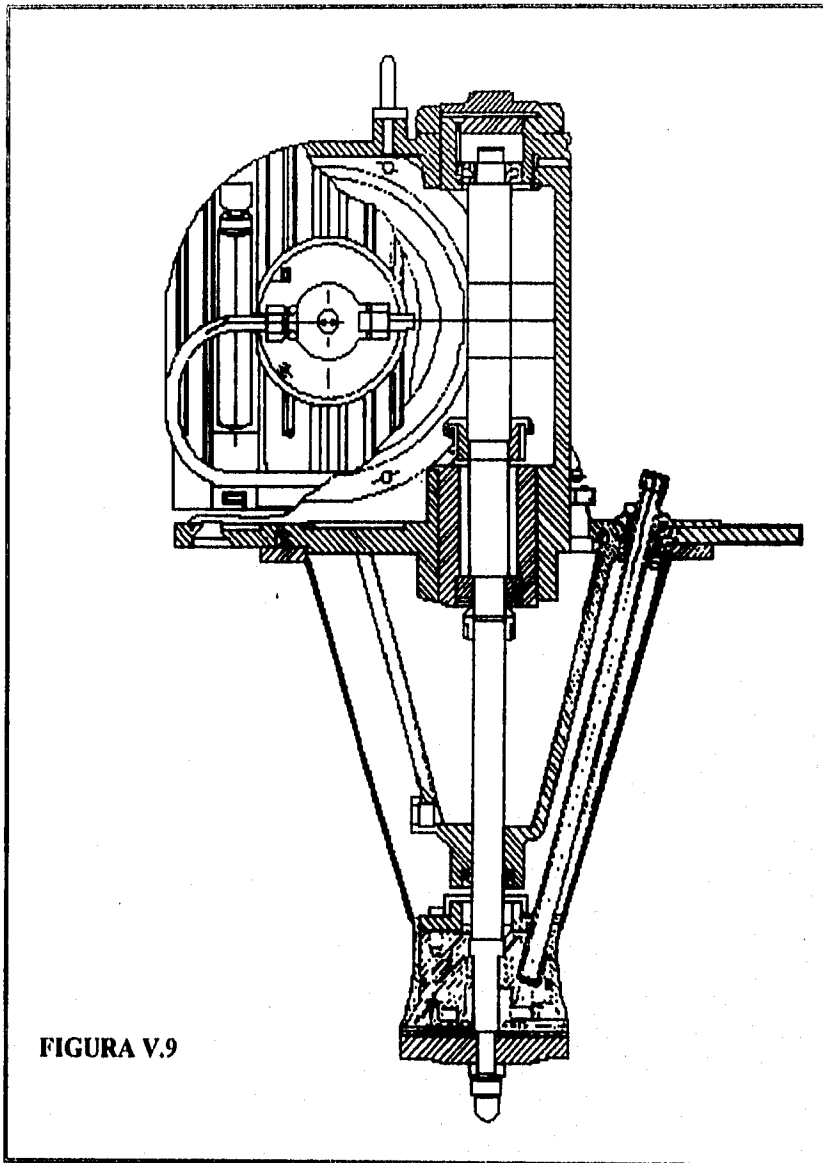


FIGURA V.8

ATOMIZADOR DE ALTA CAPACIDAD



CORTE SECCIONAL DE UN ATOMIZADOR DE ALTA CAPACIDAD

PERFILES TÍPICOS DE TEMPERATURA EN LOS DISTINTOS SECADORES POR ASPERSIÓN

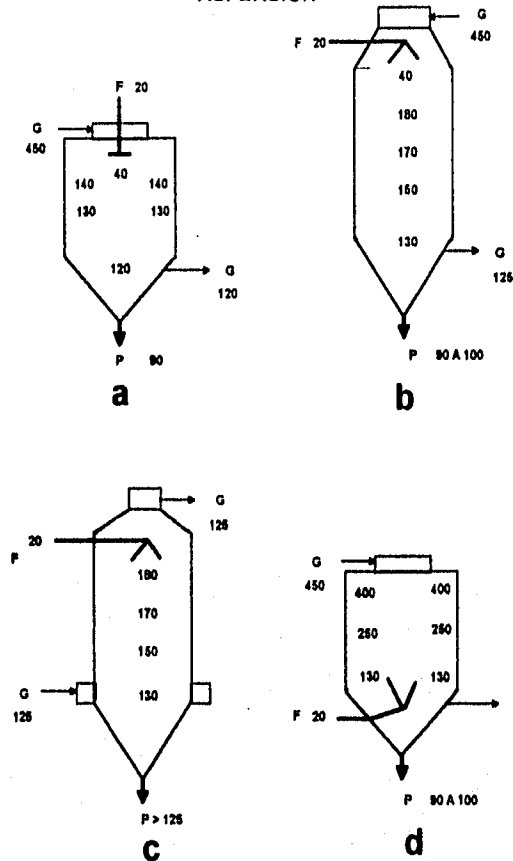


FIGURA V.10

DISTRIBUCIONES DE TEMPERATURA (°C) EN SECADORES DE CORRIENTE PARALELA Y CONTRACORRIENTE

- a ATOMIZADOR ROTATORIO EN CORRIENTE PARALELA
- b ATOMIZADOR DE BOQUILLAS EN CORRIENTE PARALELA
- c ATOMIZADOR DE BOQUILLAS EN CONTRA CORRIENTE
- d ATOMIZADOR DE BOQUILLAS, MEZCLADOR

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

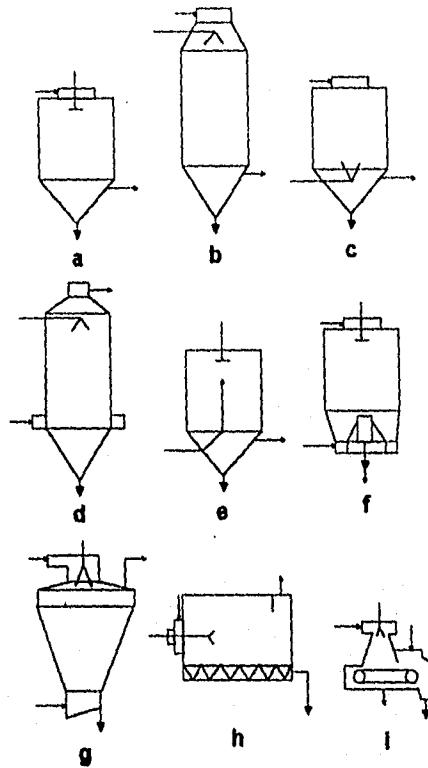


FIGURA V.11

- a Corriente paralela
- b Corriente paralela (Torre de boquillas)
- c Flujo mixto (Con boquilla)
- d Contra corriente
- e Corriente paralela (Alta temperatura)
- f Corriente paralela (Lecho fluidizado integrado)
- g Flujo mixto (Lecho fluidizado integrado)
- h Corriente paralela (Caja)
- i Corriente paralela (Banda integrada)

ARREGLO:

- oc Ciclo abierto
- cc Ciclo cerrado

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

COMPONENTES:

R	Atomizador rotatorio.	D	Calentador de aire a fuego directo.
PN	Boquilla a presión.	IND	Calentador de aire a fuego indirecto.
TFN	Boquilla con dos fluidos.	COND	Condensador
CYC	Ciclón	S	Precipitador
BF	Filtro de bolsas		

A continuación se enlistarán una serie de productos con su posible arreglo y con su rango de temperaturas de secado, al igual que su composición, teniendo como base la FIGURA V.11 y la TABLA V.4.

TABLA V.4

PRODUCTO	ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN (°C)		CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE SECADO				POSIBLE DISEÑO
							Entrada °C		Salida °C		
ABS	30	50	15	25	0.5	1.0	130	180	70	90	a,b,cc,R/PN,BF,COND,IND
Resina Acrílica	40	48	10	25	0.5	1.0	250	300	90	95	a,oc,R,CYC,SD
Alga (Espirulina)	10	15	10	20	5.0	7.0	150	220	90	100	a,oc,R,BF,D
Alumina (Gel)	8	12	10	20	4.0	5.0	450	600	100	150	a, oc ,R, BF, D
Nitrato de Aluminio	55	60	15	25	0.2	0.5	150	180	80	90	c/PN, a/R,cc,CYC,COND,IND
Óxido de Aluminio	45	65	10	20	0.25	2.0	300	500	95	140	a/R,c/PN,oc,CYC,S/BF,D
Sulfato de Aluminio	30	35	55	65	5	6	250	300	100	110	a,oc,R,CYC,S,D

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

PRODUCTO	ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN (°C)		CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE SECADO				POSIBLE DISEÑO
							Entrada °C		Salida °C		
Diurano de amonio	50	60	10	20	1.0	2.0	250	400	110	125	a,oc,R,BF,D
Antibióticos	10	30	0	100	1.0	2.0	140	190	90	110	a,oc,PN/TFNR,CYC,BF
Sulfato de Bario	45	60	10	20	.05	1.0	300	375	100	110	a,oc,R,CYC,s/BF,D
Titanato de Bario	40	60	10	20	0.3	0.5	250	350	110	125	c,oc,PN,BF/CYC,S,D/IND
Bentonita	18	20	15	20	1.5	2.0	400	550	125	130	a,oc,R,BF,D
Sangre (Plasma)	25	27	5	10	6	7	220	275	75	80	a,oc,r,CYC,BF,IND/d
Sangre (Entera)	15	20	5	20	8	12	200	275	85	100	a,oc,R,BF,IND/D
CAT.(FCC, Ni, Zn)	10	45	10	50	1	25	400	700	120	150	a,b,c,e,oc,R/PN,D,CYC,S
Oxido de Cromo	30	75	15	30	0.1	0.3	400	450	115	130	s,c,oc,PN/R,BF,D
Sulfato de Cromo	40	65	10	80	6	8	200	275	80	100	a,oc,R,CYC,S,D
Leche de Coco	40	50	50	60	1.5	2	180	210	75	85	g,oc,PN,CYC,IND
Café (Instantaneo)	35	55	20	30	3.0	4.5	220	300	85	110	b,g,oc,PN,CYC,D
Substituto de Café	30	35	10	20	2.0	3.0	220	250	85	115	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF
Café Ligero	60	65	70	80	2.0	3.5	160	200	75	100	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

PRODUCTO	ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN (°C)		CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE SECADO				POSIBLE DISEÑO
							Entrada °C		Salida °C		
Oxicloruro de Cobre	35	50	10	20	1.0	1.5	275	400	95	110	a,b,g,oc,PN,R,BF,S,IND
Detergente	60	70	60	65	6.0	10	300	350	85	110	d,g,oc,PN,CYC,D
Colorante (Orgánico)	20	45	10	40	1.0	6.0	120	450	80	140	a, b, g, oc,TFN, PN, R, CYC,
Huevo (Entero)	20	24	5	10	3.0	4.0	180	200	80	85	a,h,oc,R,PN,CYC,IND
Huevo (Blanco)	12	22	5	10	7.0	8.0	180	200	80	85	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D
Huevo (Oscuro)	40	42	5	10	3.0	4.0	180	200	80	90	a,h,oc,R,PN,CYC,IND
Electroporcelana	60	70	15	20	0.5	1.0	450	550	90	100	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D
Enzimas	30	40	10	20	3.0	5.0	140	180	75	100	a,g,oc,PN,R,CYC,S,D
Extracto (Plantas)	20	35	10	20	2.5	3.5	150	175	90	100	a,b,oc,R,PN,CYC,BF,D
Ferrita	55	70	10	40	0.1	1.0	300	350	110	125	a,c,oc,R,PN,BF,CYC,S,D
Proteína de Pescado	35	40	20	50	4.0	5.0	225	300	90	100	a,c,oc,R,PN,BF,CYC,S,D
Saborizantes	30	50	10	20	4.0	5.0	150	180	75	95	a,c,oc,R,PN,BF,CYC,S,D
Comida (de Bebé)	45	55	60	80	2.0	3.0	175	250	85	95	a,b,f,g,i,oc,R,PN,CYC,BF,D
Fungicidas	35	55	10	15	1.0	2.0	250	300	80	100	a,b,g,oc, R,PN,CYC,BF,D

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

PRODUCTO	ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN (°C)		CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE SECADO				POSIBLE DISEÑO
	Entrada °C	Salida °C									
Gelatina	40	50	55	80	3.0	8.0	200	250	90	105	a,b,oc,PN,R,TFN,CYC,S
Grafito	15	20	10	150	0.2	0.5	400	500	100	120	b,g,oc,PN,CYC,D
Herbicidas	45	50	10	15	2.0	4.0	140	250	75	110	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF
Fierro Quelato	20	35	20	70	3.0	5.0	250	300	65	95	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF
Oxido de Fierro	50	55	15	20	0.5	3.0	300	450	100	140	a,b,g,oc,PN/R,BF,S,IND
Kaolin	50	65	15	40	1.0	3.0	400	600	95	120	d,g,oc,PN,CYC,D
Keiselguhr	20	30	40	50	5.0	10	300	450	120	175	a,oc,R,BF,D
Plomo Cromado	45	50	15	25	0.5	1.0	200	500	100	150	a,oc,R,PN,CYC,BF,D
Extracto de Licor	40	45	15	20	2.0	2.5	200	250	75	95	a,c,oc,R,PN,BF,CYC,S,D
Hidróxido de Mg	30	35	5	10	1.0	1.5	300	400	90	110	a,h,oc,R,PN,CYC,IND
Malto dextrina	50	70	50	85	4.0	5.0	200	300	95	100	a,c,oc,R,PN,BF,CYC,S,D
Dióxido de Mn	40	45	10	20	2.0	2.5	300	350	130	160	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D
Sulfato de Mn	55	60	50	60	0.3	0.5	350	375	160	170	b,oc,PN,CYC,S,D
Melanina	65	68	30	50	0.1	0.3	200	250	60	70	d,g,oc,PN,CYC,D

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

PRODUCTO	ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN (°C)		CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE SECADO				POSIBLE DISEÑO
							Entrada °C	Enf. °C	70	95	
Leche (Entera)	47	50	60	70	2.5	3.0	175	240	70	95	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF
Leche Desnatada	47	52	60	70	3.5	4.0	175	240	75	95	d,g,oc,PN,CYC,D
Hidróxido de Níquel	22	25	5	10	5.0	6.0	300	350	110	115	d,g,oc,PN,CYC,D
Fluoruro de Potasio	35	40	60	70	0.2	1.0	450	550	150	170	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D
Extracto de Papilla	12	30	10	15	2.0	6.0	130	200	75	85	d,g,oc,PN,CYC,D
Proteína Vegetal	20	50	15	60	2.0	3.0	180	250	90	110	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D
Proteína (Célula)	15	20	10	20	4.0	10	200	550	100	130	a,c,oc,PN,R,CYC
PVC-E	35	60	20	50	0.1	0.5	135	250	55	75	a,c,oc,PN,R,S,D
Silica (Amorfa)	20	25	20	30	4.0	6.0	500	750	120	130	a,ac,oc,R,CYC,S,D
Silica Gel	12	20	10	40	6.0	8.0	400	750	120	140	a,ac,oc,R,CYC,S,D
Perborato de Sodio	25	30	5	10	1.0	1.5	250	300	80	90	a,b,oc,PN,R,TFN,CYC,S
Silicato de Sodio	30	40	50	65	17	19	150	500	100	120	b,g,oc,PN,CYC,D
Sulfato de Sodio	25	50	20	50	0.1	0.5	450	550	130	170	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF
Proteína de Soya	12	17	70	75	4.0	5.0	200	270	90	100	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

PRODUCTO	ALIMENTACION DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN (°C)		CONCENTRACION DE SÓLIDOS (%)		TEMPERATURA DE SECADO				POSIBLE DISEÑO
							Entrada °C		Salida °C		
Salsa de Soya	35	40	80	85	2.5	3.0	150	200	80	95	a,b,g,oc,PNR,BF,S,IND
Té	30	40	20	30	2.5	5.0	200	250	90	100	d,g,oc,PN,CYC,D
Dióxido de Titanio	30	55	20	50	0.3	1.0	350	750	110	135	a,h,oc,R,PN,CYC,IND
Tugsteno	70	75	20	25	0.1	0.3	160	180	90	95	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D
Urea	45	55	65	75	2.0	5.0	150	250	70	90	c,oc,PN,CYC,S,D
Vitamina (A, B ₂ , E)	15	50	25	60	3.0	5.0	150	250	90	105	a,b,f,g,oc,PN,R,CYC,BF
Yeso	55	60	60	65	2.5	3.5	180	200	85	90	b,g,oc,PN,CYC,D
Oxido de Zn	65	80	10	20	0.3	0.5	350	450	130	160	a,b,g,oc,PNR,BF,S,IND
Fosfato de Zn	45	50	15	20	0.3	0.5	400	650	110	130	d,g,oc,PN,CYC,D
Sulfato de Zn	30	35	20	70	0.5	1.0	450	550	100	170	a,h,oc,R,PN,CYC,IND
Oxido de Zirconio	60	65	10	20	0.5	1.0	250	600	120	400	a,c,oc,PN,R,CYC,S,D

Datos proporcionador por laboratorios de prueba de Procter & Gamble
 Larry R. Genskow
 Manager - Solids Processing Technology
 Este Process Technology Center (EPTC)
 4550 Este Avenue
 Cincinnati, Ohio 45232

SISTEMAS DE SECADO POR ASPERSIÓN

A continuación presento una serie de figuras mostrando arreglos físicos de los equipos en las diferentes industrias de proceso.

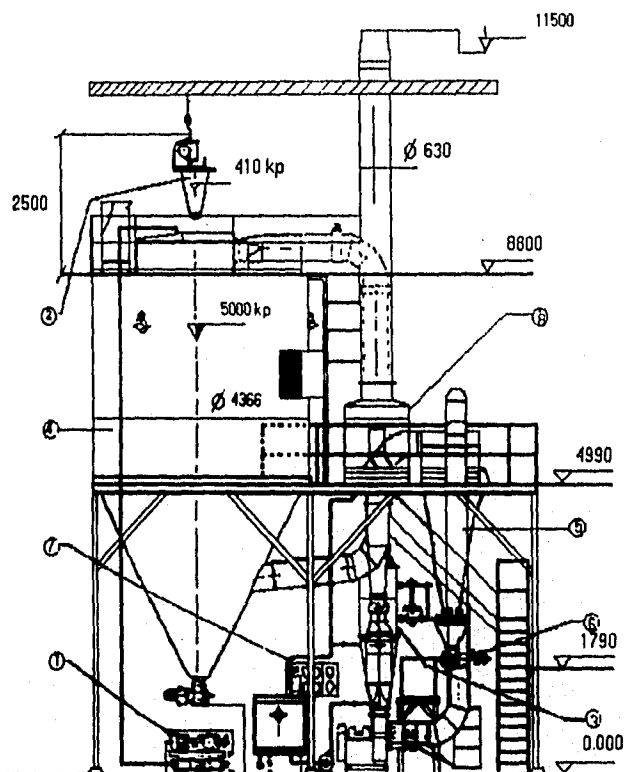


FIGURA V.12

1. - BOMBA DE ALIMENTACIÓN.
2. - ATOMIZADOR ROTATORIO.
3. - CALENTADOR DE AIRE QUEMANDO GAS.
4. - CÁMARA DE SECADO.
5. - CICLÓN.
6. - VÁLVULA ROTATORIA.
7. - PANEL DE CONTROL.
8. - RECOLECTOR DE POLVOS HÚMEDO.

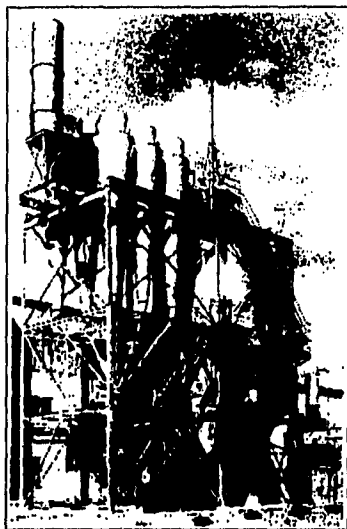


FIGURA V.13



FIGURA V.15



FIGURA V.14



FIGURA V.16

CAPÍTULO VI

**"METODOLOGÍA PARA EL
DISEÑO DE SECADORES POR
ASPERSIÓN"**

Una vez establecido lo anterior, y ya seleccionado el atomizador que se va a emplear, se procede a evaluar la cámara de secado y a definir las condiciones de operación de la manera siguiente:

VI.1 METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

1. Calcular el volúmen total de la cámara de secado de acuerdo a la distancia del chorro proveniente del atomizador. Esto según ecuaciones (63), (69), (77) y (78), de acuerdo al tipo de atomizador.
2. Consultando la **TABLA VI.10** y de acuerdo a las características del material, se escoje un tiempo de permanencia de los gases (θ_G) entre el intervalo de los recomendados.
3. Con el volúmen calculado en la 1. y el θ_G seleccionado se evalúa G (flujo volumétrico del gas).
4. Fijar una T_1 entre el rango de T_0 a $T_{desc.}$, de descomposición del producto. Comenzar de preferencia con T_1 cerca de $T_{desc.}$
5. Se calcula el volúmen húmedo con T_1 y Y_0 , para la aproximación de G' .
6. Con V_{H1} y G calculado en 3. se obtiene $G'_{supuesto}$.
7. A partir del balance de materia, ecuación (80) calculamos Y_2 , utilizando G' .
8. Mediante la ecuación (89) evaluamos Q_{TOT} con T_1 escogida.

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

9. Se despeja T_2 a partir de (87) utilizando también (88).

10. Con T_2 y Y_2 calculados, determinar %Y.

- a) Si %Y \approx 40% continuar con 11.
- b) Si %Y \gg 40% suponer en 4. T_{mayor} .
- c) Si %Y \ll 40% suponer en 4. T_{menor} .

11. Se calcula el calor transferido en el secado mediante la siguiente ecuación:

$$Q_r = MCP(X_1 - X_2)(T_{w1} - T_f) + M(X_1 - X_2)\lambda_f + MCP_m(T_{w1} - T_f) \quad \dots(102)$$

12. Se evalúa el tiempo de secado (θ_s) a partir de la ecuación (96) o (96-a) según si cambia o no el diámetro de la partícula ($\theta_{max} = \theta_s$).

13. Se obtiene el tiempo de vuelo de las gotas (θ_f) mediante la ecuación (49) para el caso de boquillas de dos fluidos, y (52) para boquillas a presión, o bien de la (62) para discos rotatorios.

14. Se comparan θ_f y θ_s .

- a) Si $\theta_f > \theta_s$ y $\theta_f \approx \theta_s$ entonces continuar con 15.
- b) Si $\theta_f < \theta_s$ regresar a 4. suponer una T_{mayor} .
- c) Si $\theta_f \gg \theta_s$ regresar a 4. suponer una T_{menor} .

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

d) Si ya se efectuó 14.b) o 14.c) y no se cumple con la 14.a), regresar a 2.

15. Calcular el volúmen húmedo (V_{H2}) con T_2 evaluado con T_2 en 9.

16. Se calcula G_{real} con $G_{supuesto}$ y V_{H2} .

17. Con G_{real} y v se calcula θ_{Greal} .

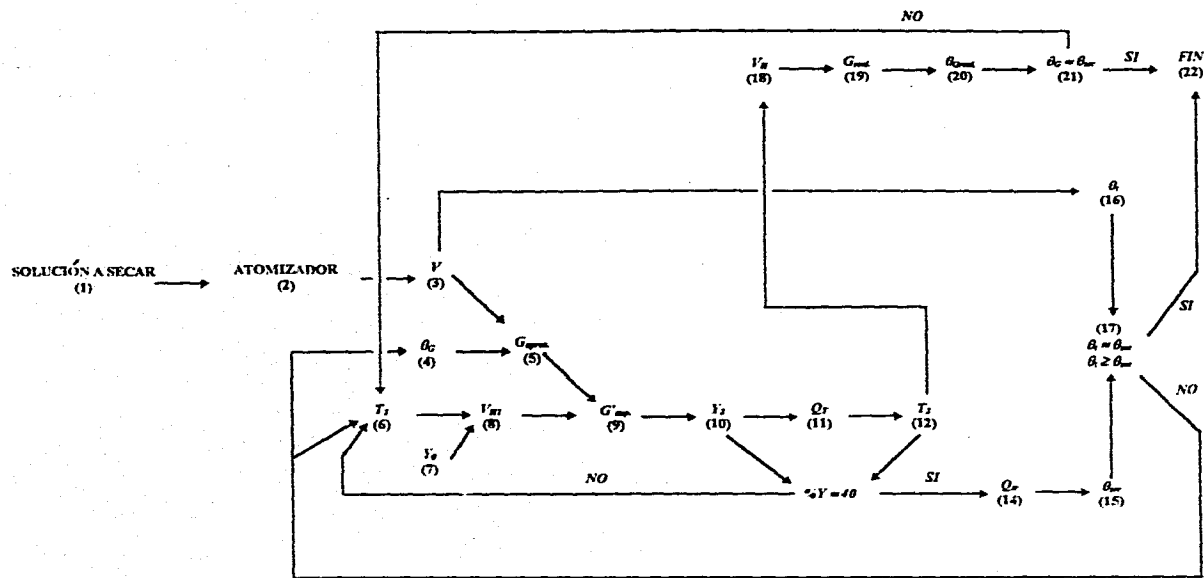
18. Se compara θ_{Greal} con el intervalo recomendado.

a) Si θ_{Greal} está dentro del rango, continuar a 19.

b) Si θ_{Greal} está fuera del rango regresar a suponer T_1 en 4.

19. Diseño terminado.

FIGURA VI.1
METODOLOGÍA ESQUEMATICA



VI.2 SISTEMA RECOLECTOR DEL PRODUCTO

VI.2.1 GENERALIDADES

Debido al tamaño del producto obtenido, el secador por aspersion va acompañado de un sistema recolector de polvos que es una parte integral del proceso.

El producto es sacado del secador por medio de los gases exhaustos. Este es generalmente el método más fácil para el diseño y se usa cuando se obtiene un producto bastante fino y no es objetable la posible deformación de los polvos. El objetivo es recuperar todo el producto para que no quede este seco dentro de la cámara en contacto con las superficies calientes.

La primera separación del producto seco se puede llevar a cabo en la base de la cámara. Esto es seguido por la recuperación de finos en el equipo de colección (segunda separación del producto). Una forma alternativa es que todo el producto sea llevado al equipo recolector (separación total del producto).

Independientemente del método de separación que se use, se necesita de algún equipo recolector de polvo después de la cámara de secado.

Dependiendo del tamaño de la partícula se recomienda usar los equipos recolectores nombrados en la siguiente **TABLA VI.1.** ⁽²⁰⁾

Para justificar la instalación de cualquier equipo de separación se necesita cumplir con lo siguiente:

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

- a) La eficiencia de separación debe ser aceptable.
- b) Las características del producto deben permitir manejo continuo.
- c) El producto por sí debe devolver la inversión del equipo y el costo de operación real. (20, 14, 18)

TABLA VI.1

EQUIPO	TAMAÑO DE PARTICULA
CÁMARA DE SEDIMENTACIÓN	HASTA 50 m
POR GRAVEDAD	DE 100 μm a 1 μm
SEPARADORES LAVADORES	DE 100 μm a 1 μm
SEPARADORES CENTRÍFUGOS	DE 1000 μm a μm
SEPARADORES DE CHOQUE	HASTA 5 μm
FILTROS DE AIRE	DE 50 μm a 5 μm
COLECTORES DE TELA	DESDE 50 μm
PRECIPITADORES ELECTROESTÁTICOS	DESDE 20 μm

VI.3 CICLONES

Entre los equipos recolectores, los ciclones son de los más utilizados ya que presentan varias ventajas. La unidad es de costo bajo; no tiene partes móviles y puede ser construida con forro (camisa) para temperaturas altas del orden de 1800 °F inclusive. El arreglo más común es con entrada tangencial y salida axial para polvo.

Las unidades pueden diseñarse tanto para alta capacidad de polvo a eficiencias medias y caídas de presión medias. Se obtienen eficiencias altas con diámetros pequeños y altas velocidades.

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

Los ciclones pueden tener varias configuraciones y aún operar bajo el mismo principio de separación centrífuga. La entrada del gas puede ser tangencial o axial. La salida del gas puede ser axial o axial combinada con un dispositivo restablecedor de presión. La salida del polvo puede ser con purga de gas o sólo sólidos, con configuración axial o periférica.

El principio del funcionamiento del ciclón es que las partículas de polvo tienen una gran fuerza centrífuga aplicada mayor que en las moléculas del gas, así se acumulan en la pared y van descendiendo, sostenidas contra la pared por la velocidad del gas.

En el fondo del ciclón el gas se separa del polvo, fluyendo hacia arriba en una pequeña espiral saliendo del mismo.

Los sólidos son recolectores en un recibidor y desalojados por un medio adecuado como una válvula rotatoria, un transportador de tornillo, etc. En la **FIGURA VI.2** se muestra el tipo de ciclón más común.

ELEMENTOS DEL CICLÓN (FIGURA VI.2)

Diámetro del cuerpo	D
Longitud del cilindro	L
Longitud del cono	M
Longitud total	H
Longitud del escape	t
Altura de la entrada	H _i
Anchura de la entrada	W _i

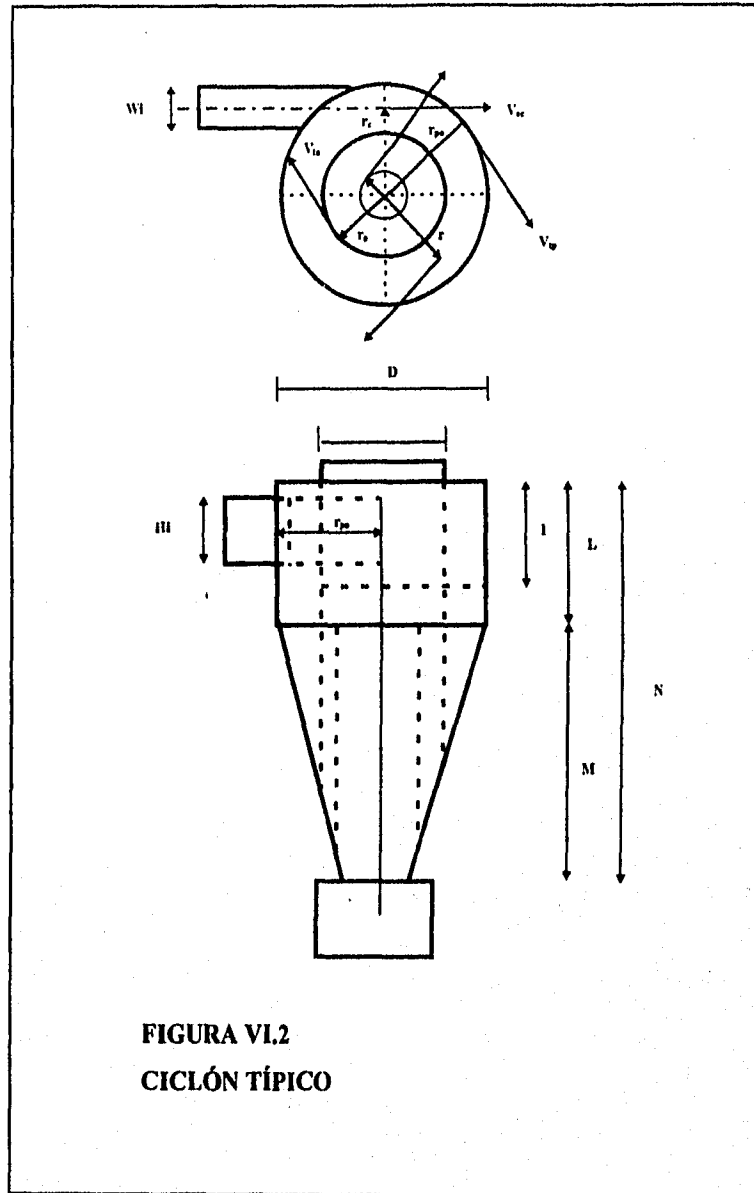


FIGURA VI.2
CICLÓN TÍPICO

VI.3.1 CÁLCULO DEL CICLÓN

Para la selección práctica del ciclón es necesario seguir los siguientes pasos:

- 1.- Se tiene que determinar:
 - a) Flujo de gas y propiedades físicas y químicas del mismo.
 - b) Carga del polvo, tamaño de la partícula y densidad, característicos de manejo de polvos.
 - c) Eficiencia de colección deseada.

- 2.- Hay que definir:
 - a) Si se desea un producto comercial, hay que obtener datos de funcionamiento y eficiencia por medio de : plantas piloto, pruebas de laboratorio, datos reportados de experiencias similares.
 - b) Para el diseño necesitamos calcular la caída de presión y eficiencia de la unidad típica, asumiendo una velocidad de entrada de 50 ft/seg. (rango normal de 20 a 70 ft/seg) hasta obtener la deseada haciendo modificaciones.

- 3.- Hacer una provisión adecuada para prevenir el flujo de gas, evitarlo en la salida de los polvos, tener una remoción positiva del polvo en el cono así como prevenir la sobrecarga del receptor del producto.

- 4.- Si los ciclones van a operarse húmedos, tomar las precauciones necesarias.

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

- 5.- En caso de erosión, se necesita de un diseño especial.
- 6.- Si son manejados materiales corrosivos, hay que considerar impurezas especiales, revestimientos, operación húmeda o prevención de la condensación.

Para el cálculo del ciclón, hacemos la consideración siguiente. Se necesita evaluar el diámetro crítico de la partícula (D_c), es decir el tamaño mínimo que "atraparía" el ciclón. Shepherd propone la siguiente ecuación.

$$D_c = \sqrt{\frac{9\mu d_o}{2\pi N V_i (\rho_p - \rho_a)}} \quad \text{.....(103)}$$

Donde:

- μ = Viscosidad del gas en lb/s ft.
- d_o = Diámetro del ducto a la salida del gas en ft.
- N = Número de revoluciones de la corriente del gas en el ciclón.
- ρ_p = Densidad real de la partícula en lb/ft³.
- ρ_a = Densidad del gas lb/ft³.
- V_i = Velocidad de entrada del gas en ft/s.

El número de revoluciones para un ciclón, son de 5 a 10, esto depende de la concentración del polvo en el gas.

Haciendo D_c igual al DTP de la partícula obtenida en el secador, podemos calcular d_o de la ecuación anterior conociendo las demás variables, y así dimensionamos el ciclón de acuerdo a las relaciones siguientes de la **TABLA VI.2.**

TABLA VI.2
CICLÓN TÍPICO

ELEMENTO DEL CICLÓN		ELEMENTO / d _o
D	Diámetro del cuerpo	2.0
L	Longitud del cilindro	4.0
M	Longitud del cono	4.0
H	Longitud total	8.0
I	Longitud del escape	1.25
H _i	Altura de la entrada	1.0
W _i	Anchura de la entrada	0.5

Con los datos obtenidos procedemos a calcular a la caída de presión y mediante gráficas evaluamos la eficiencia, para establecer que son aceptables en nuestras necesidades.

La expresión utilizada para determinar la caída de presión es la siguiente:

$$H_n = X \left(\frac{H_i W_i}{d_o^2} \right) \quad \dots(104)$$

Donde:

$$X = \frac{12/Y}{(L_i/D)^{0.33} (M/D)^{0.33}} \quad \dots(105)$$

- Y = Sin veleta interna.
- Y = 1.0 veleta interna neutra.
- Y = 2.0 para veleta interna que se expande en la corriente del gas y toca el ducto de salida.

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

- H_n = Caída de presión (resistencia al flujo), Número de cabezas de velocidad de entrada.
- X = Factor adimensional.

En la práctica la caída de presión de la corriente de gas se encuentra normalmente del orden de 1 a 4 cabezas de velocidad de entrada, entonces el rango de resistencia sería de $\frac{1}{4}$ a 8 in. de H_2O manométricas.

Para la determinación de las eficiencias se pueden usar las gráficas de las **FIGURAS VI.3 y VI.4.**

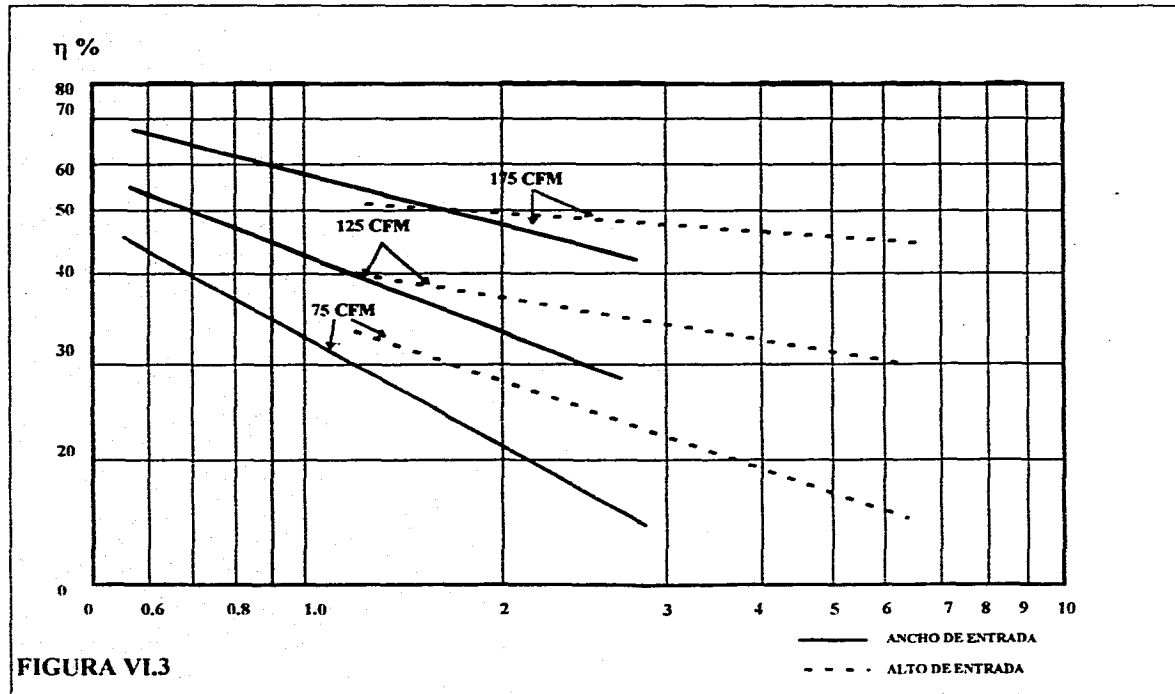


FIGURA VI.3

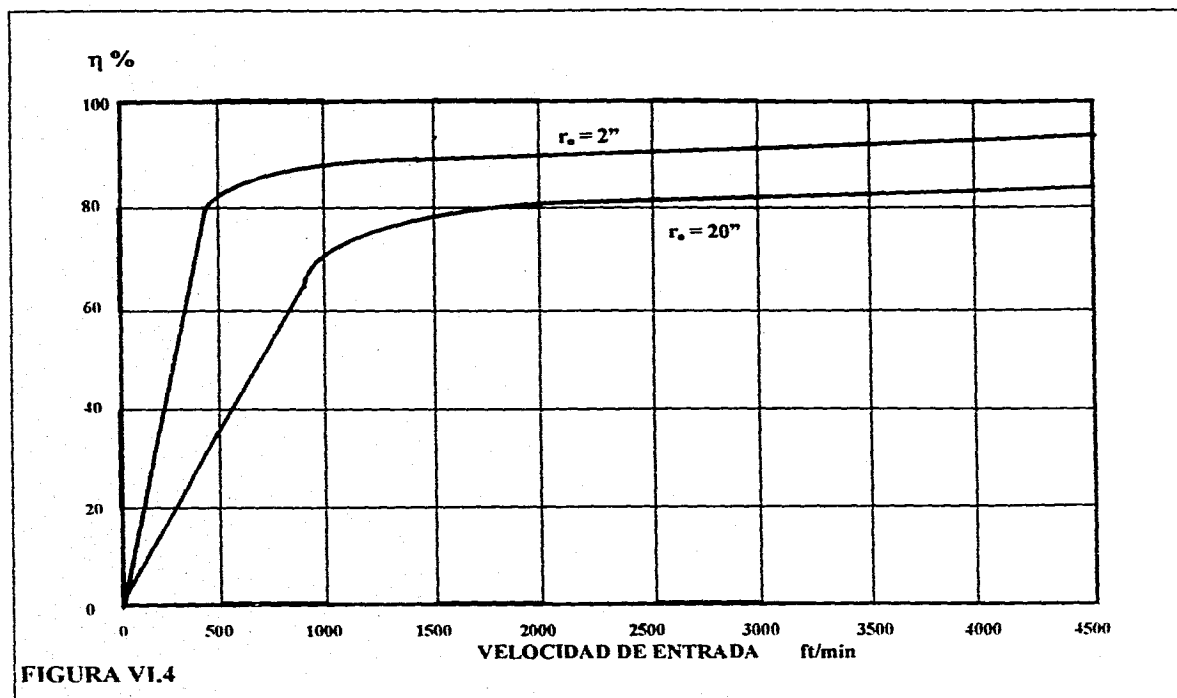


FIGURA VI.4

VI.4 OTROS EQUIPOS AUXILIARES

Otros equipos auxiliares empleados comunmente en secadores por aspersión ^(25, 26):

1. Calentadores de aire.
2. Ventiladores
3. Bombas.

1. Calentadores de aire.

Pueden utilizarse 5 tipos de calentadores de aire:

- a) Calentador indirecto con vapor.
- b) Calentador indirecto con gases de combustión.
- c) Calentador directo con gases de combustión.
- d) Calentador eléctrico.
- e) Calentador de aire con líquidos.

2. Ventiladores

El secado por aspersión es una operación que requiere movimiento de aire. Este movimiento es a través del secador se lleva acabo por un ventilador o un soplador centrífugos. Los ventiladores se utilizan a bajas presiones, en general, con cargas de presión menor de 0.5 lb/pulg². Los sopladores se utilizan cuando es nesesaria una carga de presión mayor de 0.5 lb/pulg².

3. Bombas

Se requiere de bombas en algunos sistemas de alimentación para introducir las o proporcionar al atomizador.

VI.5 MÉTODO CORTO PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

- Estimado grueso del tamaño del secador por aspersión.
- Esta basado en el balance de materia y energía y "reglas de dedo".

Procedimiento:

1. Calcular la relación de flujo másico de agua a evaporar del sólido basado en la composición inicial y final del material.
2. Calcular el ΔT del aire a través del secador (FIGURA VI.5).

$$\Delta T = T_1 - (88.4 \times \log_{10} T_1 - 112) \quad \dots(106)$$

3. Calcular la relación de flujo de gas en el secador.

$$\text{Relación de flujo de gas (m}^3\text{/hr)} = 3600 \times \text{Relación de agua evaporada (kg/hr)} / \Delta T \text{ (}^\circ\text{C)}$$

4. Aproximación del tiempo de residencia en el secador:

- 15 seg:** Fácil de secar, producto no sensitivo al calor, tamaño de partícula pequeño (< 40-50 micras), porcentaje de sólidos inicial bajo.
- 25 seg:** Características promedio de secado, producto medio sensible al calor, tamaño de partícula promedio.
- 45 seg:** Difícil de secar, producto sensible al calor, tamaño de partícula grande (> 250 micras), porcentaje de sólidos inicial alto.

5. Cálculo del volumen de la cámara.

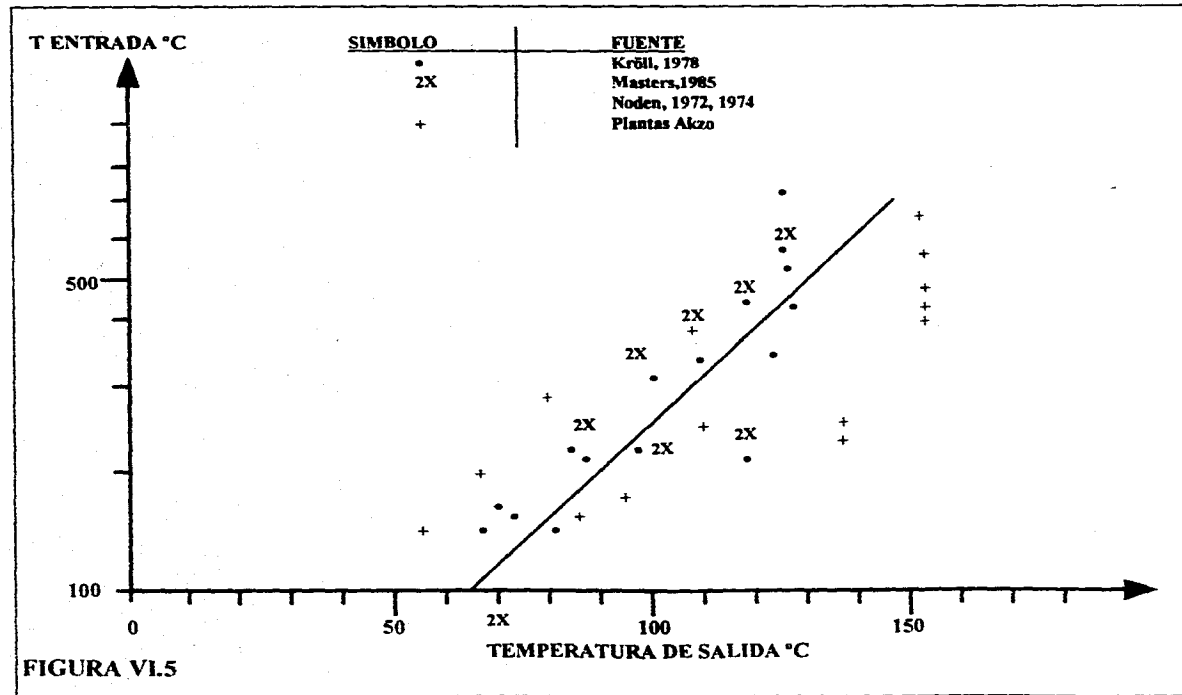
$$\text{Volumen} = \text{Relación de flujo volumétrico de gas} \times \text{Tiempo de residencia}$$

6. Cálculo del diámetro de la cámara (Secador tipo cónico con 60°)

$$\text{Geoméricamente, Vol (m}^3\text{)} = 0.78 D^2 (H + 0.29 D)$$

Atomizador Rotatorio
Asumir que $H = D$
 $D = \text{Vol}^{1/3}$

Atomizador con Boquillas
Asumir que $H = 3.5 D$ (3-4)
 $D = 0.7 (\text{Vol}^{1/3})$



VI.5.1 EJEMPLO DEL MÉTODO CORTO

Bases de diseño:

Alimentación de Sólidos (Organico Cristalino)	100 kg/hr
Contenido de Sólidos a la Entrada	0.45 kg/kg
Contenido de Sólidos a la Salida del Secador	0.05kg/kg
Temperatura del Aire de Entrada	300 °C
Tamaño de Partícula Deseado	60 micras
Calor Especifico de los Sólidos	1.30 kJ/kg K
Calor Especifico del Aire	1.05 kJ/kg K
Calor Especifico del Agua	4.19 kJ/kg K
Calor Especifico del Vapor	1.88 kJ/kg K
Calor Latente del Agua a 0 °C	2540 kJ/kg
Calor de Cristalización	-95 kJ/kg
Volúmen Especifico del Vapor de Agua a 10^5 Pa (Kg/m ³)	220 / (T + 273)
Volúmen Especifico del Aire a 10^5 Pa (Kg/m ³)	355 / (T + 273)

Cálculo del diámetro de la cámara de secado:

Agua Evaporada de los Sólidos	0.40 kg/kg
Flujo de Agua Evaporado de los Sólidos	400 kg/hr
ΔT del Aire	193.02 °C
Flujo Volumetrico del Aire	300 °C
Se Asume un Tiempo de Residencia de:	25 segundos
Volúmen de la Cámara	51.81 m ³
Diámetro de la Cámara:	
Atomizador Rotatorio	3.73 m
Atomización con Boquillas	2.61 m

Nota: Este es un estimado grueso.

CAPÍTULO VII

**"CASO DE APLICACIÓN (SULFATO
DE MANGANESO)"**

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

VII.1 PROCESO DE OBTENCIÓN DE SULFATO DE MANGANESO

Con objeto de recuperar y aprovechar el manganeso residual de las chimeneas de los hornos de nodulización del manganeso, estos polvos se hacen reaccionar con ácido sulfúrico para producir sulfato de manganeso en solución para su envío a la torre de secado y obtener un producto sólido, fácil de manejar.

El desarrollo de la ingeniería básica considera una capacidad de producción de la planta de 23,000 Ton/año de sulfato de manganeso granulado, operando las 24 horas del día y 300 días al año.

La ingeniería básica parte del análisis del mineral con un contenido de 29.6% de manganeso en base seca para la obtención de 25.6% de sulfato de manganeso granulado. La descripción del proceso y la numeración de equipo corresponde a los diagramas de flujo de proceso (GE-001, GE-002, y GE-003) al igual que en el diagrama de tuberías e instrumentación (GE-004, GE-005 y GE-006), también se incluyen las tablas del balance de materiales (GE-007, GE-008 y GE-009) hechas durante el desarrollo de la maestría, todos estos incluidos al final del capítulo en el Anexo 1 de esta tesis.

VII.1.1 MATERIAS PRIMAS (DIAGRAMA GE-001)

Los polvos de chimenea provenientes del horno rotatorio de la planta de manganeso nodulizado, se transportarán a la planta por medio de camiones de volteo con capacidad de 3 m³.

El polvo se descargará en la tolva cubierta a nivel de piso D-101, y por medio del sistema de descarga de secos; integrado por el transportador helicoidal TR-101, el elevador de cangilones TR-102 y el transportador helicoidal reversible TR-103, se

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

almacenará el polvo de manganeso en los silos D-102 y D-103 con capacidad de 200 toneladas de almacenamiento.

El ácido sulfúrico a una concentración del 98% es descargado de las pipas de FFCC por medio de la bomba de descarga P-101 hacia el tanque de almacenamiento D-104 con capacidad de 80 toneladas.

El carbonato de calcio es descargado en sacos en la tolva D-105 en forma manual

VII.1.2 MEZCLADO Y REACCIÓN (DIAGRAMA GE-001)

El sistema de reclamo integrado por el transportador dosificador TR-104 ubicado a la salida de los silos, dosificará el polvo al tanque de reacción D-201, en el cual se adicionará el ácido sulfúrico por medio de la bomba P-102 regulando la dosificación el instrumento medidor de pH 201, para su reacción en agitación por medio del agitador AG-201.

Los siguientes pasos de reacción y lixiviación se llevarán a cabo en los tanques D-202 y D-203, los tanques proporcionarán el tiempo de residencia y la homogeneización de la mezcla al ser constantemente agitada por los equipos AG-202 y AG-203, en los cuales la solución fluye por diferencia de niveles hacia la fase de neutralización.

VI.1.3 NEUTRALIZACIÓN (DIAGRAMA GE-001)

La neutralización de la solución se realiza por la adición de carbonato de calcio (-200 mesh) en el tanque D-301 interconectado por diferencia de niveles con el tanque D-302 y constantemente agitados por los agitadores AG-301 y AG-302 con el fin de precipitar el hierro que se encuentre en la reacción y estabilizar el pH del fluido.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

El reclamo de carbonato de calcio es dosificado a través de un transportador de tipo helicoidal TR-105 accionado por un motor de velocidad variable controlado por los medidores de pH 301 y 302. Los tanques D-301 y D-302 se encuentran agitados y la solución fluye por diferencia de niveles.

Los tanques serán construidos de acero al carbón recubiertos con hule para evitar corrosión por el bajo pH y la abrasión de los sólidos en suspensión. La solución se transferirá a la etapa de filtración por medio de las bombas P-401 o P-402.

VII.1.4 FILTRACIÓN (DIAGRAMA GE-001)

La finalidad del sistema de filtración es la de retirar los sólidos en suspensión e insolubles de la solución de sulfato de manganeso.

Para realizar esta operación se cuenta con dos filtros rotatorios a vacío F-401 y F-402, los cuales se conectarán en serie. La solución rica en sulfato de manganeso del filtro F-401 se extrae por medio del tanque a vacío D-401 y transferida por medio de la bomba P-403 al tanque de almacenamiento D-406. La pulpa sobrante del filtro F-401 se transferirá por gravedad al filtro F-402 el cual extraerá la solución sobrante por medio del tanque a vacío D-402 y se transferirá al tanque de almacenamiento D-406 por medio de la bomba P-404. Este filtro cuenta con otra salida la cual enviará la solución menos rica en sulfato de manganeso a recirculación por medio del tanque a vacío D-403 al tanque de recirculación D-405 a través de la bomba P-405.

La torta formada en el filtro F-402 será lavada en el mismo tambor con el objeto de recuperar al máximo el manganeso y posteriormente se enviará a camiones para su salida de la planta.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

El vacío de los tanques de succión D-401, D-402 y D-403 es proporcionado por la bomba de vacío de anillo de agua VP-401, la descarga de aire y agua será a la fosa D-404 con el fin de recircular el agua al sistema, por medio de la bomba P-406.

VII.1.5 ESPREADO Y SECADO (DIAGRAMA GE-002)

La solución rica en sulfato de manganeso que se encuentra en el tanque de almacenamiento D-406 es bombeada por la bomba centrífuga P-408 hacia el tanque amortiguador de esparado D-501, constantemente agitado por el agitador AG-501.

Es posible adicionar a la corriente de succión de las bombas, vapor por medio de una boquilla de inyección para controlar la densidad del gránulo, la solución es bombeada por las bombas de desplazamiento positivo P-501 y P-502 hacia los tres niveles de aspersión, cada uno con varios brazos de aspersión para aspersar el producto dentro de la torre de secado T-501 a una presión de 80 Kg/cm².

El cual al entrar en contacto con aire caliente a una temperatura de 320 °C, en flujo a contracorriente propicia la formación de gránulos de sulfato de manganeso. El aire caliente a contracorriente en forma de remolino proporciona un mayor tiempo de residencia y por lo tanto mayor efectividad a la formación de los gránulos de sulfato de manganeso.

Los gránulos calientes caen en la banda transportadora TR-601 la cual los lleva al elevador de cangilones TR-602 para su transporte en el sistema de producto terminado.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

El aire caliente hacia la torre de secado T-501 es proporcionado por el horno de combustión H-501. El sistema de aire caliente está compuesto por el ventilador de tiro forzado V-503, el ventilador de combustión V-504, la válvula de desvío neumático W-505, el tubo de escape CH-501 con junta de expansión, ductos y el horno con cámara de combustión y ladrillo refractario.

El ventilador de combustión V-504 proporciona la cantidad de aire necesaria para un óptimo aprovechamiento del combustible (gas, diesel o combustóleo). El ventilador de tiro forzado V-503 proporciona el aire de exceso para el secado.

El aire puede desviarse hacia el tubo de escape CH-501 o hacia la torre T-501 dependiendo de la posición de la válvula de desvío W-505.

Esta válvula evita el paso hacia la torre al arranque y permite al sistema de aire caliente continuar su operación cuando no se esté espreando el producto, evitando así el sobrecalentamiento de la torre.

El aire caliente entra a la torre de secado T-501, a través de un anillo distribuidor de aire alrededor de la base de la torre. El aire de salida caliente y húmedo se extrae por la parte superior de la torre utilizando los ventiladores de escape V-501 y V-502 los cuales proporcionan un balance ligeramente negativo en la torre. Este aire contiene finos, los cuales son separados y recolectados por los ciclones C-501 y C-502 para su reproceso. El aire limpio es descargado a la atmósfera.

VII.1.6 MANEJO DE PRODUCTO (DIAGRAMA GE-002)

La función del sistema es seleccionar el producto terminado que reúna las condiciones de tamaño y calidad de partículas deseado (6-16 mesh).

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

Los gránulos calientes son llevados por la banda transportadora TR-601 de la base de la torre al elevador de cangilones TR-602. Los granulos que salen por la parte superior del elevador de cangilones TR-602 pasan por la criba CR-601 con 6 mallas de alambre que dividen el producto en tamaños de partícula aceptables y partículas más grandes o pequeñas que se reciclan en la tolva de recirculación D-602.

El sistema de reclamo de reproceso se efectúa mediante el transportador helicoidal TR-604 hacia el tanque D-501. Los granulos aceptados se envían al almacén de producto terminado por medio del transportador de banda TR-603 y lo deposita ya sea en la tolva de ensacado o como producto a granel.

El manejo de los sacos será por tarimas y el producto a granel por medio de un cargador frontal.

VII.1.7 GENERACIÓN DE VAPOR (DIAGRAMA GE-003)

El vapor requerido en la planta es para el espreado de boquillas, venas de calentamiento en tuberías y para el calentamiento de combustóleo en caso de utilizarse en el horno.

El arranque de la caldera H-701 será por medio de gas L.P. suministrado por el tanque de almacenamiento D-702. El agua a la caldera será suministrada del tanque D-701 por la bombas P-701 o P-702 a una presión de 8.8 Kg/cm², previamente tratada por el sistema suavizador de agua W-701 con el objeto de eliminar el calcio y magnesio que le confieren dureza y con esto evitar incrustaciones en los tubos de la caldera.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

El combustible es suministrado a la caldera por medio de las bombas P-1001 y P-1002 de desplazamiento positivo.

VII.1.8 SUMINISTRO DE GAS (DIAGRAMA GE-003)

El suministro de gas L.P. exterior a la planta es por carro-tanque al tanque D-702, el cual alimenta a la línea de encendido del horno H-501, a la línea de encendido de la caldera H-701 y a los calentadores de la enfermería y baños a una presión de 7.0 Kg/cm² y una temperatura de 25 °C.

VII.1.9 GENERACIÓN DE AIRE (DIAGRAMA GE-003)

El aire de instrumentos y servicios será suministrado por el compresor K-701 del tipo tornillo no lubricado, enfriado por agua. El aire a la salida del compresor será descargado en el tanque amortiguador de aire D-703.

De este tanque se alimenta una línea de aire para servicios y otra línea para aire de instrumentos conectada a un secador de aire A-701 del tipo refrigerativo.

El objeto de tener aire seco es el de proteger de la humedad a todos los instrumentos accionados neumáticamente.

VII.1.10 COMBUSTIBLE (DIAGRAMA GE-003)

El sistema de combustible suministra la cantidad necesaria para la generación de vapor en la caldera H-701. El sistema de descarga es por medio de la conexión de la pipa de transporte, equipado con bomba hacia el tanque de almacenamiento D-1001.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

El tanque D-1001 consta de un sistema de calentamiento opcional, por medio de un intercambiador de calor, tipo bayoneta EX-1001. El sistema de reclamo es por medio de la bomba P-1001 o P-1002 hacia la caldera.

VII.1.11 AGUA DE PROCESO Y SERVICIOS AUXILIARES (DIAGRAMA GE-003)

El agua de servicio es almacenada en la cisterna D-1002 y bombeada a la red de distribución por medio de las bombas P-1003 o P-1004 para ser distribuida a filtros, caldera, oficinas, estaciones de servicio, etc.

VII.1.12 AGUA CONTRAINCENDIO Y SISTEMAS DE SEGURIDAD (DIAGRAMA GE-003)

El sistema consta de dos bombas centrífugas P-1005 y P-1006 y una bomba de emergencia impulsada por un motor de combustión P-1007. Alimentadas con agua cruda de la cisterna D-1002. El agua es distribuida hacia la red de agua de protección contra incendio. Esta red considera "raisers" por ramal y "sprinklers" de bulbo para el accionamiento y distribución del agua sobre las áreas a proteger.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

VII.2 CÁLCULO DE LA TORRE DE SECADO

ITM No. T-501

CONDICIONES DE DISEÑO:

EFICIENCIA TÉRMICA = 90%

Y_1 = Humedad de aire a la entrada 0.005 kg H₂O/kg a.s.

Y_4 = Humedad de aire a la salida 0.50 kg H₂O/kg a.s.

X_2 = Humedad del material seco a la entrada 1.97 kg H₂O/kg s.s.

X_3 = Humedad del material a la salida 0.13 kg H₂O/kg s.s.

S_2 = Gasto del sólido a secar a la entrada 4,457.13 kg s.s./hr

S_3 = Gasto del sólido a la entrada 4,457.13 kg s.s./hr

VII.2.1 BALANCE DE AGUA

Se procede al cálculo del balance de agua de la torre, por medio de la ecuación

(107):

$$G_s Y_1 + S_2 X_2 = G_s Y_4 + S_1 X_3 \quad \dots(107)$$

Reordenando la ecuación (107) queda la siguiente forma:

$$G_s = \frac{S_2 X_2 - S_1 X_3}{Y_4 - Y_1} \quad \dots(107)$$

$$G_s = \frac{(4,457.13)(1.97) - (4,457.13)(0.136)}{(0.50) - (0.005)} = 16,513.88 \text{ kg a.s./hr} \quad \dots(107)$$

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

VI.2.2 BALANCE DE CALOR

El balance de calor se efectúa por medio de la siguiente ecuación (108):

$$GsH_1 + S_2H_2 = GsH_3 + S_3H_3 + Qp \quad \text{.....(108)}$$

$$H_1 = Ch_1(t_1 - t_o) + Y_1(fto); \text{ sustituyendo:}$$

$$H_1 = (4.98)(315 - 15) + (0.005)(605.4)$$

$$H_1 = (1,494) + (3.23) = 1,497 \text{ kcal / kg} \quad \text{.....(109)}$$

$$H_2 = Cp_2(t_2 - t_o) = (0.128)(183 - 15) = 0.42 \text{ kcal / kg} \quad \text{.....(110)}$$

$$H_3 = (Cp_3 + CpH_2OX_3)(t_3 - t_o)$$

$$H_3 = (0.045 + 0.13)(82.2 - 15)$$

$$H_3 = (0.175)(67.2) = 11.76 \text{ kcal / kg} \quad \text{.....(111)}$$

$$H_4 = Ch_4(t_4 - t_o) + Y_4(fto); \text{ sustituyendo}$$

$$H_4 = (4.59)(82.2 - 15) + (0.15)(639)$$

$$H_4 = (308.96) + (95.87) = 404.8 \text{ kcal / kg} \quad \text{.....(112)}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación (108):

$$GsH_1 + S_2H_2 = GsH_3 + S_3H_3 + Qp$$

$$(16,514)(1,497) + (4,457)(0.42) = (16,514)(404) + (4,457)(11.76) + Qp$$

$$(24,721,458) + (1,871.9) = (6,671,656) + (52,414.3) + Qp$$

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

$$(24,723,330) = (6,724,070.3) + Q_p$$

$$Q_p = \frac{17,997,388 \text{ kcal / hr}}{0.90} = 19,997,097 \text{ kcal / hr}$$

VII.2.3 DIMENSIONAMIENTO

Las dimensiones de la torre se obtienen de la ecuación (113):

$$Q = U_v V T_{lm} \quad \dots(113)$$

En donde:

$Q = \text{Calor}$.

$U_v = \text{Coeficiente de transferencia}$

$T_{lm} = \text{Temperatura media log aritmica}$

$V = \text{Volumen}$.

El coeficiente de transferencia (U_v) para las torres de secado varía según el diseño de la torre y las características propias del diseño del proveedor, en base a la experiencia de diferentes plantas de Café y Detergentes, se supone un $U_v = 3,445 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$.

Reacomodando y sustituyendo en la ecuación (113):

$$V = \frac{19,997,097 \text{ kcal / hr}}{(3,445)(115 \text{ }^\circ\text{C})} = 50.47 \text{ m}^3 \quad \dots(113)$$

Obteniendo el diámetro de la torre:

$$D = \left[\frac{V \cdot 4}{(\pi)(1.7)} \right]^{\frac{1}{3}} = 3.35 \text{ m} \quad \dots(114)$$

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

Utilizando una relación:

$$\frac{L}{D} = 1.7 \quad \dots(115)$$

Se tiene que:

$$L = (1.7)(3.35) = 5.72 \text{ m}$$

VII.2.4 DIÁMETRO DE ORIFICIO

El cálculo del diámetro del orificio de las boquillas depende del adecuado uso de la presión en las boquillas de espray, la cual nos dará un buen nivel de atomización. El espray o "spray" es formado por la atomización de la corriente de producto a alta velocidad. La presión ejercida en el orificio y el tamaño de orificio determinan la velocidad de descarga y el nivel de atomización.

De la correlación de la FIGURA VII.1 es posible predecir la presión de atomización para un sistema dado si las variables del fluido son conocidas. En la FIGURA VII.1 el número de Reynolds (Re) se encuentra graficado contra coeficientes adimensionales, la cual esta dividida en tres áreas: a) El área I es la región donde la descomposición de la corriente tiene lugar debido a la superficie turbulenta. b) El área II es alcanzada cuando la descomposición se incrementa con más turbulencia helicoidal y c) En el área III la presión se ha incrementado al punto donde la velocidad es suficiente para que la atomización se de plenamente.

Por lo tanto suponiendo un número de *Reynolds* = 1,000 en la zona turbulenta para nuestro producto. La zona de espray se alcanza en un valor de $Z = 5$.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

Utilizando la ecuación (116), podemos determinar el diámetro de la boquilla de esreado.

$$Z = \frac{V}{\sqrt{\phi R d}} \quad \dots(116)$$

En donde :

Z = Número de esreado

V = Velocidad del fluido, cm/seg

ϕ = Tensión de la superficie, dinas/cm

R = Densidad del fluido, g/cm³

En base a la experiencia de plantas de secado de café y detergente se tienen valores de $\phi = 10$ dinas/cm y $V = 213$ cm/seg para el área III.

Reacomodando y sustituyendo en la ecuación (116), obtenemos:

$$d = \frac{\left(\frac{V}{Z}\right)^2}{\phi R} \quad \dots(116)$$

$$d = \frac{\left(\frac{213}{5}\right)^2}{(10)(1.2)} = \frac{652}{12} = 0.54 \text{ cm}$$

El diámetro más cercano es de 5.556 mm (7/12 in.) Por lo tanto las boquillas serán del tipo de cono Hollow en la cual se introduce el fluido a esprear en forma perpendicular a la dirección del esreado y causando una acción centrífuga, forzando a las gotas a desprenderse rápidamente.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)

VII.2.5 CÁLCULO DE BOQUILLAS

Para el cálculo de boquillas, utilizaremos la ecuación (117):

$$Q = K\sqrt{P} \quad \dots(117)$$

En donde:

$$Q = \text{Flujo, GPM}$$

$$K = \text{Constante del orificio} = (5.8)$$

$$P = \text{Presión de espray, lb/in}^2$$

En base al diámetro de la boquilla del manual del proveedor, la constante de orificio es de 5.8 y la recomendación para tener un buen tamaño de partícula la presión de atomización recomendada en base a la experiencia es de 1,402 lb/in².

Sustituyendo en la ecuación (117):

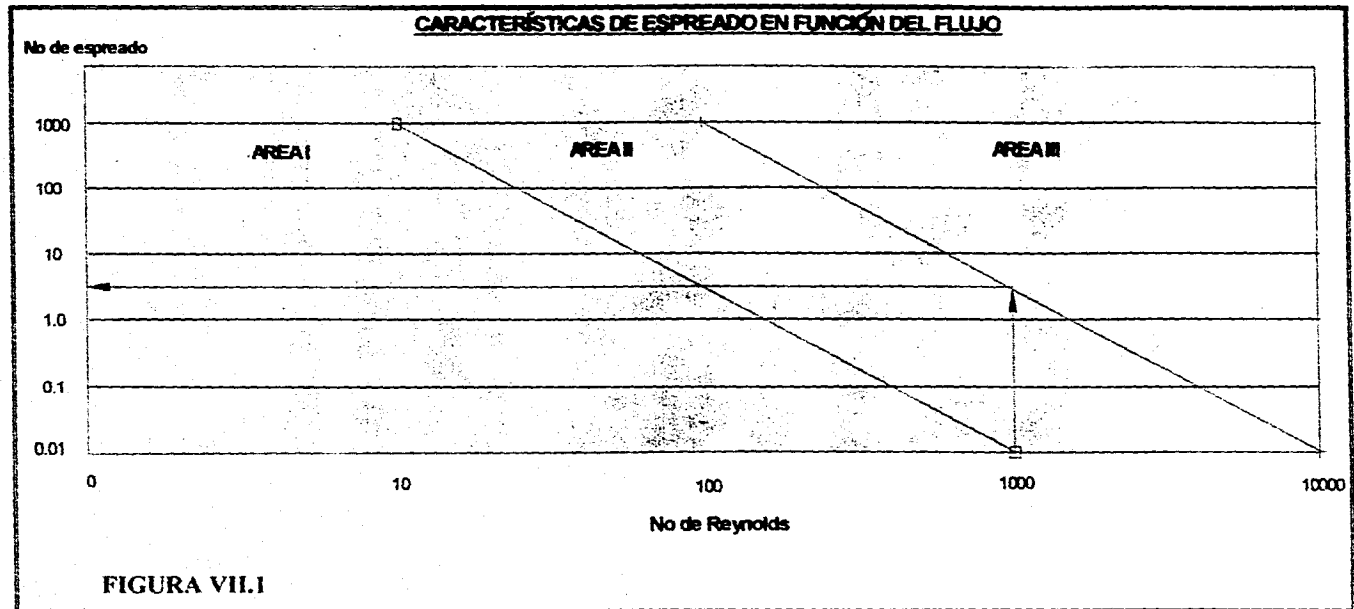
$$Q = (5.8)(37.44) = 217 \text{ GPM} = 4,127.8 \text{ kg/hr.}$$

Dividiendo el volumen de producto a esprear entre el volumen por boquilla.

$$\text{No. de Boquillas} = \frac{13,237.95 \text{ kg/hr}}{4,127.8 \text{ kg/hr}} = 3.20 \quad \text{Total} = 4$$

El número recomendado de boquillas es de 4, sin embargo para mantener una flexibilidad mayor en el tipo de granulo deseado se proveerá de facilidades a la torre de secado para utilizar tres niveles de espray y cubrir el rango de tamaño de partícula deseado.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)



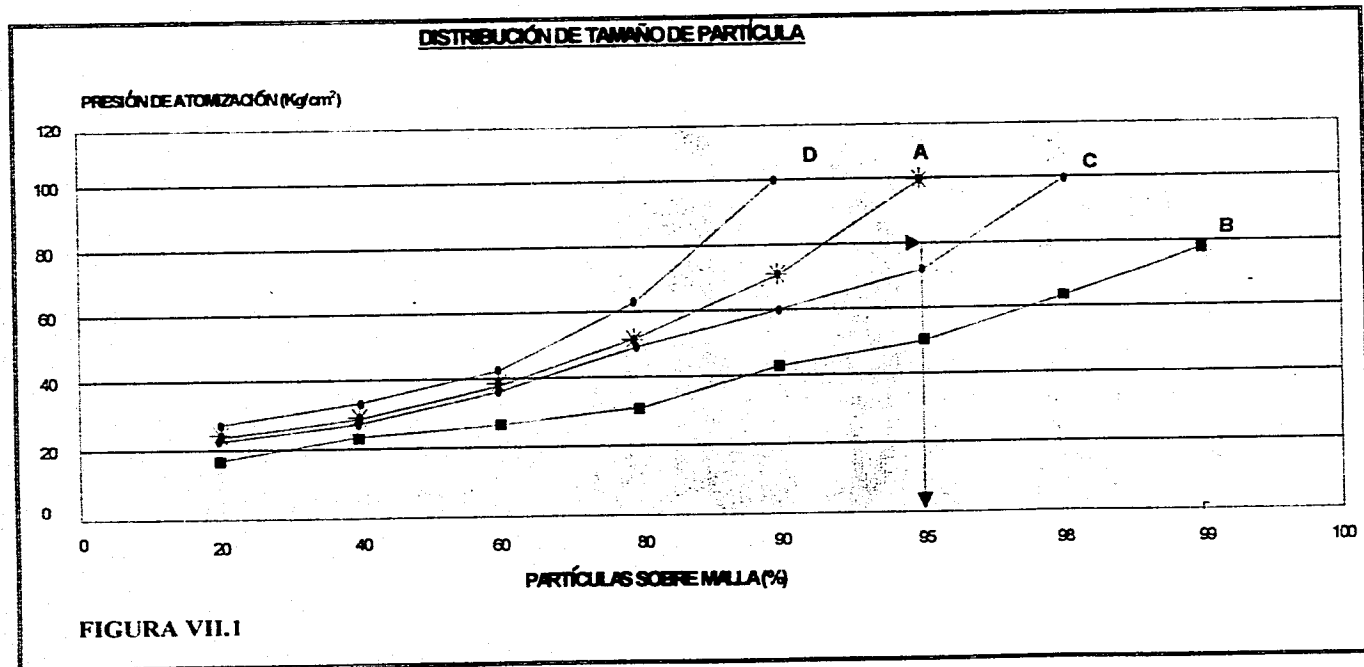
VII.2.6 TAMAÑO DE PARTÍCULA

El tamaño de partícula es el resultado combinado de la atomización, "puffing" o esponjado y la aglomeración. Las gotas producidas por las boquillas de espray muestran una distribución normal. Si se incrementa el "puffing" se disminuye el tamaño y los gránulos libres podrían tener una distribución como se muestra en la FIGURA VII.2 en la línea "A". Una línea como "B" resulta de una baja presión de espray o de una pobre atomización. El excesivo rompimiento de partícula resultante de tamaños pequeños de partículas se muestra en la línea "D". La aglomeración de partículas podría causar una distribución anormal como se muestra en la línea "C".

De la FIGURA VII.2 para una presión de atomización de 80 kg/cm^2 ($1,176 \text{ lb/in}^2$), en la línea "A" y "C" obtenemos un 96% de material a través de ella.

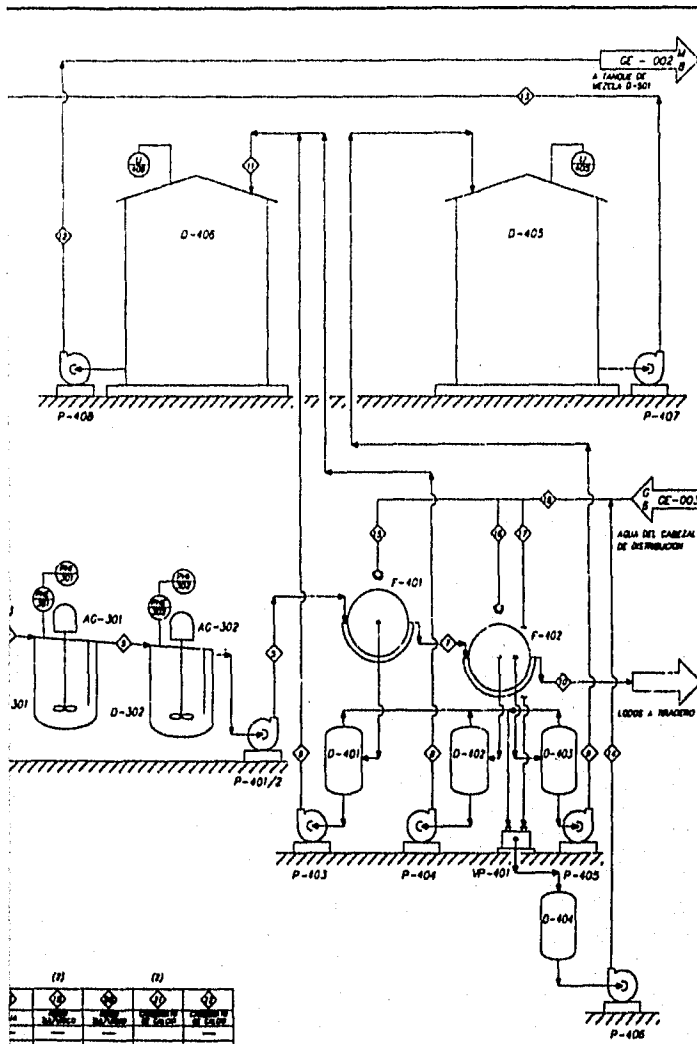
Los datos obtenidos se consideran preliminares, hasta continuar con el desarrollo de la ingeniería de detalle y revisión de datos con el proveedor del equipo.

CASO DE APLICACIÓN (SULFATO DE MANGANESO)



ANEXO 1

- **DIAGRAMA DE FLUJO SULFATO DE MANGANESO**
- **DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACIÓN**
- **TABLAS DE BALANCE DE MATERIALES**

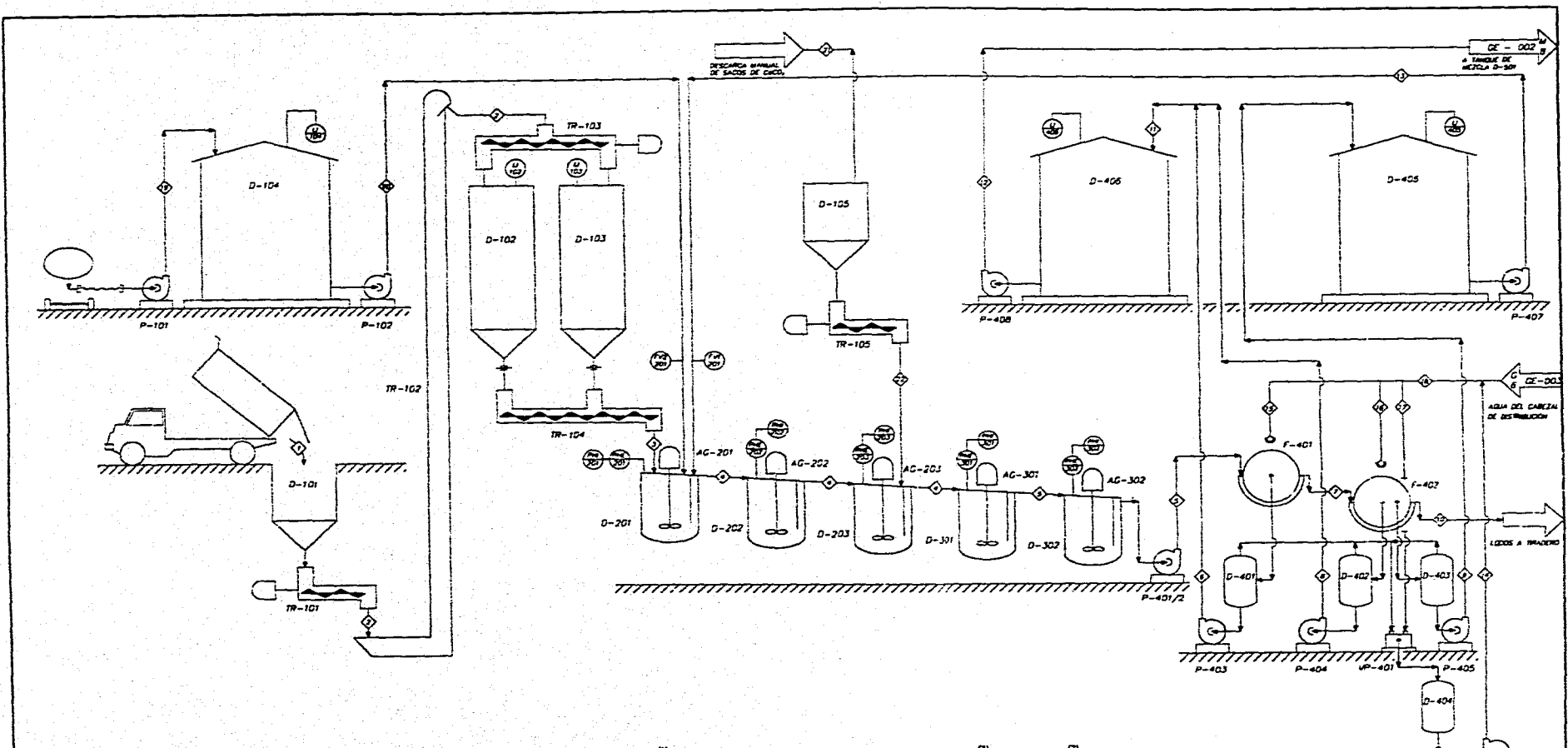


	(1)	(2)	(3)	(4)
Q	1.00	1.00	0.7	0.7
Q	0.00	1.00	1.00	0.00

NOTAS:
 (1) SE CONSIDERAN LOS MISMOS PORCENTAJES DE LA CORRIENTE ANTERIOR
 (2) SE CONSIDERAN FLUJOS DE DESCARGA ESPORADICOS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS

METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION	
DISEÑO: MARIO GUTIERREZ RAMIREZ	SIN / ESC. ENERO-93
DIAGRAMA DE FLUJO	AREAS: 01-02-03 Y 04
PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO	REV. No. GE - 001
	D



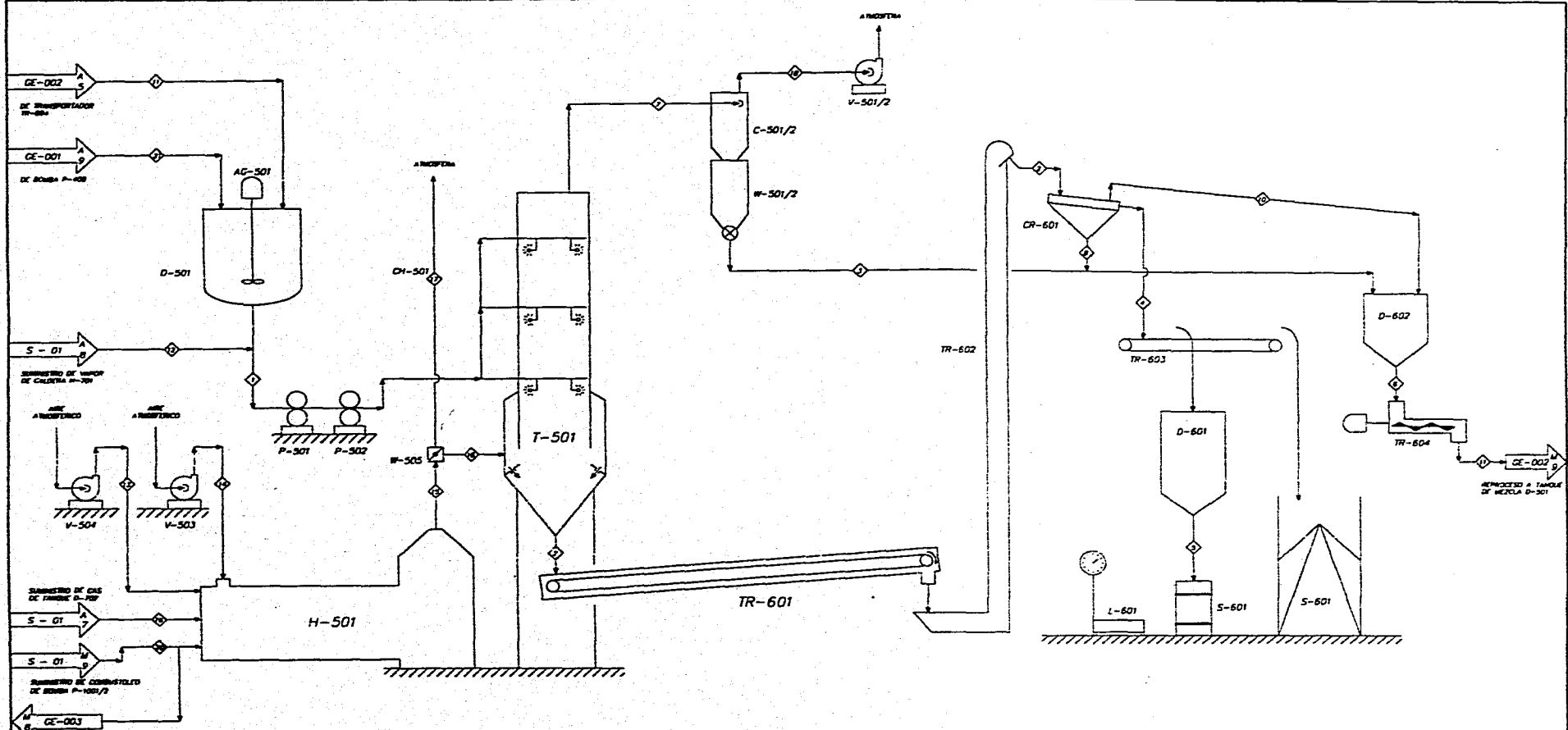
COMPOSICION	(1)										(2)												
	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MnO	MnCO ₃	MnSO ₄	H ₂ O	H ₂ SO ₄	CaSO ₄	CaCO ₃	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MnO	MnCO ₃	MnSO ₄	H ₂ O	H ₂ SO ₄	CaSO ₄	CaCO ₃	CaO	
AN
...
FLUIDO

NOTAS:
 (1) SE CONSIDERAN LOS MISMOS PORCENTAJES DE LA COMENTE ANTERIOR
 (2) SE CONSIDERAN FLUJOS DE DESCARGA ESPORADICOS

REVISOR
 PARA
 COMENTARIOS
 (A)
 COMENTARIOS
 (B)
 CROCEO
 CROZADO
 (C)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS

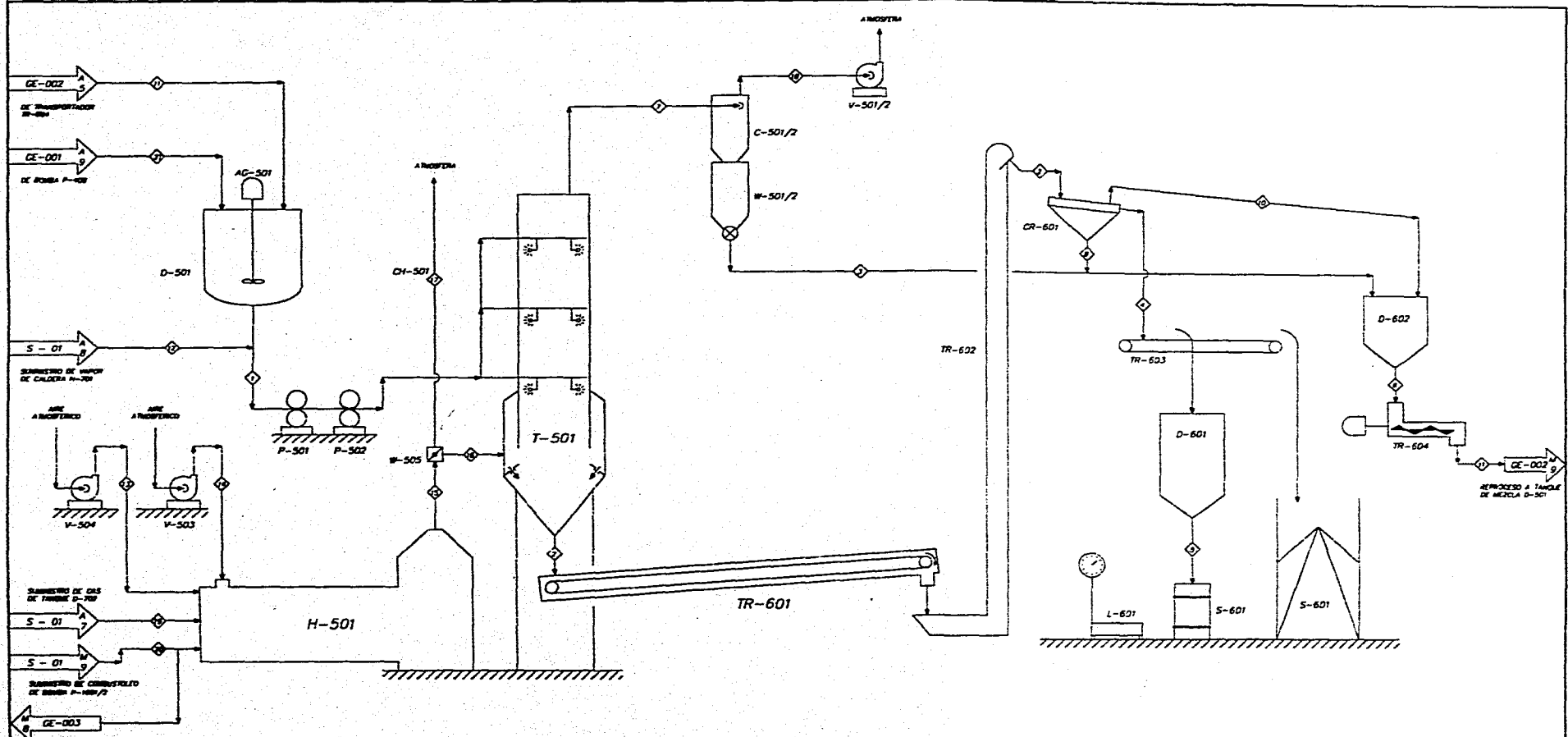
METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION
 DIBUJO: MARIO GUTIERREZ RAMIREZ SIN / ESC. ENERO-95
 DIAGRAMA DE FLUJO
 PLANTA DE SULFATO
 DE MANGANESO
 AREAS:
 01-02-03 Y 04
 No. GE - 001 REV. 0



COMPOSICION	COMENTARIO												GAS L.P.		COMBUSTIBLE		RENTA DE CALOR
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)	
...
...
...
...
...
...
...
...
...

NOTAS:
 (1) ESTE FLUJO SOLO ES DURANTE EL PRECALENTAMIENTO o PAJO DE FORME DE SECAO
 (2) PARA FINES DE BALANCE NO SE CONSIDERA ESTO COMENTARIO, SE ESPERA UN VIDE DE AGARRO
 (3) ESTO COMENTARIO NO SE CONSIDERA EN BALANCE YA QUE PUEDE SER OPTATIVA SEGUN PRODUCCION
 (4) FLUJO NO CONSIDERADO EN BALANCE POR SER INTERMITENTE AL ARRANQUE DEL HORNO

REVISION PARA COMENTARIOS COMENTARIOS CANCELADO CRUZADO	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORAS POR ASPERSION		
	FACULTAD DE QUIMICA		DIBUJO: MARIO GUTIERREZ		
	MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS		DIAGRAMA DE FLUJO		
			PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO		
		SIN / ESC		ENERO-95	REV.
		NO		GE-002	0



COMPOSICION	CORRIENTE										F1										F2										F3										F4									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
Agua	
...	

NOTAS:
 (1) ESTE FLUJO SOLO ES DURANTE EL PRECALENTAMIENTO + PAJO DE FORME DE SECADO
 (2) PARA FINES DE BALANCE NO SE CONSIDERA ESTA CORRIENTE SE ESPERA UN TON DE ACABADO
 (3) ESTA CORRIENTE NO SE CONSIDERA EN BALANCE YA QUE PUEDE SER OPTATIVA SEGUN PRODUCCION
 (4) FLUJO NO CONSIDERADO EN BALANCE POR SER INTERMEDIO AL ARRANQUE DEL HORNO

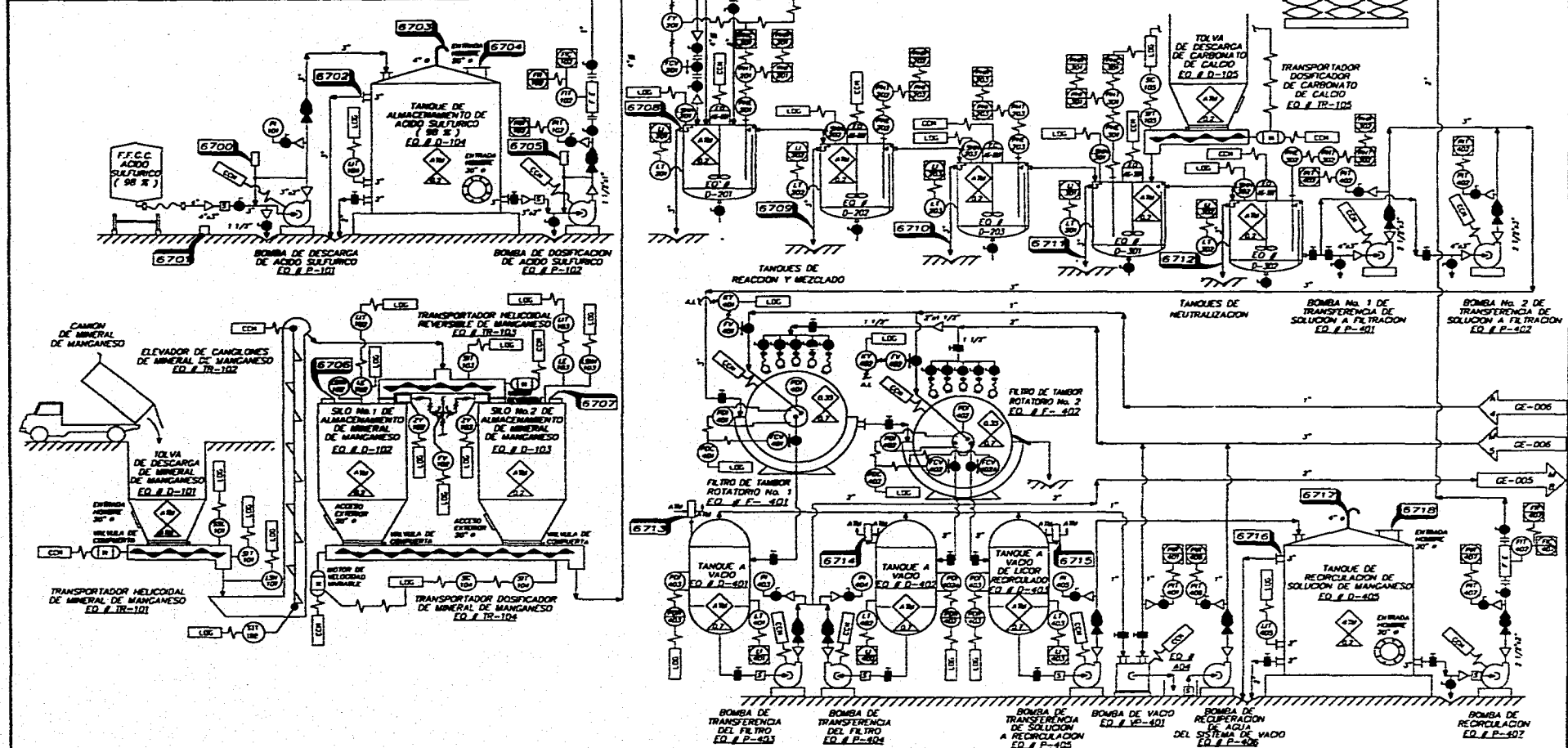
REVISION
 PARA COMENTARIOS
 COMENTARIOS
 CERRADO ENTREGADO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS

METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORAS POR ASPERSION
 DIBUJO: MARIO GUTIERREZ
 DIAGRAMA DE FLUJO
 PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO
 SIN / ESC
 AREAS: 05 Y 06
 ENERO-95
 REV. 0

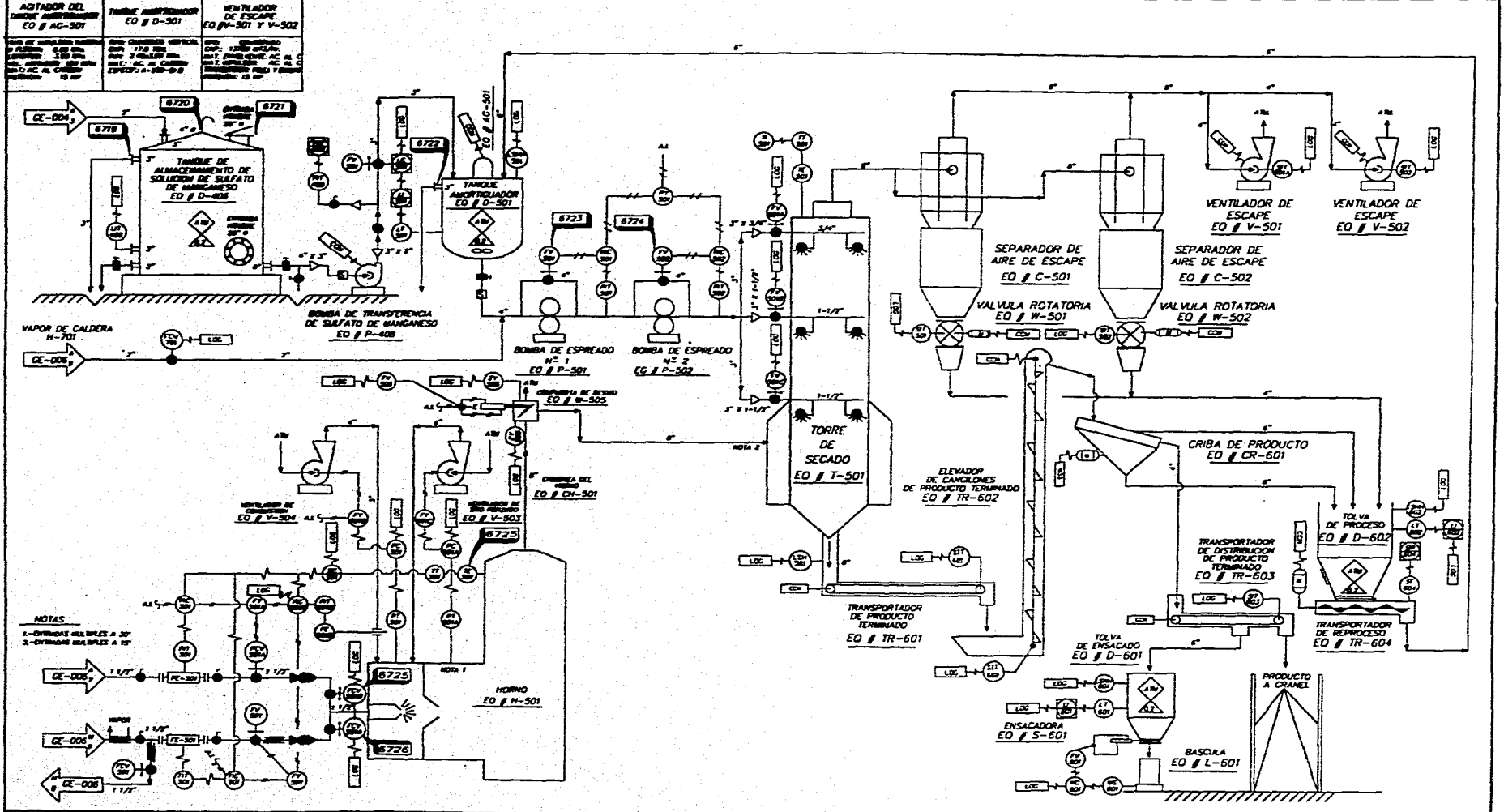
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO EQ. # D-104	BOMBA DE VACIO EQ. # VP-401	BOMBA DE TRANSFERENCIA DE FILTRO EQ. # P-403 Y P-404	BOMBA DE DOSIFICACION DE ACIDO SULFURICO EQ. # P-102	BOMBA DE DESCARGA DE ACIDO SULFURICO EQ. # P-101	BOMBA DE TRANSFERENCIA SOL. A RECIRCULACION Y BOMBA DE RECIRCULACION DE AGUA EQ. # P-105 Y P-106	BOMBA DE RECIRCULACION EQ. # P-407	TANQUE DE RECIRCULACION DE SOL. DE MANGANESO EQ. # D-405	TOLVA DE DESCARGA DE MINERAL DE MANGANESO EQ. # D-101	TRANSPORTADOR HELICOIDAL DE MINERAL DE MANGANESO EQ. # TR-101	ELEVADOR DE CANGILONES DE MINERAL DE MANGANESO EQ. # TR-102	TRANSPORTADOR HELICOIDAL REVERSIBLE DE MINERAL DE MANGANESO EQ. # TR-103	SILO No 1 Y No 2 DE ALMAC. DE MINERAL DE MANGANESO EQ. # D-102 Y D-103	TRANSPORTADOR DOSIFICADOR DE MINERAL DE MANGANESO EQ. # TR-104	TOLVA DE DESCARGA DE CARBONATO DE CALCIO EQ. # D-105	BOMBAS DE TRANSFERENCIA DE SOL. A FILTRACION EQ. # P-401 Y P-402
TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 500 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: SELLO DE AGUA CAP. DE SUCCION: MNT. 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: RECTANGULAR CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: HELICOIDAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CANGILONES CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: HELICOIDAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: HELICOIDAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: RECTANGULAR CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP

ADJUSTADOR DE TANQUE DE REACCION EQ. # D-201, D-202, D-203, D-204, D-205	TANQUE DE REACCION Y MEZCLADO EQ. # D-201, D-202, D-203, D-204, D-205	FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO EQ. # F-401 Y F-402	TANQUE A VACIO EQ. # D-401, D-402 Y D-403	TRANSPORTADOR DOSIFICADOR DE CARBONATO DE CALCIO EQ. # TR-105
TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: TAMBOR ROTATORIO CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: CILINDRO-VERTICAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP	TIPO: HELICOIDAL CAP: 100 TONS MNT: 3 FT x 7-00 IN. MNT. AC. AL CARBON PRES. DESECC. 2.5/30 PSI POTENCIA: 1 1/2 HP



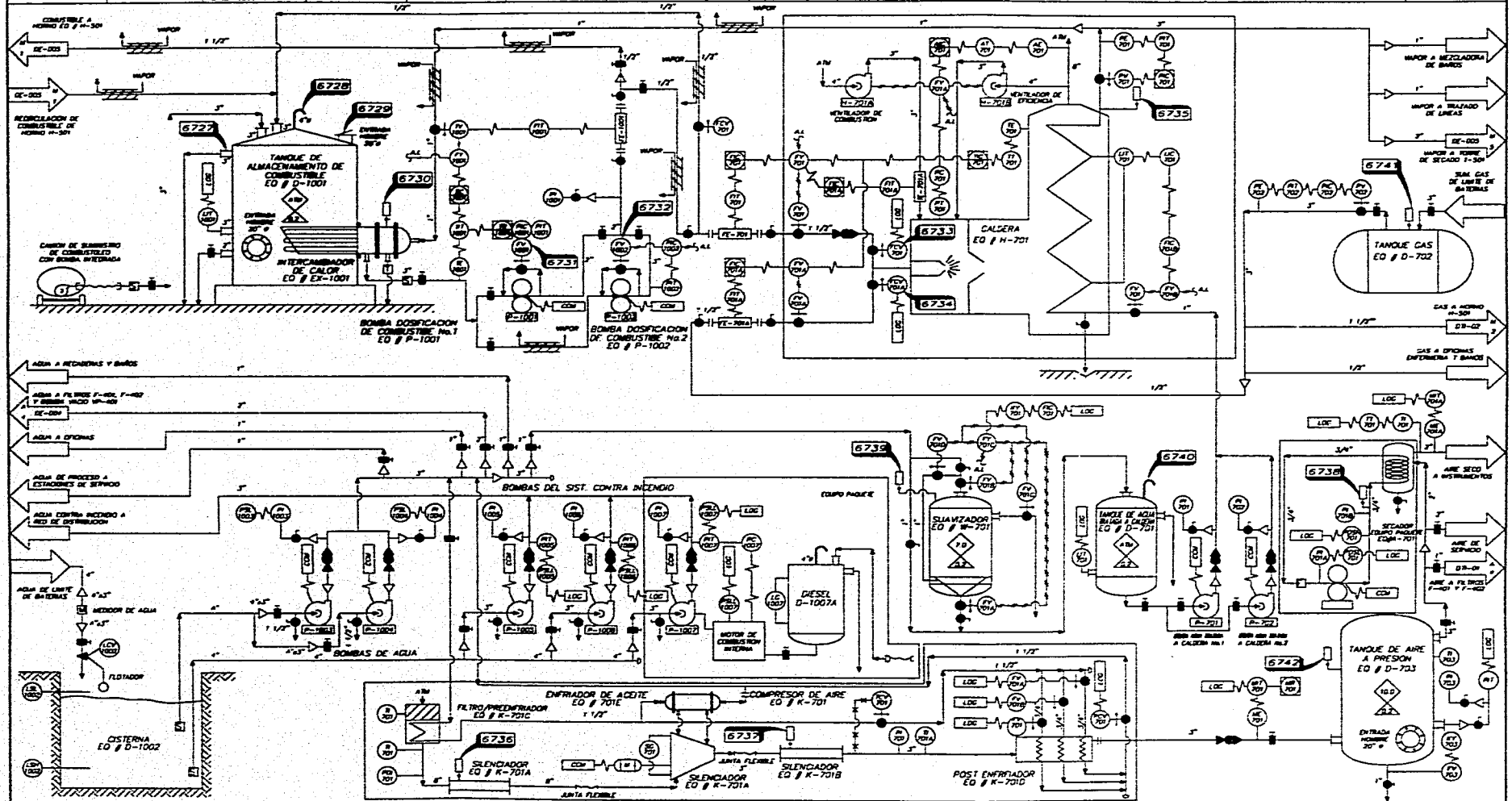
REVISION PARA COMENTARIOS	COMENTARIOS	CHEQUEO CRUZADO	IDENT.	DISPOSITIVO	CONDICION PELIGROSA	EQUIPO PROTEGIDO	IDENT.	DISPOSITIVO	CONDICION PELIGROSA	EQUIPO PROTEGIDO	METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION	DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION, PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO	AREAS: 01-02-03 Y 04	REV.
6700	VALVULA DE PRESION	SOBREPRESION	P-102	6700	TAPA	PROTECCION	D-102	6712	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-102	MARIO GIERREZ	DNEPO-95	D
6701	VALVULA DE PRESION	SOBREPRESION	P-101	6701	TAPA	PROTECCION	D-101	6713	VALVULA DE PRESION	PRESION/ALTO	D-101			
6702	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-102	6702	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-201	6714	VALVULA DE PRESION	PRESION/ALTO	D-201			
6703	VALVULA DE PRESION	SOBREPRESION	P-101	6703	VALVULA DE PRESION	SOBREPRESION	D-101	6715	VALVULA DE PRESION	PRESION/ALTO	D-101			
6704	TAPA	PROTECCION	D-104	6704	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-202	6716	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-202			
6705	VALVULA DE PRESION	SOBREPRESION	P-102	6705	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-203	6717	VALVULA DE PRESION	PRESION/ALTO	D-203			
6706	VALVULA DE PRESION	SOBREPRESION	P-101	6706	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-301	6718	TAPA	PROTECCION	D-301			

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOLUCIÓN DE SULFATO DE MANGANESO EQ # D-408	BOMBA DE TRANSFERENCIA DE SULFATO DE MANGANESO EQ # P-408	VENTILADOR DE CONVECCIÓN EQ # V-304	VENTILADOR DE TIPO FORZADO EQ # V-303	HORNO EQ # H-501	BOMBA DE ESPREADO No. 1 y No. 2 EQ # P-501 Y P-502	TORRE DE SECADO EQ # T-501	TRANSPORTADOR DE PRODUCTO TERMINADO EQ # TR-101	ELEVADOR DE CANGILONES DE PRODUCTO TERMINADO EQ # TR-502	SEPARADOR DE AIRE DE ESCAPE EQ # C-501 Y C-502	VALVULA ROTATORIA EQ # W-501 Y W-502	TRANSPORTADOR DE PRODUCTO TERMINADO EQ # TR-603	TOLVA DE ENSACADO EQ # D-601	TOLVA DE REPROCESO EQ # D-602	TRANSPORTADOR DE REPROCESO EQ # TR-604
SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP	SPD: 12000 GAL/HR CAP: 3.71 TON/HR MOT: 1/2 HP MANT: AC AL CARBON ELECTR: 110V-1/2 POTENCIA: 1/2 HP



REVISION	BASE	COMENTARIOS	ENCUENADO	CRUZADO	IDENTE	DISPOSITIVO	CONDICION	EQUIPO	IDENTE	DISPOSITIVO	CONDICION	EQUIPO	METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION		
1	000				6719	VALVULA DE FLUJO	ALTO PRESION	D-508	6720	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	H-501	DISEÑO: MARIO GUTIERREZ SIN / ESC ENERO-85		
2	000				6720	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	D-508	6721	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	H-501	DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION, PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO AREAS: 04-05 Y 06 REV. No. GE-005 0		
3	000				6721	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	D-508	6722	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	H-501			
4	000				6722	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	D-508	6723	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	H-501			
5	000				6723	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	D-508	6724	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	H-501			
6	000				6724	VALVULA DE FLUJO	EXPLOSION	D-508							

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE COMBUSTIBLE EO # D-1001 TPO. CILINDRO-VERTICAL CAP. 11.3 M ³ DIM. 4.8 x 4.83 M MNT. AC. AL CARBON ESPECIF. A-265-D-8	CISTERNA EO # D-1002 TPO. CILINDRO-VERTICAL CAP. 120 M ³ DIM. 4.8 x 4.83 M MNT. CONCRETO	INTERCAMBIADOR DE CALOR EO # EX-1001 TPO. BATERIA CLASE: REV. MATERIAL: P-38 CAP.: 180 L/HR PRES. DE OPER. 100/150 PSI PRES. DE DISEÑO 200/300 PSI MNT. AC. AL CARBON NO. DE TUBOS: 8	BOMBA DE DOSIFICACION DE COMBUSTIBLE EO # P-1001, P-1002 TPO. CENTRIFUGA CAP.: 1.37 L/HR MNT. AC. AL CARBON PRES. DE DISEÑO 100/150 PSI POTENCIA 1 HP	BOMBAS DE AGUA DE PROCESO EO # P-1003, P-1004 TPO. CENTRIFUGA CAP.: 780 L/HR MNT. AC. AL CARBON PRES. DE DISEÑO 100/150 PSI POTENCIA 30 HP	BOMBAS DEL SIST. CONTRA INCENDIO EO # P-1005, P-1006 TPO. CENTRIFUGA CAP.: 780 L/HR MNT. AC. AL CARBON PRES. DE DISEÑO 100/150 PSI POTENCIA 30 HP	BOMBA C/VOTOR DE COMB. DEL SISTEMA CONTRA INCENDIO EO # P-1007 TPO. CENTRIFUGA CAP.: 780 L/HR MNT. AC. AL CARBON PRES. DE DISEÑO 100/150 PSI MOTOR COMB. INT. 30 HP	COMPRESOR DE AIRE EO # K-701 TPO. TORILLO CAP.: 28.8 M ³ /HR PRES. DE OPER. 170/210 PSI PRES. DE DISEÑO 200 PSI MNT. AC. AL CARBON ESPECIF. A-265-D-8 POTENCIA 300 HP	CALDERA DE VAPOR EO # H-701 TPO. ACORRILLADA CAP.: 25.280 KG/M ² PRES. DE OPER. 170/210 PSI PRES. DE DISEÑO 200 PSI MNT. AC. AL CARBON ESPECIF. A-265-D-8 POTENCIA 300 HP	SUAVIZADOR EO # W-701 CAP. DISEÑO 2.500 L/HR CAP. OPERACION 800 L/HR PRES. DE OPER. 170/210 PSI PRES. DE DISEÑO 200 PSI MNT. AC. AL CARBON ESPECIF. A-265-D-8 POTENCIA 10 HP	TANQUE DE AGUA TRATADA A CALDERA EO # D-701 TPO. CILINDRO-VERTICAL CAP.: 2.84 M ³ DIM. 1.8 x 2.37 M MNT. AC. AL CARBON ESPECIF. A-265-D-8	BOMBAS DE AGUA TRATADA A CALDERA EO # P-701, P-702 TPO. CENTRIFUGA CAP.: 22 L/HR PRES. DE OPER. 170/210 PSI PRES. DE DISEÑO 200 PSI MNT. AC. AL CARBON POTENCIA 1/2 HP	TANQUE DE AIRE A PRESION EO # D-703 TPO. CILINDRO-VERTICAL CAP.: 7.3 M ³ DIM. 1.8 x 4.31 M MNT. AC. AL CARBON PRES. DE OPER. 170/210 PSI	TANQUE DE GAS EO # D-702 TPO. CILINDRO-HORIZONTAL CAP.: 0.3 M ³ DIM. 1.50 x 2.40 M MNT. AC. AL CARBON ESPECIF. A-265-D-8 POTENCIA 1/2 HP	SECADOR EO # A-701 TPO. RECTIFICADO TEMP. DE SALIDA 70°C CAP.: 28.8 M ³ PRES. DE OPER. 170/210 PSI PRES. DE DISEÑO 200 PSI POTENCIA 1/2 HP
---	--	--	---	--	---	---	--	--	--	--	---	---	--	--



REVISOR	COMENTARIOS	CONDICION PELIGROSA	EQUIPO PROTEGIDO	IDENT.	DISPOSITIVO	CONDICION PELIGROSA	EQUIPO PROTEGIDO	IDENT.	DISPOSITIVO	CONDICION PELIGROSA	EQUIPO PROTEGIDO	METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION
6717	SOBREPRESION	ALTO NIVEL	D-1001	6734	VALLULA DE FLUJO	EXTRUSION	D-701	6741	VALLULA DE PRESION	SOBREPRESION	D-703	METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION
6718	VENTIDA	PRESION/ALTO	D-1001	6735	VALLULA DE PRESION	SOBREPRESION	H-701	6742	VALLULA DE PRESION	PRESION/ALTO	D-703	DISEÑO: MARIO GUTIERREZ SIN / ESC ENERO-95
6719	TAPO	PRESION	D-1001	6736	VALLULA DE PRESION	PRESION/ALTO	H-701					DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION, PLANTA DE SULFATO DE MANGANESO
6720	VALLULA DE PRESION	PRESION	EX-1001	6737	VALLULA DE PRESION	SOBREPRESION	K-701					AREAS: 07-08-D9 Y 10
6721	VALLULA DE FLUJO	SOBREPRESION	A-1001	6738	VALLULA DE PRESION	SOBREPRESION	A-701					REV. No. GE - 006 0
6722	VALLULA DE FLUJO	SOBREPRESION	P-1002	6739	VALLULA DE PRESION	SOBREPRESION	H-701					
6723	VALLULA DE FLUJO	EXTRUSION	H-701	6740	VENTIDA	PRESION/ALTO	D-701					

CORRIENTE COMPOSICION		(2)		(2)		(2)		(2)		(2)		(2)	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10		
		MINERAL DE Mn	MINERAL DE Mn	MINERAL DE Mn	SOLUCION DE Mn SO ₄ H ₂ O	SOLUCION DE Mn SO ₄ H ₂ O	SOLUCION DE Mn SO ₄ H ₂ O	L000S	SOLUCION DE Mn SO ₄ H ₂ O	LICOR RECIRCULADO	L000S		
Mn	Kg/Hr. (%)	---	---	1471.44(29.6)	1679.56(11.49)	1679.56(11.35)	556.74(12.32)	1122.82(6.38)	482.33(6.06)	208.12(3.14)	432.37(4.78)		
Mg	Kg/Hr. (%)	---	---	223.70(4.5)	241.59(1.65)	241.59(1.65)	48.80(1.08)	192.79(1.10)	42.98(0.54)	17.89(0.27)	131.92(1.46)		
K	Kg/Hr. (%)	---	---	24.85(0.5)	26.83(0.18)	26.83(0.18)	5.87(0.13)	20.96(0.12)	4.77(0.06)	1.98(0.03)	14.21(0.16)		
Ca	Kg/Hr. (%)	---	---	223.70(4.5)	226.37(1.55)	226.37(1.53)	1.81(0.04)	224.56(1.27)	3.98(0.05)	2.67(0.04)	217.91(2.41)		
Fe	Kg/Hr. (%)	---	---	323.12(6.5)	323.12(2.21)	---	---	---	---	---	---		
OTROS	Kg/Hr. (%)	---	---	2654.56(53.4)	5667.60(38.79)	6178.68(41.75)	---	6178.68(35.11)	---	---	6178.68(68.37)		
H ₂ O	Kg/Hr. (%)	---	---	49.71(1.0)	6447.15(44.13)	6447.15(43.56)	3905.76(86.43)	9860.74(56.02)	7425.17(93.29)	6397.44(96.52)	2062.48(22.82)		
FLUJO	Kg/Hr. (%)	8500(100)	8500(100)	4971.08(100)	14612.22(100)	14800.18(100)	4518.98(100)	17,600.55(100)	7959.23(100)	6628.10(100)	9037.57(100)		
Mn SO ₄ H ₂ O	Kg/Hr. (%)	---	---	---	5167.10(35.36)	5167.10(34.91)	1712.78(37.9)	3454.31(19.63)	1483.87(18.64)	640.27(9.66)	1330.17(14.72)		
Mg SO ₄ H ₂ O	Kg/Hr. (%)	---	---	---	1374.64(9.41)	1374.64(9.29)	277.67(6.14)	1096.96(6.23)	244.55(3.07)	101.79(1.54)	750.62(8.31)		
K ₂ SO ₄	Kg/Hr. (%)	---	---	---	119.58(0.82)	119.58(0.81)	26.16(0.58)	93.42(0.53)	15.31(0.19)	8.82(0.13)	63.33(0.70)		
Ca SO ₄ H ₂ O	Kg/Hr. (%)	---	---	---	870.57(5.96)	870.57(5.88)	6.96(0.16)	863.61(4.91)	21.26(0.27)	10.27(0.15)	838.04(9.27)		
H ₂ O	Kg/Hr. (%)	---	---	---	7080.33(48.45)	7268.29(49.1)	2495.41(55.22)	12092.25(68.70)	6194.24(77.88)	5866.95(88.52)	6055.41(67.00)		
DENSIDAD	Kg/lt	---	2.9	2.9	1.49	1.408	1.2	1.0	1.2	1.1	1.0		
FLUJO	M ³ /Hr	---	2.93	---	9.80	10.51	3.76	17.06	6.63	6.02	9.03		

(1)		(2)										(2)	
11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22		
SOLUCION DE Mn SO ₄ H ₂ O	SOLUCION DE Mn SO ₄ H ₂ O	LICOR RECIRCULADO	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA	ACIDO SULFURICO	ACIDO SULFURICO	CARBONATO DE CALCIO	CARBONATO DE CALCIO		
1039.07(8.33)	---	208.12(3.14)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
91.78(0.74)	---	17.89(0.27)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
10.64(0.08)	---	1.98(0.03)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
5.79(0.05)	---	2.67(0.04)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
1330.93(90.80)	---	6397.44(96.52)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
12478.21(100)	12478.21(100)	6628.10(100)	2271(100)	7319.35(100)	6024.35(100)	2271(100)	15614.7(100)	54,900(100)	3013.04(100)	4500(100)	187.96(100)		
3196.66(25.62)	3196.66(25.62)	640.27(9.66)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
522.22(4.18)	522.22(4.18)	101.79(1.54)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
41.47(0.33)	41.47(0.33)	8.82(0.13)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
28.22(0.23)	28.22(0.23)	1027(0.15)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
8689.65(69.64)	8689.65(69.64)	5866.95(88.52)	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
1.2	1.2	1.1	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.83	1.83	2.7	2.7		
10.39	10.39	6.02	2.27	7.31	6.02	2.27	15.61	30.0	1.64	1.66	0.069		

REVISOR PARA COMENTARIOS COMENTARIOS CREADO ENTRADO	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS						METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION DISEÑO: MARIO GUTIERREZ					
							SIN / ESC ENERO-95					
							TABLA DE BALANCE DE MATERIALES					
						AREAS: 01-02-03 Y 04						
						REV. No CE - 007 0						

CORRIENTE		(2)		(3)			(2)		(2)		
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	
COMPOSICION		SOLUCION DE Mn, SO ₂ , H ₂ O	PRODUCTO GRANULADO	FINOS	GRANULADO ACEPTADO	GRANULADO ENSACADO	PRODUCTO REPROCESADO	FINOS	FINOS	FINOS A REPROCESO	
Mn	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
Mg	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
K	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
Ca	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
Fe	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
OTROS	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
H ₂ O	Kg/Hr. (%)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
FLUJO	Kg/Hr. (%)	13,237.95(100)	5,064.92(100)	---	---	---	---	---	---	---	
Mn SO ₂ H ₂ O	Kg/Hr. (%)	3,760.78(28.41)	3,760.78(74.25)	376.07(99.66)	3,196.66(74.25)	---	564.12(74.25)	---	376.08(74.25)	---	
Mg SO ₂ H ₂ O	Kg/Hr. (%)	614.38(4.64)	614.38(12.13)	0.61(0.16)	522.22(12.13)	---	92.16(12.13)	---	61.44(12.13)	---	
Ca SO ₂ H ₂ O	Kg/Hr. (%)	32.15(0.24)	32.15(0.63)	0.032(0.01)	28.22(0.65)	---	3.93(0.52)	---	2.62(0.52)	---	
K ₂ SO ₄	Kg/Hr. (%)	49.83(0.38)	49.83(0.99)	0.049(0.01)	41.47(0.97)	---	8.36(1.10)	---	5.57(1.10)	---	
H ₂ O	Kg/Hr. (%)	8,780.82(66.33)	607.79(12.00)	0.607(0.16)	516.62(12)	---	91.17(12.00)	---	60.78(12.00)	---	
FLUJO	Kg/Hr.	13,237.95(100)	5,064.92(100)	377.36(100)	4,305.18(100)	2 500(100)	759.74(100.00)	---	506.49(100)	---	
(1) (4)											
10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
GRUESOS	PRODUCTO REPROCESADO	VAPOR	AIRE	AIRE	AIRE CALIENTE	AIRE CALIENTE	AIRE CALIENTE	AIRE CALIENTE	GAS L.P.	COMBUSTOLEO	SOLUCION DE Mn, SO ₂ , H ₂ O
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---	---	---	16 513.88	---	---	---
---	---	---	---	---	---	---	---	8 173.02	---	---	---
---	---	271.52	1 854.21	14 659.67	16 513.88	16 513.88	16 513.88	24 686.90	0.30	109.82	---
188.04(74.25)	564.12(74.25)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	3196.66(25.62)
30.72(12.13)	92.16(12.13)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	522.22(4.18)
1.31(0.52)	3.93(0.52)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	28.22(0.23)
2.79(1.10)	8.36(1.10)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	41.47(0.33)
30.39(12.00)	91.17(12.00)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	8 689.65(69.64)
253.25(100)	759.74(100.00)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	12 478.21(100)
REVISOR	AREA	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS	COMENTARIOS
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION						DIBUJO: MARIO GUTIERREZ		SIN / ESC		EMERG-95
FACULTAD DE QUIMICA	MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS						TABLA DE BALANCE DE MATERIALES		AREAS: 05 Y 06		REV.
MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS									No. GE - 008		0

CORRIENTE	(2)										(3)	(1)
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CONDICIONES	COMBUSTOLEO	COMBUSTOLEO	COMBUSTOLEO	COMBUSTOLEO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	CONDENSADO	AGUA
FLUJO Kg/Hr	33,000	93,89	23.52	70.37	502.9	2.45	500.5	93.0	136	271.52	1.47	125.72
FLUJO: M ³ /hr. @ DE FLUJO	33,23	0.08	0.02	0.06	85.67	0.88	180.7	33.6	49.09	98.02	0.00156	0.14
FLUJO: N M ³ /hr.	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
PRESION: Kg/cm ² (man)	1.0	14.0	14.0	14.0	10.2	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	1.4	10.2
TEMPERATURA: °C	5.0	121	121	121	186	153	153	153	153	153	126	186
DENSIDAD: Kg/m ³ @ DE FLUJO	993	993	993	993	5.87	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	940	882.2
VISCOSIDAD C.P. @ DE FLUJO	10	10	10	10	0.016	0.016	0.016	0.016	0.016	0.016	0.23	0.17
PODER CALORIFICO kcal/kg @ DE FLUJO	10,220	10,220	10,220	10,220	---	---	---	---	---	---	---	---

(7)			(4)			(5)	(6)	(8)								
13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
AGUA	AGUA	AGUA C/I	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA TRATADA	AIRE	AIRE	AIRE	AIRE	GAS L.P.	GAS L.P.	GAS L.P.	GAS L.P.
60,000	18,587.3	45,420	628.62	1815.0	13,343.7	500	2300	628.62	---	---	---	---	---	---	---	---
60.2	18.65	45.57	0.63	1.82	13.38	0.5	2.3	0.64	22.2	1.50	20.5	1.50	---	0.17	0.17	0.10
---	---	---	---	---	---	---	---	---	171.7	11.7	160	11.7	---	1.41	1.41	0.9
2.0	4.0	10.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	---	7.0	7.0	7.0
18	18	18	18	18	18	18	18	18	32	32	32	32	---	25	25	25
996.6	996.6	996.6	996.6	996.6	996.6	996.6	996.6	979.2	1.2	1.2	1.2	1.2	---	1.81	1.81	1.81
0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.018	0.018	0.018	0.018	---	0.024	0.024	0.024
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

REVISOR
 PARA
 COMENTARIOS
 COMENTARIOS
 CHEQUEO
 CRUZADO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA DE PROYECTOS

METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION
 DIBUJO: MARIO GUTIERREZ SIN / ESC ENERO-95
 TABLA DE BALANCE DE MATERIALES AREAS: 07-08-09 Y 10 REV.
 No GE - 009 0

CAPÍTULO VIII

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Se considera que la aportación lograda con la presente tesis, consiste en que proporciona una guía de carácter lógico para la selección de un secador por aspersión, para ciertas bases de diseño establecidas, en medio de la amplia gama de posibilidades existentes. Esta guía de selección acota ó reduce el universo de alternativas, a uno ó dos casos.

Así mismo la metodología de diseño parte de una base de datos amplia la cual incluye las características físicas y de transferencia de gran parte de los productos secados por este método, salvo productos con características muy extremas, que actualmente requieren pruebas a nivel piloto. De esta forma se da a conocer esta base de datos, con lo cual se evitan gastos por conceptos de trabajo experimental, sin afectar la confiabilidad del diseño obtenido.

Se considera que se logró el objetivo central de esta tesis, ya que se obtuvo una secuencia de cálculo para el diseño detallado de secadores por aspersión. Dicha secuencia de cálculo también cubre la selección y especificación del equipo auxiliar y accesorios del sistema de secado.

El diseño efectuado como ejemplo ilustrativo de la aplicación de la secuencia de cálculo se consideró una solución al 5% en peso de sulfato de manganeso por ser la que se usa más frecuentemente en la industria de la producción de fertilizantes. El diseño mecánico estructural del secador no se realizó en este trabajo ya que podría ser tema de alguna otra tesis.

CONCLUSIONES

Cabe hacer notar que la secuencia de cálculo propuesta conduce a secadores de operación flexible, por ejemplo, si la cámara de secado diseñada requiriese procesar mayor capacidad a la de diseño (35%), con solo aumentar el No. de boquillas de aspersión podría cubrir dicho incremento de capacidad.

Por otro lado, la metodología propuesta también puede utilizarse para evaluar un secador en operación, es decir, puede aplicarse con un enfoque de simulación y de análisis (Rating) De esta forma se pueden encontrar las condiciones de trabajo más apropiadas para un equipo dado manejando otro tipo de materiales y condiciones.

CAPÍTULO IX

NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

A	=	Posición de la válvula de mariposa que controla el flujo de aire.
A_c	=	Area para transferencia de calor, ft.
b	=	Anchura ficticia del chorro anular de composición de salida del gas de un disco rotatorio de la misma velocidad y momentum que el chorro de líquido inicial, ft.
b_1	=	Anchura del orificio del aire, ft.
C_p	=	Calor específico BTU/lb °F.
C_s	=	Calor Húmedo Btu/lb °F.
D_G	=	Diámetro de la gota al salir del atomizador, m, ft.
D_P	=	Diámetro de la partícula seca, μm , ft.
D_{max}	=	Diámetro de la gota más grande, μm , ft.
D_i	=	Diámetro de cada clase de gota, μm , ft.
D_{vs}	=	Diámetro medio de Sauter, μm , ft.
D_e	=	Diámetro efectivo de la boquilla, ft.
D_c	=	Diámetro de la cámara de secado, ft.
D_o	=	Diámetro de un chorro de composición de salida de gas, teniendo la misma velocidad y momentum que el chorro del líquido, ft.
D_s	=	Diámetro del orificio de descarga de la boquilla a presión, ft.
G	=	Gasto volumétrico del aire secado, ft ³ /hr.
G'	=	Gasto másico del aire secado, lb/hr.
G_o	=	Masa velocidad en un disco rotatorio, g/seg (cm de perímetro mojado).
h'	=	Coefficiente de transferencia de calor, BTU/hrft ² °F.
H	=	Entalpías, BTU.
h	=	Altura, ft.
$h_{esperado}$	=	Distancia que recorre el aspersado (zona de transición, ft).

NOMENCLATURA

k_r	=	Conductividad térmica de la película de gas que rodea a la gota, BTU/(hr ft ²) (°F/ft), Evaluada a la temperatura promedio entre T_1 y T_{w1} .
K	=	Constante de evaporación.
K_g	=	Coefficiente de transferencia de masa.
M	=	Material alimentado Kg sólido seco/hr.
N	=	Velocidad de rotación, rev/hr.
N'	=	Velocidad de rotación, rev/seg.
n	=	Velocidad de rotación, rev/min.
Q_L	=	Flujo del líquido, ft ³ min.
Q_g	=	Flujo de gas, ft ³ /min.
q'	=	Calor transferido por unidad de peso aspersado, BTU/hr
q_1 a q_6	=	Calores necesarios para elevar la temperatura de cada componente del sistema hasta su temperatura de salida.
Q_{TOT}	=	Calor total suministrado por el aire de secado, BTU/hr.
q'_r	=	Calor transferido por unidad de masa, BTU/hr.
P_T	=	Presión total.
P_W	=	Presión parcial del agua.
P'_W	=	Presión de vapor del agua a T_w .
P'_{ws}	=	Presión de vapor del agua en una superficie saturada.
P'_{wdf}	=	Presión de vapor del agua en el punto de rocío.
r	=	Radio del disco rotatorio, ft.
R_c	=	Radio de la cámara de secado cuando se usa disco rotatorio, ft.
R	=	Distancia radial del centro de la cámara de secado cuando se usa disco rotatorio, ft.
T_D	=	Temperatura de bulbo seco, °F, °C.
T_{sa}	=	Temperatura de saturación adiabáticas, °F, °C.

NOMENCLATURA

T_W	=	Temperatura de bulbo húmedo, °F, °C.
T_a	=	$T_a = T_1 = T_2$, °F, °C.
T_r	=	Temperatura de referencia, °F, °C.
T_0	=	Temperatura del aire ambiente, °F, °C.
T_1	=	Temperatura del aire a la entrada del secador, °F, °C.
T_2	=	Temperatura del aire a la salida de la cámara de secador.
T_f	=	Temperatura del aire a la entrada de la alimentación, °F, °C.
T_P	=	Temperatura del producto seco a la salida de la cámara de secado, °F, °C.
T_{desc}	=	Temperatura de descomposición del producto, °F, °C.
V	=	Volumen de la cámara donde se realiza exclusivamente la operación de secado = V_{TOT} , ft ³ .
V_{TOT}	=	Volumen de la cámara destinado a realizarse el secado ft ³ .
V_R	=	Volumen destinado al secado más el volumen destinado a recolección de producto seco, ft ³ .
V_{rel}	=	Velocidad relativa entre el gas y el líquido, m/seg.
V	=	Velocidad axial del aire en el chorro, ft/hr.
V_a	=	Velocidad del aire de atomización en el atomizador, ft/hr.
V_l	=	Velocidad del líquido cuando deja el atomizador, ft/hr.
V_m	=	Velocidad axial del chorro esparcido en un atomizador de dos fluidos, ft/hr.
V_i	=	Velocidad inicial del aire en el orificio o boquilla, ft/hr.
w_a	=	Flujo másico del aire de atomización, lb/hr.
w_r	=	Flujo másico del líquido, lb/hr.
x	=	Distancia del atomizador, ft.
x_t	=	Distancia del atomizador a cuatro diámetros de cámara de secado, ft.
x_1	=	Humedad inicial del material sujeto a secado, lb agua/ lb aire seco.
x_2	=	Humedad final del material sujeto a secado, lb agua/ lb aire seco.

NOMENCLATURA

Y'	=	Humedad absoluta molar, mol agua/mol aire
Y_{rel}	=	Humedad relativa = $100 (P_w / P_w^s)$
$Y_{(A)}$	=	Humedad absoluta a $P_T = 1$ atm.
$Y_{(B)}$	=	Humedad absoluta a $P_T = 1$ atm.
Y_s	=	Humedad en la superficie saturada, lb agua/lb aire seco.
Y_1	=	Humedad del aire a la entrada de secado, lb agua/lb aire seco.
Y_2	=	Humedad del aire a la salida de la cámara de secado, lb agua/lb aire seco.
θ_{max}	=	Tiempo requerido para que se seque la gota más grande, hr, seg.
θ_s	=	Tiempo requerido para que se seque determinado tamaño de gota, hr, seg.
θ	=	Tiempo requerido para que el espray viaje una distancia de cuatro diámetros de cámara, hr, seg.
θ_G	=	Tiempo promedio de permanencia de los gases en la cámara de secado, hr, seg.
ρ_s	=	Densidad de la solución que es aspersada, lb/ft ³ .
ρ_a	=	Densidad del aire de atomización, lb/ft ³ .
ρ_m	=	Densidad del chorro, lb/ft ³ .
ρ	=	Densidad del gas a las condiciones de salida, lb/ft ³ .
ρ_p	=	Densidad del producto seco, lb/ft ³ .
σ	=	Tensión superficial de la solución, dinas/cm.
μ_s	=	Viscosidad de la solución, poises, centipoises.
T_1	=	$T_2 - T_{W1}$, °F
ξ	=	Contenido de sólidos.

Nota:

El ciclón sigue su propia nomenclatura.

CAPÍTULO X

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

1. **ANUARIO ESTADÍSTICO DEL ANIQ**
ASOCIACION NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA
FEBRERO DE 1995
2. **M. COOK**
INFLUENCE OF SOLVENT PROPERTIES ON DRYER DESING.
CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS . APRIL 1978 . PAG. 75-78.
3. **GEORGE E. LONG.**
SPRAYING THEORY AND PRACTICE .
CHEMICAL ENGINEERING . MARCH 13, 1978 . PAG. 73-77.
4. **W. DITTMAN.**
HOW TO CLASSIFY A DRYING PROCESS.
CHEMICAL ENGINEERING . JANUARY 17, 1977 . PAG. 106-112.
5. **BELCHER, D.A. SMITH AND E.M. COOK.**
ANALYZING SUSPENDED-PARTICLE DRYERS WITH PSYCHOMETRIC CHARTS.
CHEMICAL ENGINEERING . JANUARY 17, 1977 . PAG. 112-117.
6. **W. DITTMAN.**
DRYING SLABS, SHEETS, AND BEDS.
CHEMICAL ENGINEERING . JANUARY 17, 1977 . PAG. 118-123.
7. **ECONOMIC EVALUATION OF FUTURE EQUIPMENT NEEDS.**
CHEMICAL ENGINEERING . JANUARY 17, 1977 . PAG. 125-127.
8. **DECKER G. McALLISTER. Jr.**
HOW TO SELEC A SYSTEM FOR DRYING INSTRUMENT AIR.
CHEMICAL ENGINEERING . FEBRUARY 26, 1973 . PAG. 39-44.
9. **GORDON D. SARGENT.**
DUST COLLECTION EQUIPMENT.
CHEMICAL ENGINEERING . JANUARY 27, 1969 . PAG. 130-150.

BIBLIOGRAFÍA

10. SLOAN.
DRYING SYSTEMS AND EQUIPMENT.
CHEMICAL ENGINEERING . JUNE 19, 1967 . PAG. 169--200.
11. GEORGE T. SAO AND THOMAS D. WHELOCK.
DRYING THEORY AND CALCULATIONS.
CHEMICAL ENGINEERING . JUNE 19, 1967 . PAG. 201--214.
12. W. BELCHER, D. A. SMITH AND E. M. COOK.
DESIGN AND USE OF SPRAY DRYERS (PART 1 AND 2).
CHEMICAL ENGINEERING . SEPTEMBER 30, 1963 . PAG. 83--88.
13. H. GAUVIN AND S. KATTA.
BASIC CONCEPTS OF SPRAY DRYER DESIGN.
AIChE JOURNAL VOL. 22, No 4. PAG 713—724, JULY 1976.
14. H. GAUVIN AND S. KATTA.
SOME FUNDAMENTAL ASPECTS OF SPRAY DRYING.
AIChE JOURNAL VOL. 21, No 1. PAG 143—152, JANUARY 1975.
15. WILLIAM LIGHT.
MAXIMUM DROP SIZE PRODUCED BY PNEUMATIC ATOMIZATION.
AIChE JOURNAL VOL. 20, No 3. PAG 595—596, MAY 1974.
16. Y. KIM AND W. R. MARSHALL, Jr.
DROP-SIZE DISTRIBUTIONS FROM PNEUMATIC ATOMIZERS.
AIChE JOURNAL VOL. 17, No 3. PAG 575—584, MAY 1971.
17. LEON BOLTAS AND W. H. GAUVIN.
PERFORMANCE PREDICTIONS FOR A COCURRENT SPRAY DRYER.
AIChE JOURNAL VOL. 15, No 5. PAG 764—771, SEPTEMBER 1969.
18. LEON BOLTAS AND W. H. GAUVIN.
TRANSPORT CHARACTERISTICS OF A COCURRENT SPRAY DRYER
AIChE JOURNAL VOL. 15, No 5. PAG 772—779, SEPTEMBER 1969.

BIBLIOGRAFÍA

19. **H. CHARLES WORTH AND W. R. MARSHAL Jr.**
EVAPORATION FROM DROPS CONTAINING DISSOLVED SOLIDS.
AIChE JOURNAL VOL. 6, No 1. PAG 9—23, MARCH 1960.
20. **A. MUGELE AND H. D. EVANS.**
DROPLET SIZE DISTRIBUTION IN SPRAYS.
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY VOL 43, No 6, PAG. 1317—1324
JUNE 1951.
21. **PARTI AND B. PALANCZ.**
MATHEMATICAL MODEL FOR SPRAY DRYING.
CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE 1974 VOL. 29 PAG 355—362.
22. **J. FRIEDMAN, F. A. GLUCKERT AND W. R. MARSHALL, Jr.**
CENTRIFUGAL DISK ATOMIZATION.
CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS VOL. 48, No 4. PAG 181—191, APRIL 1952.
23. **B. UPDEGROVE.**
BATCH DRAYING IN NAUTA MIXER.
CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS VOL. 48, No 4. PAG 107—112, APRIL 1977.
24. **XIA CHENG-YI.**
THE ANALYTIC SOLUTION OF THE TWO-DIMENSIONAL DECELERATING MOVENT OF
DROPLET IN SPRAY DRYING.
LIBRO: RECENT INTERNATIONAL DELOPMENTS PAG 120—127.
25. **RAM. L. UPADHYAYA AND ARUN KILARA**
DRYING HEAT SENSITIVE PRODUCTS.
LIBRO: RECENT INTERNATIONAL DELOPMENTS PAG 128—133.
26. **YAMADA AND ABE.**
DRYING OF SLURRIES OF FINE CLAY PARTICLES BY A SPRAY DRYER AND
UTILIZATION OF SPRAY-DRY PARTICLES.
LIBRO: RECENT INTERNATIONAL DELOPMENTS PAG 134—141.
27. **H. GAUVIN AND M. H. COSTIN.**
SPRAY DRYING IN SUPERHEATED STEM A TECHNO-ECONOMIC STUDY.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 1. PAG 320—331.

BIBLIOGRAFÍA

28. **T. SEARS AND S. RAY.**
ACOUSTIC SPRAY DRYING OF PARTICLE SUSPENSIONS.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 1. PAG 332—338.
29. **H. KESSLER.**
HEAT CONSERVATION IN CONCENTRATION AND SPRAY DRYING OF MILK PRODUCTS.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 1. PAG 339—342.
30. **CAKALÖZ.**
DROPLET DRYING IN SPRAY DRYER.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 1. PAG 343—345.
31. **IVA FILKOVA**
DROP SIZE DISTRIBUTION OF NON-NEWTONIAN SLURRIES.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 1. PAG 346—350.
32. **MIURA, S. OHTANI, S. MAEDA.**
HEAT AND MASS TRANSFER TO AND FROM SPRAYS.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 1. PAG 351—356.
33. **MASTERS.**
SPRAY DRYING IN ENVIROMENTAL CONTROL WITH SPECIAL REFERENCE OF FLUE GAS DESULPHURIZATION.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 2. PAG 401—404.
34. **TOPÁR**
MATHEMATICAL MODEL OF SPRAY DRYING RECKONING WITH DROPLET SIZE DISTRIBUTION.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 2. PAG 405—409.
35. **ANASON AND C. T. CROWE.**
ASSESMET OF NUMERICAL MODELS FOR SPRAY DRYING.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 2. PAG 410—416.

BIBLIOGRAFÍA

36. FILKOVA, J. WEBERSCHINKE.
EFFECT OF VANE GEOMETRY ON DROPLET SIZE AND SIZE DISTRIBUTIONS IN SPRAY DRYER.
LIBRO: DRYIND 80' VOLUME 2. PAG 417—424.
37. WILLIAM GARDNER.
INDUSTRIAL DRYING.
BOOK PUBLISHING DIVISION HOUSTON TEXAS.
38. PERRY.
MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
6TH ED. PAG 20.54—20.58.
39. MASTERS
SPRAY DRYING HANDBOOK
6TH ED. 1980. **Error! Bookmark not defined.**
40. CURSO DRYING "RELATING PRINCIPLES TO DESIGN"
CHARLES G. MOYERS, UNION CARBIDE CORPORATION
LARRY R. GENSKOW, THE PROCTER & GAMBLE COMPANY
AICHE TODAY SERIES
AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS
MIAMI BEACH, FLORIDA, NOVIEMBRE DE 1995