

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERIA

DISEÑO DE UN SISTEMA CONTINUO DE
SECADO Y GRANULACION EN LECHO
FLUIDO PARA FERTILIZANTES

TESIS

PRESENTADA A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA

POR

GERARDO ANTONIO AVENDAÑO DE LEON

AL CONFERIRSELE EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

GUATEMALA, OCTUBRE DE 1996

PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA

08
T(3839)
C.4

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de tesis titulado:

**DISEÑO DE UN SISTEMA CONTINUO DE
SECADO Y GRANULACION EN LECHO
FLUIDO PARA FERTILIZANTES**

tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química con fecha 3 de mayo de 1996.

GERARDO ANTONIO AVENDAÑO DE LEON

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERIA

MIEMBROS DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Julio Ismael González Podszueck
VOCAL 1°	Ing. Miguel Angel Sánchez Guerra
VOCAL 2°	Ing. Jack Douglas Ibarra Solórzano
VOCAL 3°	Ing. Juan Adolfo Echeverría Méndez
VOCAL 4°	Br. Fernando Waldemar de León Contreras
VOCAL 5°	Br. Pedro Ignacio Escalante Pastor
SECRETARIO	Ing. Francisco Javier González López

TRIBUNAL QUE PRACTICO EL EXAMEN

GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Julio Ismael González Podszueck
EXAMINADOR	Ing. Otto Raul de León de Paz
EXAMINADOR	Ing. César Alfonso García
EXAMINADOR	Ing. Orlando Posadas
SECRETARIO	Ing. Francisco Javier González López

PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERIA



FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería
Mecánica Industrial, Ingeniería Química,
Ingeniería Mecánica Eléctrica, Técnica
y Regional de Post-grado de Ingeniería
Sanitaria.

Ciudad Universitaria, zona 12
Guatemala, Centroamérica

Guatemala, 10 de octubre de 1,996

Doctor
Adolfo Gramajo
Director Escuela Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Presente.

Doctor Gramajo.

Deseo informarle que he asesorado el Informe Final de Tesis
titulado: **DISEÑO DE UN SISTEMA CONTINUO DE SECADO Y GRANULACION EN
LECHO FLUIDO PARA FERTILIZANTES** del estudiante; Gerardo Antonio
Avenidaño de León. Y habiendo sido satisfactoria la presentación de
la misma, dejo constancia de mi aprobación.

Sin otro particular me suscribo de usted.

Atentamente,

ID Y ENSEÑAD A TODOS


Ing. ~~Julio Chávez~~ Montúfar
ASESOR

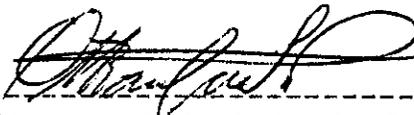
Guatemala, 14 DE OCTUBRE DE 1996.

DR. ADOLFO GRAMAJO A.
DIRECTOR DE ESCUELA DE ING. QUIMICA.
FACULTAD DE INGENIERIA. U.S.A.C.

Estimado Sr. Director, después de saludarlo deseo hacer de su conocimiento que he procedido a revisar el Protocolo de Tesis del Sr. GERARDO ANTONIO AVENDANO DE LEON, con título: "DISEÑO DE UN SISTEMA CONTINUO DE SECADO Y GRANULACION EN LECHO FLUIDO PARA FERTILIZANTES".

Una vez revisado este trabajo, lo he encontrado satisfactorio para su aprobación. Por tanto le pido que se proceda con los trámites subsiguientes al efecto.

Muy Atentamente:



Ing. Otto Raul de León de Paz.
Revisor del Informe Final de Tesis.



FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería
Mecánica Industrial, Ingeniería Química,
Ingeniería Mecánica Eléctrica, Técnica
y Regional de Post-grado de Ingeniería
Sanitaria.

Ciudad Universitaria, zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Director de la Escuela de Ingeniería Química, después de conocer el dictamen del Asesor con el Visto Bueno del Jefe de Departamento, al trabajo del estudiante GERARDO ANTONIO AVENDAÑO DE LEON titulado: DISEÑO DE UN SISTEMA CONTINUO DE SECADO Y GRANULACION EN LECHO FLUIDO PARA FERTILIZANTES, procede a la autorización del mismo.


Dr. Adolfo Aramajo
DIRECTOR
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
FACULTAD DE INGENIERIA
U.S.A.C.

Guatemala, 28 de octubre de 1,996.



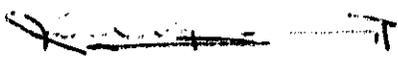
FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería
Mecánica Industrial, Ingeniería Química,
Ingeniería Mecánica Eléctrica, Técnica
y Regional de Post-grado de Ingeniería
Sanitaria.

Ciudad Universitaria, zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Decano de la Facultad de Ingeniería, luego de conocer la autorización por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al trabajo de Tesis titulado: **DISEÑO DE UN SISTEMA CONTINUO DE SECADO Y GRANULACION EN LECHO FLUIDO PARA FERTILIZANTES**, del estudiante **GERARDO ANTONIO AVENDAÑO DE LEON**, procede a la autorización para la impresión de la misma.

IMPRIMASE:


Ing. Julio Ismael González Podszueck
DECANO



Guatemala, 28 de octubre de 1,996.

PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
Biblioteca Central

DEDICATORIA

A DIOS

A MIS PADRES

Carlos Rodrigo Avendaño Galdámez
Elsa Catalina de León de Avendaño

A MIS HERMANOS

Carlos Roberto Avendaño de León
Oscar Ernesto Avendaño de León

A MI NOVIA

Lilian Fabiola García Hernández

A MI FAMILIA

A MIS AMIGOS

INDICE

CONTENIDO	PAGINA
I. RESUMEN.....	1
II. INTRODUCCION.....	2
III. ANTECEDENTES.....	5
IV. JUSTIFICACIONES.....	26
V. OBJETIVOS.....	27
VI. HIPOTESIS.....	28
VII. METODOLOGIA DE TRABAJO.....	29
VIII. RESULTADOS.....	39
IX. DISCUSION DE RESULTADOS.....	65
X. CONCLUSIONES.....	73
XI. RECOMENDACIONES.....	74
XII. REFERENCIAS.....	75
XIII. ANEXOS.....	78
ANEXO 1.....	79
ANEXO 2.....	87
ANEXO 3.....	90
ANEXO 4.....	92

RESUMEN

Se efectuó el diseño óptimo de un sistema continuo de secado y granulación en lecho fluido para soluciones de sulfato de zinc, usado como fertilizante.

En una planta piloto, se determinaron en forma experimental, las condiciones óptimas de operación para el proceso continuo de secado y granulación en lecho fluido de soluciones de sulfato de zinc.

Con los resultados de la experimentación, se realizó un escalamiento, que condujo al diseño óptimo de un sistema continuo de secado y granulación en lecho fluido, capaz de convertir 1500 kg/h de solución de sulfato de zinc al 35% en peso, en un producto granular no polvoso de sulfato de zinc monohidratado que tiene 1% de humedad máximo, y posee un tamaño de partícula entre 1.5 y 3 mm.

INTRODUCCION

Productos granulados pueden ser obtenidos directamente de un polvo seco o de materiales húmedos tales como soluciones, suspensiones y pastas. Entre los principales métodos de granulación y aglomeración, se pueden citar: torre de secado (Spray Dryer), torre de prilado (Prill Tower), Discos peletizadores (Pan granulator), extrusión (Extruders), Mezcladores de alta velocidad (Pug mill, paddle mixer, pin mixer), tambor granulador (Drum granulator). A excepción de la torre de secado y de prilado, todos los diferentes métodos de granulación y aglomeración involucran operaciones separadas de secado y granulación (Ref. 13). Recientemente, algunos métodos han sido desarrollados para obtener gránulos en una sola operación: fluidización. El proceso comúnmente se llama granulación en lecho fluido o cama fluida y al equipo se le conoce como secador granulador en lecho fluido (fluid bed spray granulator). El proceso incluye las siguientes etapas:

1. Mezclado de partículas sólidas en un lecho fluido.
2. Atomización del material húmedo.
3. Humedecimiento de las partículas sólidas.
4. Evaporación parcial de humedad.
5. Aglomeración de partículas.
6. Secado y molienda parcial de las partículas.

El problema más importante es obtener un determinado tamaño de partículas y propiedades físicas del producto.

Los gránulos en lecho fluido pueden ser obtenidos a partir de soluciones y suspensiones por medio del uso de un atomizador, el cual rocía la solución o suspensión en el lecho fluido del material previamente formado, y el cual será secado. (Ref. 13)

Kaspar y Rosch (Ref. 13) dieron los siguientes criterios para estimar la aplicabilidad de los materiales para su

granulación en lecho fluido:

1. Productos de baja solubilidad en agua (< 10 g/lt) no son recomendables para granulación; productos o mezclas de productos de solubilidades, que varían de 100 a 500 g/lt pueden ser granulados. La calidad de granulación está influida por la tensión superficial y la viscosidad.
2. Los materiales húmedos (soluciones o suspensiones) deberán poseer propiedades pegajosas.
3. Los productos secos en la forma de gránulos deberán ser quebradizos.

La parte más característica y esencial del proceso es la formación de nuevas partículas y su crecimiento en el lecho fluido. Estos son los principales parámetros para determinar la distribución de tamaño y la densidad aparente del producto.

Partículas nuevas son producidas de dos formas dentro del lecho fluido:

1. Cuando las gotas atomizadas secan suficiente, previo al contacto con las partículas en el lecho fluido.
2. Por rozaduras entre los gránulos fluidizados.

Después de humedecer una partícula en el lecho fluido, las partículas crecerán de dos formas diferentes:

1. La partícula húmeda colisionará con otra partícula creando un aglomerado que, después de secado, es mantenido junto por un puente de material sólido.
2. Las partículas húmedas secarán antes de la colisión, creando crecimiento de partículas por estratificación o granulación.

Es necesario tener un estricto control de estos procesos en orden, para producir producto con propiedades constantes. (Ref. 13)

La granulación en lecho fluido es conducida, ya sea en forma

continua o discontinua (batch). Un gran número de aplicaciones industriales han sido desarrolladas durante la pasada década y el proceso está ganando una amplia aceptación. (Ref. 14) En particular, la operación batch ha encontrado un amplio uso en la industria farmacéutica (Ref. 15). La granulación continua, en lecho fluido, ha sido desarrollada para el secado de una diversidad de materiales, tales como detergentes, urea, cloruro de calcio, materiales de tinte orgánicos, y sales inorgánicas en general, como el sulfato de amonio. (Ref. 14)

En el presente trabajo, se diseña un sistema continuo de secado y granulación en lecho fluido para el fertilizante sulfato de zinc, el cual se aplica como fertilizante foliar y actúa como micronutriente en las plantas. Debido a que las condiciones de granulación en lecho fluido varían, según al tipo de material que se encuentre en el proceso; por lo general, los modelos deducidos por investigadores son individuales para cada compuesto y modelos generalizados en realidad no existen; por lo anterior es, que en el presente trabajo se empieza por determinar en forma experimental, las condiciones de granulación en lecho fluido para el sulfato de zinc que hagan posible obtener gránulos de dicho compuesto con un tamaño de acuerdo a las exigencias del mercado, y que tengan un contenido de humedad previamente establecido. Con los resultados de la experimentación, se hace un escalamiento que conduce al diseño óptimo del equipo en cuestión.

El diseño de equipo se centra solamente en el equipo de fluidización; se dimensiona el equipo y se calcula el distribuidor de gases, y se recomienda el sistema de atomización. El diseño del turboventilador, el filtro de aire, la cámara de combustión, los separadores y limpiadores de aire, así como los sistemas de clasificación y de disminución de tamaño, no se incluyen en esta investigación, ya que son equipos que han sido ampliamente estudiados por otros investigadores, y el diseño de los mismos se suele reportar en la literatura.

ANTECEDENTES

1. CONCEPTOS FUNDAMENTALES DE GRANULACION EN LECHO FLUIDO

1.1 Generalidades:

La granulación en lecho fluido puede ser definida como un proceso de formación de partículas, por el cual un sólido conteniendo líquido y posiblemente una partícula de sólido son convertidos en un estado de sólido granular, a través de la interacción entre el líquido atomizado y una capa fluidizada de gránulos que ya están formados por este proceso.

La alimentación líquida puede ser una solución, suspensión o fundido; el proceso de granulación en cama fluida envuelve secado, enfriamiento, mezclado, aglomeración, revestimiento o reacción química.

El proceso de granulación en lecho fluido combina en un sólo paso el secado o enfriamiento y formación de un producto granular no polvoso con un tamaño de partícula típicamente entre 0.5 y 5 mm. (Ref. 5) Aunque ha sido reportado que se pueden alcanzar tamaños hasta de 25 mm e inclusive mayores, que poseen una buena esfericidad y una superficie suave cerrada, con una alta resistencia al rompimiento y al impacto y una ligera tendencia a formar polvo a través de abrasión. (Ref. 8)

1.2 Niveles de granulación:

La granulación en lecho fluido envuelve tres niveles principales: nucleación, transición y formación de bolas o gránulos mayores.

En el inicio del proceso, núcleos de dos o más partículas primarias son formados y mantenidos juntos por puentes líquidos;

el tamaño de estos núcleos dependerá del tamaño de las gotas atomizadas, y ellos continuarán creciendo por aglomeración con finos, ya que es difícil unir núcleos el uno al otro. Una reducción en el contenido de finos, por lo tanto, da como resultado una velocidad de crecimiento baja. Un típico proceso de granulación en lecho fluido incluye solamente nucleación y transición; la formación de bolas o coalescencia de gránulos dentro de grandes agregaciones es, generalmente, indeseable. El paso de la transición a la formación de bolas depende, principalmente, de la humedad en el lecho. Los tres niveles de granulación se diferencian claramente en un proceso batch, mientras que en el proceso continuo dichos niveles son difíciles de distinguir. (Ref. 14)

1.3 Mecanismos de granulación:

En lecho fluido, se reconocen dos mecanismos de granulación: por estratificación y por colisión de gránulos húmedos. El mecanismo de crecimiento de partícula por estratificación consiste en el recubrimiento de las partículas semilla con la solución líquida, seguido por la solidificación a través de secado o enfriamiento. Esto es repetido un número de veces hasta que la partícula incrementa suficientemente en tamaño. Además, hay crecimiento obvio de partículas a través de la aglomeración de partículas pequeñas, las cuales colisionan mientras una o ambas tienen recubrimientos, los que están todavía en el estado plástico o pegajoso. En el primer caso, el proceso es realizado en forma un poco lenta pero el producto obtenido es homogéneo; mientras que la aglomeración es un proceso muy rápido pero el producto obtenido no es homogéneo. Como sea, a pesar del hecho que el movimiento aleatorio de la cama fluidizada promueve el contacto íntimo entre líquido y partículas, la acción es suficientemente violenta para restringir considerablemente la cantidad de aglomeración, muy debajo del punto donde ésta podría llegar a ser una masa sólida. (Ref. 1)

1.4 Factores que afectan la granulación:

Los factores que mayor efecto tienen en la formación de gránulos son los siguientes:

1. temperatura del aire de fluidización;
2. altura de la boquilla atomizadora respecto a los sólidos fluidizados;
3. velocidad de adición de la solución granuladora;
4. grado de atomización: solución/dispersión;
5. volumen de aire de fluidización;
6. tamaño de la boquilla de atomización;
7. ubicación del atomizador.

1. La temperatura del aire que entra es crítica, desde el punto de vista de la aglomeración de partículas. Si la temperatura es demasiado baja (menor a 40°C), se producirá humedad excesiva en las partículas, lo que hará que en las paredes se formen masas y excesivos grumos, se obstruyan y eventualmente se detenga la fluidización de las partículas. Si la temperatura es demasiado alta (cerca a los 100°C), la atomización tendrá un efecto de secado, y causará poca o ninguna aglomeración.

El rango de temperatura, para el aire que entra, depende sobretodo del tamaño del granulador. De esta manera, para un determinado tamaño de granulador, se puede variar la temperatura dentro de un rango, para lograr propiedades de gránulo deseadas y especialmente definir su tamaño. Incrementando la temperatura, debieran obtenerse pequeños gránulos, porque se incrementa la velocidad de evaporación de la solución granuladora, y reducir el tiempo de contacto; por eso se reduce la penetración de la solución y el grado de humidificación. Si la temperatura del aire de entrada es reducida, ocurre exactamente lo contrario, existe mayor penetración de la solución, y por lo tanto, más humidificación, y se incrementará el tamaño del gránulo.

2. La altura de la boquilla, en relación a la altura de la cama de polvo en la granulación, afecta el tamaño y resistencia del gránulo, como resultado de la poca o bien excesiva cantidad de agua presente en el sistema.

Considerando las condiciones extremas, si la boquilla está demasiado cerca a la masa fluidizada, se causa interferencia en la fluidización principal, se formarán masas y grumos, y se provoca extrema humidificación y peor aún, debido a la continua adhesión de partículas a la boquilla, ésta puede bloquearse y alterar el proceso totalmente. Al contrario si la boquilla está localizada en un nivel muy alto, las gotas atomizadas serán secadas antes de que tengan la oportunidad de humedecer las partículas, por lo tanto, se reduce la aglomeración.

3. La velocidad de adición de la solución granuladora afecta la formación de gránulos, así como su tamaño, debido a que varía el grado de humedad y la adhesividad entre partículas. Incrementando la velocidad de dosificación, el tamaño del gránulo y la densidad del polvo crecen debido a que se aumenta la penetración y la capacidad aglutinante de la solución granuladora. Reduciendo la velocidad, se reduce el tamaño del gránulo y la densidad del polvo .

4. El grado de atomización de la solución es controlado cuando se usa atomización neumática por la proporción de aire suministrado a la boquilla. Variando la presión del aire de atomización, se puede controlar el tamaño de las gotas de solución en tamaños mayores al radio de la boquilla. Se ha reportado que incrementando la presión del aire, resulta un spray fino, debido a la reducción del tamaño de las gotas. Esto reduce el tamaño del gránulo, el cual resulta en un incremento de la resistencia, disminución de la densidad e incremento de la porosidad. Este efecto es comparable con la reducción de la velocidad de adición de solución granuladora.

Conforme la relación del volumen de aire atomizado, al volumen de alimentación líquida a través del atomizador es disminuido, el tamaño promedio de partícula del producto incrementa; esto sugiere que el tamaño de partícula del producto está relacionado al grado de atomización en el atomizador.

5. El volumen de fluidización del aire también afecta el proceso de aglomeración. Normalmente en un proceso batch, esta variable no puede ser fijada en un solo nivel, debido a que la masa total constantemente cambia de densidad debido a la humedad en el proceso. La variación del volumen, generalmente, se logra abriendo o cerrando un dâmpfer que regula el flujo de aire. La información (Ref. 3) sugiere que un incremento en turbulencia y rozado ocurren a mayores flujos de aire resultando en tamaño promedio de partículas menores en el producto.

6. El tamaño de la boquilla de atomización es otra variable importante; ésta afecta el rociado principal (cono de atomizado) y el tamaño de las gotas. Por lo regular, se utilizan boquillas con abertura entre 1 y 3 mm. La selección del tamaño depende principalmente de la viscosidad y del rango esperado de velocidad de adición que se va a emplear en el proceso. La altura y el tamaño del orificio en la boquilla dependen del tamaño del lote y, específicamente, de la altura de la cama en el recipiente del granulador. (Ref. 15)

7. La ubicación del atomizador es otro factor importante en el proceso. Se mencionó antes que a mayor temperatura el gránulo tendía a ser menor debido al aumento de evaporación; esto es si el atomizador es colocado en la parte superior. Se encontró de estudios experimentales para producir trióxido de uranio (UO_3) granulado, que a mayor temperatura el tamaño de la partícula era mayor, esto es si el atomizador estaba sumergido en el lecho fluido, inclusive a una temperatura mayor el tamaño promedio de partícula tendía a crecer hasta que la pérdida de fluidización

ocurría. Es postulado que lo anterior ocurría debido a que a una velocidad superficial fluidizante dada existe una porosidad del lecho mayor cuanto mayor sea la temperatura, de ahí que haya pocas partículas sólidas sobre las cuales las gotas líquidas puedan colectarse y, por lo tanto, provocar un más rápido crecimiento y desde luego partículas mayores. (Ref. 3)

Algunas variables pueden ser fijadas y otras, tal como la velocidad de adición de la solución granuladora y el volumen del aire de fluidización, pueden ser manipuladas, para lograr el nivel óptimo de humidificación, para así obtener las propiedades de gránulo deseadas.

Respecto de las temperaturas de proceso, es muy importante un control de temperatura tanto en el producto, como en el aire que entra y sale durante todo el proceso, para poder establecer el punto final de secado, basados en el levantamiento de la temperatura del producto, hasta lograr un equilibrio en el proceso. Este incremento está relacionado con el contenido de humedad en el gránulo seco, y se define como el nivel de humedad deseado; esta técnica de levantamiento de temperatura se suele utilizar mucho en el proceso batch, y su utilidad radica en que se puede utilizar para determinar el tiempo de secado de una solución para después aplicarlos al proceso continuo. (Ref. 15)

1.5 Control del tamaño y forma del producto:

Las condiciones de operación tienen un efecto pronunciado en el tamaño del producto. El tamaño del producto sólido es logrado por cualquiera de los tres métodos o combinaciones de éstos. El primero es a través del control del tamaño de las partículas semilla. Obviamente, a mayor tamaño de partículas semilla, mayor es el tamaño de producto entre límites dados por las condiciones de operación y equipo. El segundo es a través del ajuste de la relación de los diámetros de la zona de crecimiento a la zona clasi-

ficante; esto es cuando el granulador se diseña pensando en un equipo con dos velocidades de fluidización. Se entiende por zona de crecimiento como el espacio dentro del lecho fluido donde el crecimiento de partículas, nucleación y aglomeración toma lugar, y por zona clasificante, como el sitio donde el secado final toma lugar y el producto es extraído. El tamaño más pequeño de producto resultará cuando esta relación es uno. Conforme se incrementa la relación, el tamaño del producto se incrementará, pero no en proporción directa, ya que la forma del producto afectará esto a un extremo marcado, así como también afecta la velocidad fluidizante. El tercer método de controlar el tamaño de producto es por ajuste de la relación de alimentación líquida a sólida. Para cualquier capacidad de secado fijo o de enfriamiento, es evidente que a mayor relación de alimentación líquida a sólida, mayor será el tamaño de producto. Inversamente, a baja relación de alimentación, más pequeño será el producto. (Ref. 1) Es evidente que, al disminuir las partículas semilla se producen gránulos de mayor tamaño, debido a que hay menos partículas a rociar y, por lo tanto, el mecanismo de crecimiento de partícula ocurre más seguido en las partículas de semilla que hay en el lecho. (Ref. 3)

Parece que la forma de producto es una función interrelacionada entre varios factores, de los cuales, por el momento, el tamaño de partícula del sólido alimentado y el tamaño de producto son controlados. Como sea, estudios más recientes indican que además de los tamaños de sólido alimentado y producto, la concentración y temperatura de la solución de alimentación y la velocidad de secado pueden también afectar la forma del producto. Tanto la concentración de la solución de alimentación y la velocidad de flujo parecen afectar el tamaño de partícula del producto, probablemente debido a que los anteriores afectan el volumen de gas generado, y de ahí la calidad de fluidización en la zona de rociado. En conclusión, partículas de tamaño controlado pueden ser producidas por introducción simultánea y continua de líquido, y partículas semilla, a un lecho fluidizado, el cual posee una zona

clasificante, y solidificando el líquido por secado o enfriamiento. El control del tamaño de partícula puede ser logrado por la selección del tamaño de partícula semilla, selección de la relación entre el diámetro de la zona clasificante al diámetro de la zona de crecimiento de partícula y selección de la relación de alimentación líquida a sólida. (Ref. 1)

1.6 Flujo de Sólidos en Lecho Fluido:

Flujo tapón vrs. flujo retromezclado:

Las unidades continuas de lecho fluido son normalmente caracterizadas por la distribución del tiempo de residencia de las partículas individuales dentro de la unidad. Una amplia distribución del tiempo de residencia es obtenida en un lecho fluido con flujo retromezclado, donde la relación largo/ancho del mismo lecho fluido es relativamente pequeña. (Ref. 4)

Tal unidad de lecho fluido con retromezclado puede, en ejecución, ser comparada a un tanque agitado provisto con rebosadero, debido a que el mezclado vigoroso dentro del lecho fluido resultará en una temperatura uniforme; a pesar de esto, la distribución del tiempo de residencia de las partículas es amplio y puede haber una variación significativa en el contenido de humedad de partícula a partícula. El producto descargado de este lecho fluido con retromezclado tendrá la misma temperatura y contenido de humedad como la masa del material dentro del lecho fluido, similar a la descarga del tanque agitado. Aproximadamente el 40% del producto permanece en el lecho fluido, menos de la mitad del tiempo promedio de residencia, y algunas partículas pueden ser sobresecadas cuando permanecen demasiado en el lecho fluido. Se ha llegado a la conclusión de que el producto descargado de un lecho fluido con retromezclado sólo tendrá un contenido homogéneo de humedad, cuando es humedad superficial, la que es secada de las partículas. (Ref. 14)

Por lo tanto, el concepto de secado en lecho fluido con retromezclado es muy apropiado para secar humedad superficial, donde el tiempo de residencia no tiene impacto sobre la ejecución del secado. Como un nivel relativamente alto de temperatura es requerido para compensar por la amplia distribución del tiempo de residencia dentro de la unidad de lecho fluido, este lecho con retromezclado es generalmente inapropiado para secar humedad ligada.

El concepto de secado, en lecho fluido con retromezclado, tiene a pesar de todo una ventaja significativa comparado al concepto de flujo tapón, en tanto que la cama fluida con retromezclado puede aceptar una alimentación de material que no es prontamente fluidizable. Esto es posible debido al vigoroso mezclado dentro del lecho fluido, y al hecho que el material dentro del lecho actúa como un gran depósito en el cual la alimentación entrante inmediatamente será dispersada, y la humedad superficial será evaporada instantáneamente, para hacer el producto fluidizable. (Ref. 4)

La angosta distribución del tiempo de residencia es obtenida en un lecho fluido con flujo tapón donde la relación largo/ancho del lecho fluido es muy grande. Esto corresponde a un largo y angosto lecho fluido. Alternativamente, esto puede ser obtenido dividiendo el lecho fluido en compartimientos. En esta forma, llega a ser análogo a un gran número de tanques agitados en serie, donde cada tanque simple agitado podría representar un lecho fluido con retromezclado.

El concepto de secado en lecho fluido con flujo tapón es particularmente ventajoso para secar humedad ligada de materiales sensitivos al calor, en tanto como el tiempo de residencia es controlado entre límites angostos, y un perfil distintivo del contenido de humedad puede ser obtenido a lo largo de la unidad, debido al muy bajo grado de retromezclado que toma lugar. En

aplicaciones típicas de polímeros, lo anterior significa que la humedad ligada puede ser removida del producto de polímero, mientras se tiene la temperatura más baja posible del producto, además de que se evita el sobrecalentamiento del mismo. Debido a la configuración del flujo tapón, el producto descargado de tal lecho fluido está aproximándose al equilibrio con el gas de secado que entra a la unidad.

Para asegurar una buena operación del lecho fluido con flujo tapón, se debe mencionar que el producto entrante tiene que ser prontamente fluidizable; si el material alimentado está demasiado húmedo, la fluidización no se llevará a cabo en el punto de entrada de la alimentación. (Ref. 4)

2. GRANULACION CONTINUA EN LECHO FLUIDO:

El proceso de granulación continua en lecho fluido consiste en un número de subsistemas adaptados, que depende del uso específico que se le dé a dicho proceso. Un típico diagrama de flujo de tal proceso es mostrado en la figura 3 del Anexo 1. Los componentes más importantes de este sistema son:

2.1 Alimentación de partículas semilla:

Las partículas semilla son los núcleos primarios en el proceso de granulación y en procesos continuos; éstas son derivadas principalmente de la recirculación de producto fuera de tamaño y remoliendo, además de finos descargados de los ciclones y en algunas ocasiones de producto final molido regresado al proceso. (Ref. 1) No todas las aplicaciones de granulación en lecho fluido necesitan alimentar partículas semilla al lecho fluido, pero cuando se hace, la medida de sólidos y líquidos debe ser cuidadosamente controlada, para que así sea alcanzada una composición constante del producto final. (Ref. 5)

2.2 Alimentación líquida (ATOMIZACION):

El centro de un proceso de cama fluida es la distribución del sistema de atomización. El líquido es alimentado a baja presión a través de un orificio, y allí es atomizado por aire en el caso de atomización neumática (Ref. 15). Variando la presión del aire y la presión hidrostática del líquido una muy fina neblina puede ser obtenida a velocidad de alimentación bajas (Ref. 1). Los equipos neumáticos típicos producen pequeñas gotas, lo cual es una desventaja en la granulación, si se desean partículas homogéneas. Como el líquido es atomizado, el área para evaporación se incrementa; las gotas viajan rápidamente variando la concentración del sólido, incrementando su viscosidad, y disminuyendo así, la capacidad de granulación. En casos extremos, esto puede llegar a obstruir la fuente de atomización, y formar una capa de sólido húmedo sobre la misma. Este problema puede ser serio si un solvente orgánico con baja presión de vaporización es utilizado en la solución granuladora. (Ref. 15) A veces se pueden usar atomizadores enchaquetados con vapor, para alimentar material de alta viscosidad. El enchaquetado mantiene una temperatura elevada del líquido de alimentación y previene el bloqueo del atomizador. El aire comprimido para atomización puede ser también precalentado para evitar la solidificación de la alimentación líquida. Usando un atomizador enchaquetado, se pueden obtener niveles mayores de velocidad de alimentación y todavía se logra una fina dispersión del líquido. Los atomizadores producen un fino cono hueco de rocío con un suficiente ángulo angosto para evitar el rociado en las paredes de la cámara de la cama fluidizada. (Ref. 1)

La alimentación líquida puede contener sólidos disueltos, suspendidos o en el estado fundido. El líquido es cribado en una malla de 300 micrones, para prevenir el bloqueo de los atomizadores, y luego es distribuido a un número de atomizadores, normalmente mínimo 1 por m^2 de área transversal de lecho. (Ref. 5)

Los líquidos aplicados sobre los lechos fluidizados pueden ser dosificados en variedad de formas, entre las que se incluye una atomización desde un punto superior al lecho, uno inferior o una tangencial; cada método ofrece variedad y se utiliza según las características deseadas en el producto final.

El escoger un método de atomización o rocío en un proceso de cama fluida está basado en los requerimientos del producto terminado y los volúmenes de producción. La elección del atomizador debe estar basado, primeramente, en las características de la solución de alimentación, y segundo, en el producto que es deseado. La mayoría de granuladores o aglomeradores de partículas utilizan el convencional granulador con atomizador en la parte superior de la cama. Este tipo de localización del atomizador da los mejores y más consistentes resultados con mínimo rociado en las paredes de la unidad.

Con este sistema de granulación, el producto obtenido se caracteriza por una superficie porosa y con espacios vacíos intersticiales que incrementan uniones líquidas dentro de los gránulos, e impiden la desintegración o dispersabilidad de los mismos. Otra característica del gránulo obtenido, por este método, es la densidad del polvo, la cual es menor que la obtenida por otras técnicas de granulación.

Los granuladores con atomizadores en la parte superior ofrecen, además, la ventaja de que en ellos se pueden obtener volúmenes grandes de producto -arriba de 1500 kg-, que con ningún otro método es posible lograr. Un granulador con el atomizador en la parte baja tiene una capacidad de solamente 600 kg y el mayor de los granuladores con disco rotativo produce lotes de aproximadamente 250 kg.

En contraste, un granulador de disco rotativo combina la fuerza centrífuga y mayor intensidad de mezcla para dar como

resultado un producto con una alta densidad de polvo, pero que no contiene suficientes espacios intersticiales vacíos, además, el material producido por esta técnica contiene aún partículas finas, y el resultado son gránulos más esféricos, que es menos confiable y menos útil. Las variables primarias responsables por las características del producto terminado son el volumen y temperatura del flujo de aire, la velocidad del rotor del disco y la cantidad de líquido adicionado. (Ref. 15)

Normalmente, atomizadores centrífugos de presión, localizados sobre la superficie del lecho, también son usados. Estos atomizadores dan una distribución pareja de líquido entre varios atomizadores y no requiere de aire comprimido; de ahí que tengan costos de operación bajos, en comparación con dos atomizadores separados. En ciertos casos, a pesar de todo, dos atomizadores individuales pueden ser aplicados con ventaja y pueden ser localizados ya sea sobre o en el material fluidizado. (Ref. 5)

2.3 Alimentación de gas fluidizante:

Normalmente, el aire ambiente es usado, pero otros gases pueden ser usados, como los gases inertes o gases calientes de otros procesos; si se usan gases inertes en ciclo, se pueden prevenir explosiones e incendios. (Ref. 5)

2.4 Gases de salida del lecho fluidizado:

Los gases exaustos del lecho fluidizado son normalmente limpiados, ya sea en un ciclón más un scrubber o bien en un ciclón más un filtro de mangas. Los sólidos recuperados en el colector seco (ciclón) son reciclados al lecho fluidizado para mayor crecimiento del tamaño de partícula. Los sólidos recuperados en el colector húmedo a menudo pueden ser recuperados usando la alimentación líquida como el líquido en el scrubber. La utilización del calor sensible de los gases exaustos en el

colector húmedo proveen una recuperación de energía. Mayor recuperación se puede lograr usando intercambiadores o recirculando parte del flujo de gas exausto. (Ref. 5)

2.5 Lecho fluidizado:

El gas para la unidad de lecho fluidizado es primero guiado a una cámara vacía o caja de viento, la cual predistribuye los gases antes de llegar al distribuidor del gas fluidizante, que normalmente consiste de un plato de metal perforado con agujeros de 1-2 mm, cuando la temperatura de entrada del gas es menor a 600°C. Para temperaturas de entrada mayores, se pueden considerar distribuidores fabricados de refractarios. El gas es después pasado a través del material fluidizado contenido en la cámara de fluidización. La cámara puede estar provista con baffles (divisiones) para crear un flujo tapón de los sólidos a través del lecho. En aplicaciones especiales, varias cámaras de fluidización con separadas cámaras vacías pueden ser provistas en un cilindro. Un intercambiador de calor puede ser instalado sumergido en la capa fluidizada para reducir el tamaño total del equipo, y mejorar la eficiencia de energía. La cámara está provista con una descarga de producto normalmente a través de un rebosadero o tubería de descarga, para facilitar la salida de partículas con sobretamaño. Los atomizadores son normalmente introducidos a través de puertas en el cielo. La cámara puede también tener puertas para la introducción de partículas semilla o de sólidos recirculados de la clasificación, molienda y arrastre de sólidos. (Ref. 5)

2.6 Descarga de sólidos y recirculación de finos:

Los sistemas de descarga de sólidos y de recirculación de finos dependen de la aplicación total del proceso, y pueden variar desde una válvula de descarga de sólidos dentro del lecho fluido hasta sistemas más elaborados para:

- * Procesos intermedios, enfriado y cristalización.
- * Clasificación de la fracción fuera de tamaño, seleccionar tamaño del producto y fracciones, debajo de este tamaño y sobre esta dimensión.
- * Moliendo la fracción sobretamaño y posiblemente parte de la fracción de tamaño de producto.
- * Recirculando sólidos bajo tamaño a la cámara de lecho fluido. (Ref. 5)

2.7 Paneles de calentamiento:

Una de las ventajas significativas del secado en lecho fluido es la excelente velocidad de transferencia de calor que se obtiene entre el material fluidizado y los paneles de calentamiento sumergidos en el material fluidizado, debido al intenso mezclado en el lecho fluido. La incorporación de paneles de calentamiento ofrece ahorros significativos en el consumo específico de calor. Desde el punto de vista de un proceso, la incorporación de paneles de calentamiento puede decirse que corresponde a utilizar mayores niveles de temperaturas de entrada de aire sin exponer el material a esta temperatura presente. Los paneles deben ser contruidos, de manera que el material fluidizado no pueda descansar sobre los mismos. Por esta razón, paneles de calentamiento son usados teniendo esencialmente superficies no horizontales. La parte más interesante del sistema, al utilizar paneles de calentamiento en un lecho fluido, es para evaporación de la humedad libre. La incorporación de paneles de calentamiento también disminuyen la cantidad de aire que se va a utilizar en el lecho fluido, así como también disminuyen el consumo de combustible y electricidad. (Ref. 4)

2.8 Geometría de equipos granuladores:

En lecho fluido, se han empleado diferentes formas geométricas para efectuar la granulación; dichas formas han

dependido básicamente del tipo del proceso y algunas han buscado disminuir el arrastre de partículas sólidas, mientras que otras han intentado distribuir el tiempo de residencia. Entre las diferentes geometrías se encuentran:

El equipo de dos cilindros de diferentes diámetros, en este equipo, cuyo arreglo consiste en tener una zona clasificante y una zona de crecimiento de partícula, la solución y las partículas semilla son alimentadas a la parte superior del mismo o zona de baja velocidad donde el crecimiento de partículas, nucleación y aglomeración toma lugar. Después de que las partículas incrementan suficientemente en tamaño a un punto donde su velocidad fluidizante excede la velocidad fluidizante del medio, las partículas caen en la sección inferior o cámara de alta velocidad, donde el secado final toma lugar y el producto es sacado. Igualmente, muchas de las más pequeñas partículas, las cuales son llevadas por la turbulencia a la cámara de alta velocidad, serán llevadas o levantadas a la cámara de aglomeración por el medio fluidizante de alta velocidad. La relación de los diámetros se debe ajustar de tal forma que el volumen de aire dé la adecuada velocidad fluidizante en la sección inferior (zona clasificante) de la unidad para el producto deseado y al mismo tiempo dé la adecuada velocidad fluidizante en la sección superior para las pequeñas partículas semilla. El ángulo de transición entre las dos secciones debe ser fijado basado en el trabajo de Takeda. Las ventajas de usar este arreglo en el equipo es que la cantidad de partículas semilla colectada en los ciclones representa una muy pequeña fracción del total de alimentación. (Ref. 1)

Cuando un equipo de este tipo se diseña con un diámetro continuo, no tiene zona clasificante, entonces un arrastre considerable es encontrado debido a que es necesario exceder la velocidad fluidizante normal de las partículas semilla en orden, para mantener una buena fluidización de los aglomerados húmedos. (Ref. 5)

Otro equipo que está teniendo bastante aceptación en lecho fluido es la forma geométrica rectangular; en el diseño de este equipo, se emplea el flujo cruzado, lo cual puede dar las ventajas de operación por etapas típicas de los sistemas de lecho fluido, mientras mantiene la altura del equipo y su inversión a un mínimo. En esta unidad, la fluidización es lograda de la forma usual -gases pasan hacia arriba a través de un lecho de sólidos a suficiente velocidad para mantener una suspensión de fase densa de sólidos en el gas. El movimiento neto de los sólidos es cruzando o cortando la ruta de los gases fluidizantes, en vez de moverse verticalmente como en sistemas usuales de lecho fluido. Además, divisiones verticales o baffles dividen la unidad en tantas zonas de proceso como sean deseadas. Por ejemplo, una zona puede ser usada para precalentamiento, otra para secado, etc. Otra ventaja de esta unidad es que se pueden combinar las direcciones de los flujos, y convenientemente se puede poner la alimentación y descarga en el mismo lado de la unidad. Los baffles o divisiones verticales de la unidad previenen el corto circuito de las partículas, y promueven el mezclado vertical de la corriente horizontal fluidizada. (Ref. 2) Las unidades rectangulares son las más eficientes en cuanto a uso de espacio. (Ref. 7)

2.9 Control del proceso:

Los parámetros de proceso, tales como composición de alimentación y temperatura, tipo de atomizador y posición, velocidad del gas fluidizante, retención de sólidos en el lecho fluidizado y características de cribado y molienda, son ajustados inicialmente y no son normalmente variados o controlados durante operación.

El proceso de granulación en lecho fluido es operado a una composición de alimentación constante, para asegurar una base constante de control. En la práctica, lo anterior es logrado

manteniendo una presión constante de alimentación en los atomizadores. Cuando la alimentación es tanto para sólidos como líquidos, los controles de las velocidades de alimentación tienen que estar interrelacionados para asegurar una composición constante del producto. La temperatura en el lecho fluidizado es mantenida constante por medio del control de la temperatura del aire de entrada. La retención en el lecho fluidizado es mantenida constante a través de la medida de la caída de presión en el lecho fluidizado, y el control de la velocidad de descarga de la válvula rotatoria para el lecho fluidizado. Aparte de las aplicaciones de aglomeración, los parámetros de proceso son ajustados para producir demasiadas partículas grandes sin utilizar partículas semilla; la distribución de tamaño de producto deseado son obtenidas por operaciones de cribado y molienda.

La velocidad de reciclado total de sólidos en relación con velocidad de producto, relación de alimentación de partículas semilla, está normalmente entre 0.5 y 10, y depende del mecanismo dominante de crecimiento de partícula en el lecho. El control de la distribución del tamaño de partícula en el lecho fluidizado es además seleccionado, de acuerdo con los límites de distribución del tamaño del producto, y la velocidad de cambio de la distribución se varía en relación con la alimentación de partícula semilla. Es generalmente encontrado, que a más baja la tendencia de aglomeración, mayor es la sensibilidad del proceso a variaciones en la relación de la alimentación de partículas semilla. Cuando la tendencia de aglomeración en el lecho marca para una relación de 5, es típico que la distribución de tamaño de partícula permanece entre límites aceptables durante varias horas sin ningún ajuste. Por otro lado, si una pequeña o ninguna aglomeración toma lugar, y corresponde a una relación de alimentación de partículas semilla por debajo de 1, un monitoreado frecuente de la distribución de tamaño llega a ser ventajoso para ajustar la relación de alimentación de semilla. (Ref. 5)

Una producción continua de granulado requiere un control en varios puntos críticos que afectan directamente el proceso, así:

1. apropiado funcionamiento del controlador y registrador de temperaturas en el aire de fluidización, para garantizar la temperatura del producto a través de todo el proceso;
2. uniformidad de la atomización;
3. buen funcionamiento de la bomba y boquilla de atomización, así como del filtro de seguridad que se encuentra en la descarga, para evitar pérdidas en el flujo de aire de fluidización;
4. establecimiento de un programa efectivo de mantenimiento preventivo para todo el sistema;
5. proveer de señales indicadoras en lugares estratégicos, que indiquen desperfectos graves, por ejemplo, ruptura del filtro de seguridad, fugas en el sistema neumático de control, etc. (Ref. 15)

3. GENERALIDADES DEL SULFATO DE ZINC:

El sulfato de zinc anhidro se forma cuando sus formas hidratadas son calentadas sobre 238°C. A temperaturas de 680°C, SO_3 se separa del compuesto, formando $3\text{ZnO} \cdot 2\text{SO}_3$ y sobre 930°C; el compuesto se descompone a óxido de zinc. Los tres hidratos estables son: $\text{ZnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$, $\text{ZnSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, y $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (ortorómbico). El último heptahidrato ocurre en depósitos pequeños como el mineral goslarita. Los tres hidratos inestables son $\text{ZnSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, $\text{ZnSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, y $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (monoclinico).

La solubilidad del sulfato de zinc incrementa casi linealmente con la temperatura de 27.6% en peso a -7°C hasta 41.4% en peso a 39°C. En este rango, el heptahidratado está en la fase sólida. Conforme la temperatura incrementa, la fase sólida se transforma en el hexahidratado, y su solubilidad incrementa hasta un máximo de 47.7% en peso a 70°C. Sobre esta temperatura, la fase sólida es el monohidratado y su solubilidad disminuye con

la temperatura a 44% en el punto de ebullición (105°C). Muchos sulfatos de zinc básicos han sido reportados, pero probablemente los únicos compuestos verdaderos son hidratos de $3\text{Zn}(\text{OH})_2 \cdot \text{ZnSO}_4$.

El sulfato de zinc fue fabricado por 15 compañías a nivel mundial en 1980 (Ref. 19), a partir de materiales secundarios y de arcillas tostadas. El material zinc-ferroso reacciona con ácido sulfúrico para formar una solución, la cual es purificada. Después de filtrada, la solución es calentada hasta evaporación y cristales heptahidratados son separados. Algunas veces el sulfato es vendido en esta forma pero comúnmente se prefiere el monohidratado, el cual es hecho por deshidratación a 100°C.

El sulfato de zinc es usado en fertilizantes, rociadores, y alimento animal en el cual sirve como un valor del rastro del elemento y agente de control de enfermedad. En la manufactura del rayón, es usado en el baño de precipitación. Es también el material de inicio de muchos químicos de zinc y es usado en la tintorería e impreso textil; es agente de flotación, y se usa en el electrogalvanizado, en el blanqueo de papel y pegamento. En 1950, la industria del rayón contaba con 46% de consumo de sulfato de zinc, en 1960 con 55% y en 1966 con 39%. Las estadísticas para el rayón no son disponibles más allá de 1966, pero el uso en la agricultura creció de 39% en 1966 a 49% en 1977, a 72% en 1979 y a 78% en 1980. El actual tonelaje usado en agricultura también ha incrementado sostenidamente. (Ref. 19)

4. GENERALIDADES DE LA TORRE DE SECADO (SPRAY DRYING)

El secado por atomización (spray drying) es por definición la transformación de una alimentación fluida en un producto seco, que se alimenta atomizado dentro de un medio caliente. La alimentación puede ser una solución, suspensión o pasta, y como producto final se pueden obtener polvos. Estas formas dependen de las propiedades físicas y químicas de la alimentación y del

diseño y operación del secador. La atomización es producida por atomizadores rotatorios o centrífugos y boquillas. La evaporación de la humedad, a partir de las gotas y la formación de partículas secas, es un proceso bajo condiciones controladas de temperatura y flujo de aire. Los polvos se descargan continuamente de la cámara de secado. Las condiciones de operación y el diseño del secador son seleccionados, de acuerdo con las características de la alimentación y las especificaciones del producto final.

El secado por atomización es un procedimiento por el cual muchas industrias encuentran productos secos, cuyas especificaciones son deseables para subsecuentes procesos o para consumirlos directamente. La investigación intensiva y de desarrollo en los últimos años ha dado como resultado que este tipo de secado sea un gran y competitivo medio para el secado de una gran variedad de productos.

Hay muchos productos y artículos en uso a nuestro alrededor que ejemplifican el uso extensivo del secado por atomización. Productos que, entre otros, podemos encontrar: café instantáneo, leche en polvo, sopas, alimentos para bebés, fertilizantes, productos farmacéuticos, etc.

Cada secador (spray dryer) consiste de bomba de alimentación, atomizador, calentador de aire, dispersor de aire, cámara de secado y recuperadores de polvos que arrastra el aire exhausto .

Normalmente la cámara del secador termina en forma cónica, en cuyo fondo, el producto seco se colecta. Esta forma ayuda también a que el material que cae por las paredes de la cámara se recojan también en el punto de descarga. En algunos casos, para coleccionar el producto en fondos planos o conos pequeños, se ayuda de una retama de aire o trapeador mecánico. (Ref. 7)

JUSTIFICACIONES

a. Actualmente, Guatemala es un país en el que las técnicas de granulación en lecho fluido han sido enfocadas principalmente para su uso en la industria farmacéutica; el campo de aplicación de esta técnica es tan amplio y variado en la industria, lo cual demuestra que no sólo la industria farmacéutica, sino así también la química, la de fertilizantes y la de detergentes pueden resultar beneficiadas por el uso de este método de granulación.

b. Aunque desde la pasada década se han venido haciendo esfuerzos por determinar correlaciones generales que expliquen el comportamiento de los principales parámetros de operación de equipos de granulación en lecho fluido, los intentos han sido en su mayoría fallidos y el diseño de equipos de este tipo sigue siendo más un arte que una disciplina científica, y siempre son necesarias las pruebas en planta piloto. Por lo anterior, es conveniente dejar constancia del comportamiento de los principales parámetros de operación que influyen en la granulación para el sulfato de zinc, el cual es un fertilizante foliar de amplio uso, no sólo en Guatemala sino en el mundo entero. El conocimiento del comportamiento de estos parámetros, eventualmente, permitirán un mejor diseño de equipo en el momento de industrializar el sulfato de zinc.





METODOLOGIA DE TRABAJO

1. MATERIALES

El material utilizado es sulfato de zinc, tanto en solución como en polvo, elaborado por la empresa guatemalteca Sales, Acidos y Solventes S.A. .

El material en solución presenta las características siguientes:

- 1.1 Descripción: Solución cristalina opaca
- 1.2 Densidad: 1420 Kg/m³
- 1.3 Viscosidad: Moderada
- 1.4 Contenido de ZnSO₄: 35% en peso
- 1.5 Contenido de Zinc (Zn⁺⁺): 14% mínimo
- 1.6 Reacción al papel litmus: neutra
- 1.7 Otros compuestos presentes: Fe₂(SO₄)₃ < 1 % en peso
- 1.8 Metales pesados: < 13 ppm
- 1.9 Presentación: garrafas de 15 galones.

El material en polvo presenta las características siguientes:

- 1.1 Descripción: polvo cristalino heptahidratado, color blanco
- 1.2 Densidad aparente: 963 Kg/m³
- 1.3 Insolubles: ninguno
- 1.4 Contenido de ZnSO₄: 56% en peso mínimo
- 1.5 Contenido de Zinc (Zn⁺⁺): 22% mínimo
- 1.6 Solubilidad: soluble en agua fría
- 1.7 Otros compuestos presentes: Fe₂(SO₄)₃ < 1 % en peso
- 1.8 Metales pesados: < 7 ppm
- 1.9 Presentación: sacos de 25 kilogramos.

2. EQUIPO

Para la experimentación, se utiliza una planta piloto de un secador de lecho fluido del laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos, a la cual se le adaptó un atomizador de diésel con el objeto de transformarla en un secador granulador de lecho fluido. El equipo se esquematiza en las figuras 1 y 2. Los rasgos descriptivos y operativos de este equipo se presentan a continuación:

A) PRINCIPIO DE OPERACION (Ver figura 1)

El flujo de aire dentro del equipo es suministrado por un ventilador centrífugo (A) ubicado en el inicio de la unidad. Para regular la velocidad o flujo de aire en el equipo se utiliza un dámper (B), el cual está colocado después del ventilador del equipo; cerrando el dámper, se disminuye la velocidad del aire y viceversa. Para medir la velocidad del aire para una posición determinada del dámper, se hace uso de un anemómetro (C), el cual se coloca en la cámara de lecho fluido (D) y registra la velocidad del aire precisamente en ese punto, que es el de interés. Para medir la velocidad del aire, también se puede hacer uso de un medidor de venturi (E), el cual está colocado después del dámper.

Para calentar el flujo de aire de entrada a la temperatura deseada, se hace pasar a éste por una cámara de combustión (F), la cual está ubicada a continuación del medidor de venturi, y será la que suministrará el calor al aire por medio de la combustión de propano. La cantidad de propano que se va a suministrar a la cámara de combustión se gradua por medio de una válvula de globo (G) que posee el recipiente de almacenamiento de propano (H), y la cantidad de propano que se va a suministrar será en la proporción adecuada, a fin de elevar la temperatura del aire a la deseada; dicha temperatura se puede leer por medio de un termómetro (I) colocado al final de la cámara de combustión.

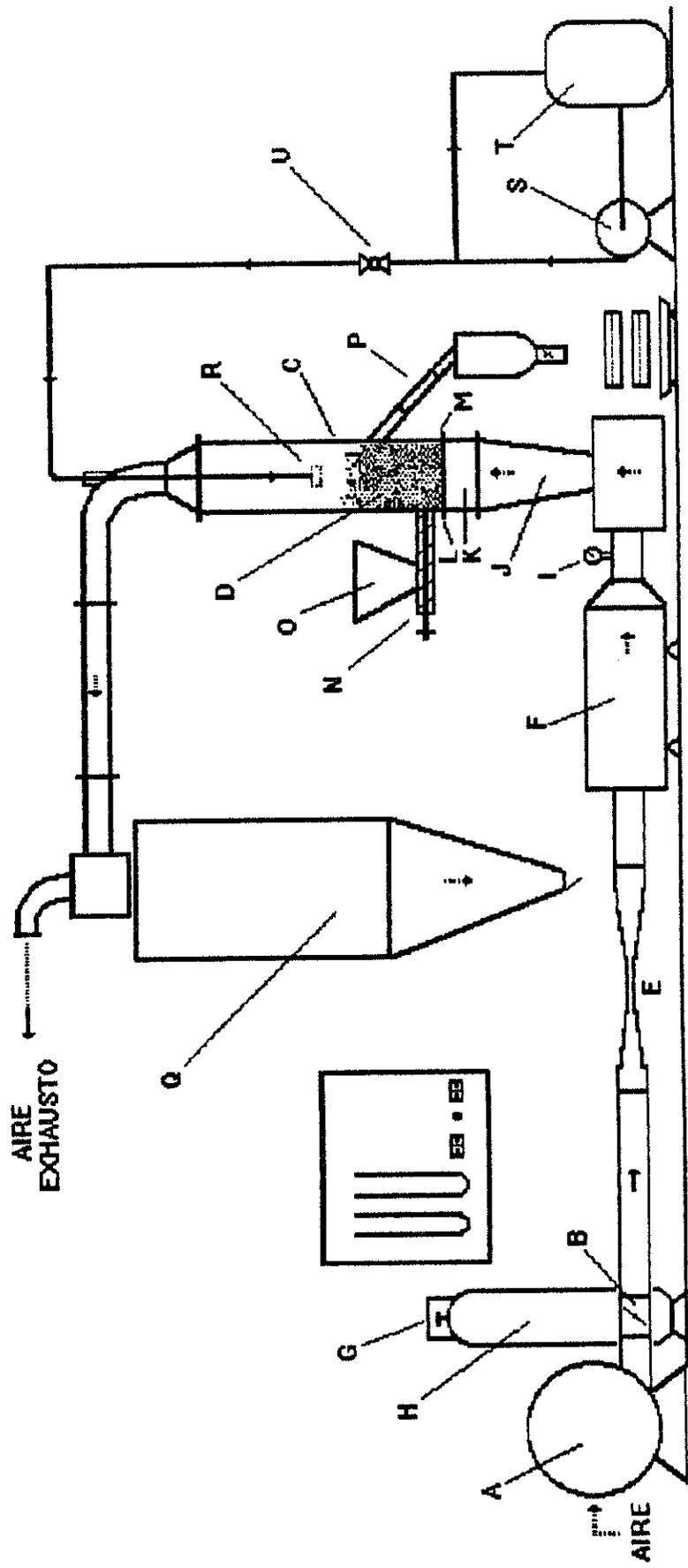


FIGURA 1. DIAGRAMA DE PLANTA PILOTO DE SECADO Y GRANULACION EN LECHO FLUIDO

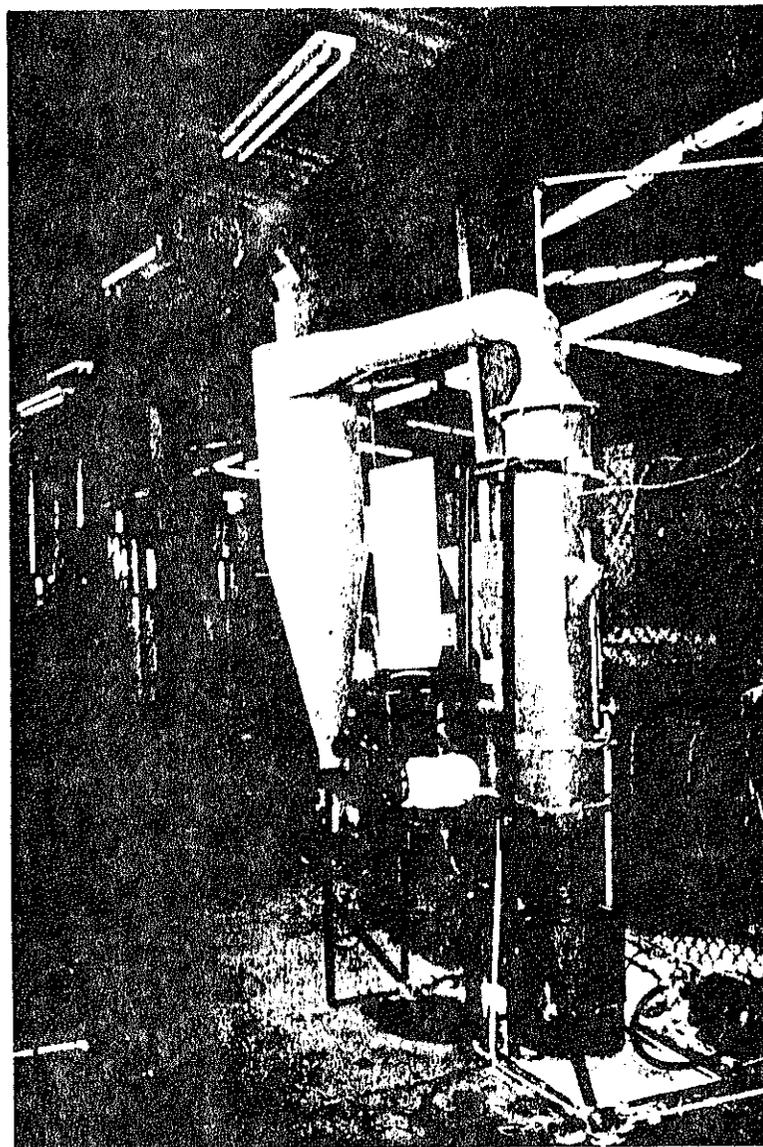


FIGURA 2. PLANTA PILOTO DE SECADO Y
GRANULACION EN LECHO FLUIDO

LABORATORIO DE
INVESTIGACIONES

UNIVERSIDAD DE GUATEMALA

El aire saliente de la cámara de combustión pasa luego a una cámara vacía (J), la cual predistribuye el aire. Para lograr obtener un flujo en una sola dirección, se fuerza el paso del aire a través de un compartimiento, el cual se encuentra lleno en su interior por tubos soldados (K), unos a los otros, los cuales le dan la orientación direccional al aire. Luego de esto, el aire pasa por el distribuidor de gases (L), que es un plato metálico perforado de acero al carbón. Encima del plato perforado, existe una malla 100 (M), que también se encarga de distribuir los gases pero principalmente de evitar que sólidos del lecho fluido se deslicen en forma descendente hacia las cámaras posteriores. Finalmente el aire fluye a través de la cámara de lecho fluido y pasa por el material, en donde, debido a la resistencia del mismo, la expansión del lecho y la subsecuente fluidización se inicia y mantiene.

La alimentación de las partículas semilla y del producto recirculado, por no cumplir con especificaciones de tamaño, se hace por medio de un tornillo sin fin (N) de velocidad variable. Dicha alimentación y producto se van suministrando a una tolva (O), la cual se ubica al inicio de dicho tornillo.

La descarga del producto (P) se hace por medio de un dispositivo colocado en la pared de la cámara de lecho fluido; dicho dispositivo permite tener alturas de descarga variable y su ubicación en el equipo dependerá del tiempo de residencia que se esté evaluando.

El producto que es arrastrado por el aire es recuperado por medio de un ciclón (Q) de alta eficiencia colocado a la salida de la cámara de lecho fluido. El producto arrastrado que se logra recuperar es recirculado a la cámara de lecho fluido, para lo cual se utiliza el tornillo sin fin que alimenta las partículas semilla.

Para suministrar la solución de sulfato de zinc, se hace uso de un atomizador (R) de presión del tipo que usan los quemadores de diésel, el cual produce un spray muy fino de la solución de sulfato de zinc; dicho spray se deposita sobre las partículas semilla, donde se seca por vaporización favoreciendo el crecimiento de las partículas semilla, ya sea por aglomeración o bien por recubrimiento o estratificación. La bomba (S) que transporta la solución de sulfato de zinc desde el depósito de almacenamiento (T) hasta la boquilla de atomización es una bomba del tipo centrífuga. La posición del atomizador es en la parte superior del equipo, precisamente por encima del nivel del lecho fluido. La graduación de la solución que se va a suministrar se hace por medio de una válvula de globo (U).

B) DESCRIPCION

La planta piloto de secado y granulación en lecho fluido ocupa un espacio físico de 2.5 metros de altura, por 1.5 metros de ancho y por 3.5 metros de largo. El sistema eléctrico está diseñado para operar a 220 voltios, 3 fases y corriente a 60 Hz.

El ventilador centrífugo del equipo es operado por un motor trifásico marca Brook Motors, que tiene una potencia de 7.5 HP a 1750 rpm. El encendido del ventilador es por un arrancador magnético Nema 1, marca Cutler Hammer.

La descarga del ventilador se hace por un tubo de 0.15 metros de diámetro. El dámper consiste en una lámina metálica cuadrada de 0.12 por 0.12 metros, que posee una rosca de mariposa para poder regular su posición.

El medidor de venturi posee en su parte ancha un diámetro igual al del tubo de descarga del ventilador, mientras que en su parte contracta, el tubo tiene un diámetro de 0.055 metros. Al inicio y en el centro de la parte contracta del venturi existen

dos medidores de presión conectados a un manómetro diferencial de tubo en U que se encuentra ubicado en el tablero principal.

La cámara de combustión tiene un diámetro de 0.30 metros y un largo de 0.60 metros. Posee en su interior un quemador de propano con forma de cañón. Parte del aire se introduce en el cañón, mientras que otra parte pasa por fuera del mismo. La chispa de encendido se realiza por medio de una bujía de carro, la cual está conectada a un transformador en el tablero principal, y éste a un pulsador que también se ubica en el tablero. Cada vez que se oprima el pulsador se produce una chispa dentro de la cámara. La descarga de la cámara de combustión se hace por un tubo de 0.20 metros de diámetro, el cual conecta a la cámara de combustión con la cámara de vacío o caja de viento.

La cámara vacía o caja de viento consiste en una cabeza de ciclón ensamblada a un cono, el cual tiene un largo de 0.65 metros; en su parte angosta tiene un diámetro de 0.20 metros, y en su parte ancha, un diámetro de 0.25 metros.

La cámara de tubos tiene un diámetro de 0.25 metros y un largo de 0.20 metros. Está formada por tubos de 0.025 metros de diámetro interno.

El plato metálico perforado que distribuye los gases está formado por orificios de 0.002 metros de diámetro.

La cámara de lecho fluido tiene un diámetro interno de 0.25 metros y un largo de 1.05 metros. Posee un visor y conexiones para medidores de temperatura y de presión.

El ciclón del sistema tiene una altura de 1.80 metros y un diámetro de 0.40 metros, y descarga por un orificio de 0.1 metros de diámetro ubicado al final del cono del mismo, que tiene un largo de 0.90 metros.

El tornillo sin fin es operado por un motor trifásico marca WEG, que tiene una potencia de 0.5 HP a 1750 rpm. El encendido es por un arrancador magnético marca TAIAN, con graduación de amperaje de 0.6 a 3.6 amperios. La tolva del tornillo es de forma pirámidal invertida.

La bomba de alimentación de solución es marca Jacobson, operada por un motor marca IEM de 1 HP a 1750 rpm. El encendido es por un arrancador magnético marca TAIAN, con graduación de amperaje de 2.4 a 4.6 amperios.

El transporte de la solución hacia el atomizador se hace por una tubería galvanizada, de 0.5 pulgadas de diámetro.

El depósito de almacenamiento de la solución consiste en una garrafa plástica de 15 galones de capacidad.

C) ARRANQUE

Para arrancar el equipo por primera vez, se utiliza el siguiente procedimiento:

1. Colocar el dámper en la posición que suministre la velocidad de aire de interés en la cámara de lecho fluido.
2. Abrir ligeramente la válvula de suministro de propano.
3. Haciendo uso del pulsador, se provoca una serie continua de chispas.
4. En el momento en que se inicie la combustión, encender el ventilador.
5. Con la válvula de suministro de propano, regular la alimentación hasta alcanzar la temperatura de combustión deseada.
6. Encender el tornillo sin fin y regular la velocidad de alimentación deseada.
7. Encender la bomba y con la válvula de alimentación, y graduar el suministro de solución deseado.

Recomendaciones:

- a) No se recomienda encender primero el ventilador, ya que el flujo y la velocidad de aire son demasiado altos y por consiguiente, la combustión de propano no se realizará, ya que éste será arrastrado por el aire.
- b) No se recomienda arrancar el equipo con carga en la cámara de lecho fluido, ya que esto provocará una explosión en el momento en que se efectúe la combustión.

3. METODOLOGIA

Para efectuar el diseño óptimo del sistema en cuestión, es necesario primero determinar las condiciones óptimas de operación, y con la aplicación en los cálculos de diseño de dichos resultados obtenidos de la experimentación, se podrá efectuar el dimensionamiento del sistema en investigación.

Las condiciones óptimas de operación pueden ser determinadas por el siguiente método: un número suficiente de pruebas continuas en la planta piloto deben ser realizadas. Para ello, varios tiempos medios de residencia ($\tau_m = 3$ y 5 minutos) y diferentes relaciones de alimentación de solución/alimentación de partículas semilla ($1/10 \leq M_s/M_p \leq 10$) deben ser experimentadas para diferentes temperaturas de gases de combustión (200 y 250°C), efectuando siempre dichas pruebas a una temperatura de lecho fluido constante (120°C) y una velocidad de aire fluidizante (2 a 2.5 m/s). Debe observarse que condiciones de estado estable son alcanzadas sólo después de que haya transcurrido un periodo de tiempo igual o al menos de $5\tau_m$. Sólo la información obtenida después de este tiempo puede ser usada para evaluar los resultados de la prueba. (Ref. 20) Los contenidos de humedad y la granulometría de los productos obtenidos en cada una de las pruebas individuales son graficados contra los tiempos de residencia medios. De las curvas obtenidas, se podrá saber a qué temperatura se formará el producto monohidratado con el tamaño deseado en el menor tiempo posible y con las especificaciones de humedad adecuadas.

Procedimiento específico que se va usar:

El procedimiento que se va a usar en las pruebas hechas en la planta piloto es el siguiente:

Con un aire de entrada al equipo de 200°C y que posee una velocidad establecida al inicio de la prueba, la cual oscila entre el rango de 2 a 2.5 m/s en el lecho fluido, se rocía 16 kg/h de solución de sulfato de zinc al 35% en peso (cantidad determinada por el balance de entalpía), en una cantidad de lecho fluido que existirá en el equipo y que será función del tiempo de residencia que se está evaluando en la prueba y de la cantidad de material recirculado que entre al secador. Se observa la temperatura de lecho fluido, que debe ser de 120°C. Se repite el procedimiento anterior para diferentes condiciones de relación de alimentación de solución/alimentación de partículas semilla, y para diferentes tiempos medios de residencia; en otras palabras, se varía el flujo de alimentación de partículas semilla y la carga de material dentro del equipo. Al final de las pruebas, se podrá llegar a descubrir la prueba que cumple con todos los requisitos que debe tener el producto que se busca. Dichos requisitos o criterios para evaluar los resultados de las pruebas son: a) que el producto final granulado en tamaño cumpla con la menor humedad. b) que en las pruebas, de la corriente que se descarga del secador granulador se tenga el más alto porcentaje de producto final granulado en tamaño, sin embargo, se tratará de evitar que se produzca un porcentaje muy alto de producto en sobretamaño. c) que el comportamiento del sistema de fluidización sea adecuado, entendiendo por adecuado que el lecho se fluidice uniformemente, no se pegue a las paredes del equipo, no se bloquee el atomizador, etc. d) que se mantenga la temperatura de lecho fluido de 120°C durante el transcurso de la prueba.

El mismo procedimiento anterior se repite para aire de entrada al equipo de 250°C y para una alimentación de 30 kg/h de solución de sulfato de zinc al 35% en peso; se determina dicho valor del balance de entalpía.

RESULTADOS

1. Se demuestra con la parte experimental del presente trabajo de investigación que el secado y la granulación en lecho fluido para el sulfato de zinc en solución son posibles. Se obtiene experimentalmente un producto granular de sulfato de zinc monohidratado, con un tamaño en el rango de 1.5 a 3 mm y con un contenido máximo de humedad de 1% (Ver figura 4 a continuación).

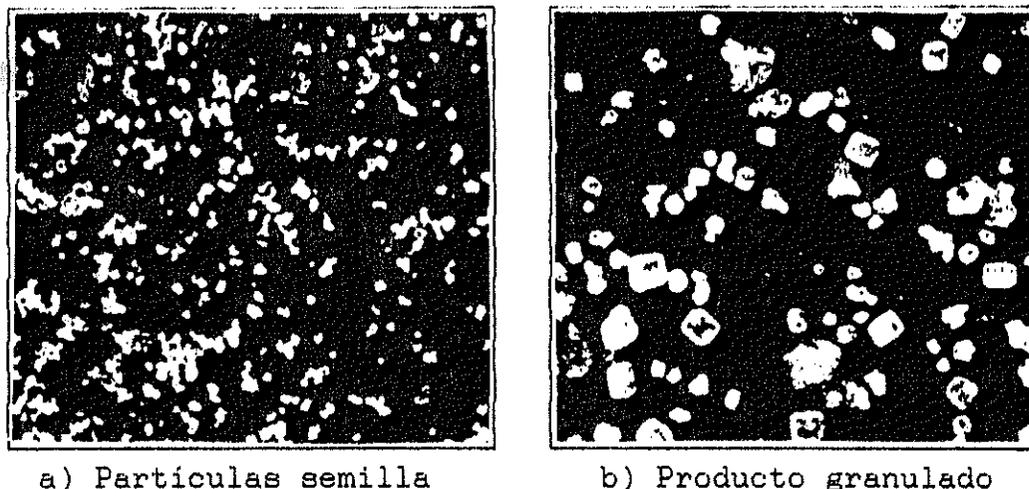
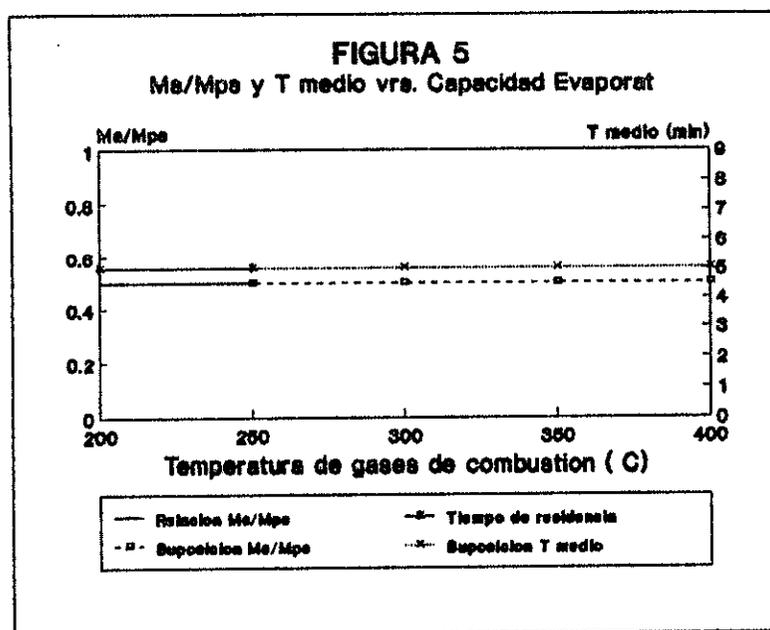


FIGURA 4

2. Experimentalmente se determinó que para las condiciones de alimentación de 16 kg/h de solución de sulfato de zinc al 35% en peso, la temperatura de gases de combustión de 200°C, la temperatura del lecho fluido de 120°C y la velocidad de aire fluidizante de 2 a 2.5 m/s; los resultados óptimos para operación continua se obtuvieron con un tiempo medio de residencia de 5 minutos y una relación de alimentación de solución/ alimentación de partículas semilla de 0.5. Se obtuvo como resultado de la prueba que, el 24% en peso del producto que salía del secador-granulador tenía un tamaño en el rango de 1.5 a 3 mm, y un contenido máximo de humedad del 1%. El producto que se descargaba tenía un contenido mínimo de zinc de 34% correspondiendo, por lo tanto, al sulfato de zinc monohidratado. (Ver figura 8 y prueba 8 de tabla 1 en los Anexos 1 y 2, respectivamente).

3. Experimentalmente se determinó que para las condiciones de alimentación de 30 kg/h de solución de sulfato de zinc al 35% en peso, temperatura de gases de combustión de 250°C, temperatura del lecho fluido de 120°C y velocidad de aire fluidizante de 2 a 2.5 m/s; los resultados óptimos para operación continua se obtuvieron con un tiempo medio de residencia de 5 minutos y una relación de alimentación de solución/ alimentación de partículas semilla de 0.5. Se obtuvo como resultado de la prueba que, el 26% en peso del producto que salía del secador-granulador tenía un tamaño en el rango de 1.5 a 3 mm, y un contenido máximo de humedad del 1%. El producto que se descargaba tenía un contenido mínimo de zinc de 33.4%, que corresponde, por lo tanto, a sulfato de zinc monohidratado. (Ver figura 11 y prueba 8 de tabla 2 en los Anexos 1 y 2, respectivamente).

4. Experimentalmente se encontró que el aumentar o disminuir la capacidad evaporativa del secador-granulador, no influye en los resultados que se obtuvieron de la relación de alimentación de solución/ alimentación de partículas semilla, y el tiempo medio de residencia para el secado y granulación de sulfato de zinc (Ver figura 5 a continuación).



5. Diseño del sistema continuo de fluidización para el secado y granulación de 1500 kg/h de solución de sulfato de zinc al 35% :

5.1) Rango de tamaño de partículas semilla:

Con base en la experiencia de otros investigadores y debido a que de hecho el tamaño de partícula semilla influye en el tamaño del producto, se eligió el siguiente rango para las partículas semilla: Rango: 149μ (Malla 100) a 841μ (Malla 20) .

Dicha elección se hizo tomando en cuenta la creencia comprobada por otros investigadores de que la presencia de finos dentro de las partículas semilla en el momento de la granulación favorece el crecimiento de las mismas, a la vez que influyen el tiempo de residencia, el cual será marcado por el mecanismo de granulación que exista dentro del lecho (Ref. 1 y 14). Considerando que las partículas entre el rango citado son lo suficiente finas para favorecer la granulación y a la vez no tan pequeñas que harían que el tiempo de residencia fuera extremadamente largo dentro del equipo para dar el tamaño de producto deseado, fue el criterio que llevó a la elección del rango propuesto.

5.2) Rango del tamaño del producto:

Con base en las necesidades del mercado nacional e internacional, el rango del tamaño del producto se fijará entre los límites de:

Rango: 1500μ (1.5 mm, Malla 12) a 3000μ (3 mm, Malla 6)

5.3) Rango de tamaño de partículas en el lecho fluido:

En el lecho fluido, se establecerá una interrelación entre las partículas semilla y el producto deseado, es decir, que en el lecho existirá la combinación de tamaños entre los rangos de las partículas semilla y el producto deseado, por lo tanto, las partículas dentro del lecho estarán entre los límites de ambos rangos, entonces, así se tiene que el rango en el lecho fluido estará entre: Rango: 149μ a 3000μ

Cabe recordar que la suposición anterior es la de idealidad, ya que el límite superior en el lecho fluido puede ser mayor al propuesto de 3000μ (3 mm), ya que en la práctica no existe una forma segura de garantizar que todo saldrá a menos de 3 mm, debido especialmente al método aleatorio de granulación que suele ocurrir en dicho lecho.

5.4) Velocidad mínima de fluidización:

La velocidad mínima está dada por U_{mf} y esto ocurre en el fondo del lecho fluido, donde la presión del gas es alta (Ref. 21).

Utilizando las ecuaciones propuestas por Levenspiel y asumiendo que la cama o el lecho fluido está formado de partículas pequeñas, es decir, $Re_p < 20$, se puede calcular U_{mf} (velocidad mínima de fluidización) por la siguiente expresión:

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\delta_s - \delta_g) g}{1650u}$$

en donde,

d_p = diámetro de partículas en el lecho (cm),

δ_s = densidad del sólido que forma el lecho (g/cm^3),

δ_g = densidad del aire a la temperatura del lecho (g/cm^3),

g = fuerza de la gravedad (cm/s^2),

u = viscosidad del aire a la temperatura del lecho ($g/cm \cdot s$)

Esta es una expresión simplificada, ya que no incluye ni ϕ_s y ϵ_{mf} (esfericidad y porosidad respectivamente), los cuales se desconocen para el rango de mallas citadas; esto dará un resultado incierto y que según la experiencia, las predicciones de U_{mf} , con esta ecuación, producen un valor con una desviación de $\pm 34\%$ límite. El procedimiento lógico es determinar ϕ_s y ϵ_{mf} para el sulfato de zinc monohidratado entre este rango; el problema es que se necesita establecer primero el equipo de molienda que realizará tal trabajo, ya que dicho equipo afectará

sobre la forma del sólido triturado (esfericidad), y por consiguiente también sobre la porosidad; es por ello que aunque manualmente se pueda moler muestra entre las mallas citadas, no es aconsejable, ya que siempre la esfericidad y porosidad se verán afectadas por el tipo de trituración.

Siguiendo con el cálculo se tiene:

* usando unidades cgs:

Usando como d_p el tamaño de la partícula más grande que exista en el lecho, y resumiendo los datos de densidad y viscosidad del aire a 120°C que será la temperatura de operación dentro del lecho fluido, y con el dato de la densidad del sulfato de zinc monohidratado, se tiene entonces:

Datos previos:

$$d_p = 3 \text{ mm} = 0.3 \text{ cm}$$

$$\delta_s = 3.28 \text{ g/cm}^3 \quad (\text{Ref. 23})$$

► el aire fluidizado entra a una presión de p atm y sale a 120°C y 1 atm. , sus propiedades son:

$$u = 0.0227 \text{ cp} = 0.000227 \text{ g/cm}\cdot\text{s} \quad || \quad (\text{Ref. 24})$$

$$\delta_g = 0.00089819 \text{ g/cm}^3 \quad ||$$

Por lo tanto,

$$U_{mf} = \frac{(0.3 \text{ cm})^2 (3.28 \text{ g/cc})(980)}{1650(0.000227 \text{ g/cm}\cdot\text{seg})}$$

$$U_{mf} = 2574.61 \text{ cm/seg} \approx 25.75 \text{ m/s}$$

* comprobando el N_{Rep} , se tiene:

$$N_{Rep} = \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \delta_g}{u}$$

$$N_{Rep} = (0.3)(2574.61)(0.00089819p)/0.000227$$

$$N_{Rep} = 3056.15p < 20$$

Por lo tanto, la suposición sería justificada sólo si $p < 6.54\text{E-}3$ atm, lo cual sería poco probable.

Entonces, asumiendo que las partículas dentro del lecho son grandes y proponiendo por lo tanto que $N_{Rep} > 1000$, la expresión propuesta para encontrar U_{mf} es:

$$U_{mf}^2 = \frac{d_p(\delta_s - \delta_g)g}{24.5\delta_g}$$

$$U_{mf} = \sqrt{((0.3 \cdot 3.28 \cdot 980) / (24.5 \cdot 0.00089819))}$$

$$U_{mf} = 209.34 \text{ cm/s} \approx 2.09 \text{ m/s}$$

* comprobando el N_{Rep} , se tiene:

$$N_{Rep} = \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \delta_g}{u}$$

$$N_{Rep} = (0.3)(209.34)(0.00089819p) / 0.000227$$

$$N_{Rep} = 248.49p > 1000$$

por lo tanto, la suposición sería justificada sólo si $p > 4.02$ atm, lo cual parece ser un poco más probable; situación que habrá que comprobar hasta al final en el momento de calcular la caída de presión total en el equipo.

Haciendo uso de una ecuación que abarca todo el rango de tamaños de partículas, se tiene:

$$d_p \cdot U_{mf} \cdot \delta_g / u = [(33.7)^2 + 0.0408 \cdot ((d_p^3 \cdot \delta_g \cdot (\delta_s - \delta_g) \cdot g) / u^2)]^{1/2} - 33.7$$

$$d_p \cdot U_{mf} \cdot \delta_g / u = 217.01$$

$$\Rightarrow U_{mf} = 182.82 \text{ cm/s} \approx 1.83 \text{ m/s}$$

Como se ve, es un resultado bastante próximo al anterior calculado, y por lo tanto, se acepta que la velocidad mínima de fluidización será:

$$U_{mf} = 1.83 \text{ m/s}$$

5.5) Velocidad de arrastre:

La velocidad máxima permisible en la cama fluidizada, para una cama de porosidad uniforme, siempre ocurre en lo más alto de la cama, que es donde la presión del gas es mínima (Ref. 21). Dicha velocidad, que es la velocidad de arrastre, se determinará

para la partícula más pequeña que exista en el lecho. Suponiendo que el rango de operación es respetado y restringido, entonces la partícula más pequeña presente en forma significativa tendrá el tamaño de :

$$149 \mu$$

Determinando la velocidad terminal con la suposición de que $Re_p < 0.4$, se tiene:

$$U_t = \frac{d_p^2 (\delta_s - \delta_g) g}{18\mu}$$

$$U_t = \frac{(0.0149 \text{ cm})^2 (3.28 \text{ g/cc})(980)}{18 \cdot (0.000227 \text{ g/cm}\cdot\text{seg})}$$

$$U_t = 174.65 \text{ cm/seg}$$

* comprobando con el NRe_p :

$$NRe_p = \frac{d_p \cdot U_t \cdot \delta_g}{\mu}$$

$$NRe_p = (0.0149)(174.65)(0.00089819)/0.000227$$

$$NRe_p = 10.30 > 0.4$$

Por lo tanto, la suposición no es justificada y hay que asumir un nuevo cálculo. Suponiendo ahora que $0.4 < NRe_p < 500$, entonces:

$$U_t = \left[\frac{4}{225} \cdot \frac{(\delta_s - \delta_g)^2 g^2}{\delta_g \cdot \mu} \right]^{1/3} \cdot d_p$$

$$U_t = \left[\frac{4}{225} \cdot \frac{(3.28 \text{ g/cc})^2 (980)^2}{0.00089819 \cdot 0.000227} \right]^{1/3} \cdot (0.0149)$$

$$U_t = 143.91 \text{ cm/seg} \approx 1.44 \text{ m/s}$$

Verificando la suposición, se tiene:

$$NRe_p = \frac{d_p \cdot U_t \cdot \delta_g}{\mu}$$

$$NRe_p = 8.48$$

Como $0.4 < NRe_p = 8.48 < 500$, la suposición es justificada.

Por lo tanto, la velocidad de arrastre será:

$$U_t = 1.44 \text{ m/s}$$

5.6) Velocidad de operación:

Calculando U_t/U_{mf} como indicación de la flexibilidad de

operación dentro del lecho se tiene:

$$U_t/U_{mf} \approx 0.79$$

Del resultado anterior, se concluye que la flexibilidad de operación es inadecuada, ya que no coincide con lo que recomienda la teoría, lo cual debe ser por lo menos de una relación de 10 a 1 (Ref. 21). Por lo tanto, las consecuencias de dicha flexibilidad provocan un arrastre inminente de las partículas semilla más finas, sin embargo, este arrastre no es considerado de importancia en el diseño de este equipo, ya que se colocará un ciclón de alta eficiencia a la salida de la cámara fluidizada, el cual tendrá como función regresar directamente hacia el sistema el material arrastrado.

Una situación evidente en la granulación en lecho fluido es que las partículas semilla se estarán humedeciendo continuamente, debido a la introducción de la solución por el atomizador; esta situación hará que la densidad de las partículas sea mayor a la propuesta; situación que hace que la velocidad mínima de fluidización y de arrastre se incrementen. Esta es otra razón, por la cual no se considera de importancia el arraste del aire. En la práctica, la velocidad de operación debe ser unas cuantas veces mayor a la velocidad mínima de fluidización; dicho ajuste aquí no lo consideraremos, ya que de por sí las ecuaciones provocan una desviación positiva de los valores reales de mínima fluidización.

En la práctica, la velocidad de operación debe determinarse experimentalmente; situación que se hizo en este trabajo de investigación, y se obtuvieron buenos resultados de operación con velocidades fluidizantes de operación en el rango de 2 a 2.5 m/s. Sin embargo, en este momento en el diseño, es conveniente suponer dicha velocidad de operación como la mayor determinada experimentalmente, ya que de esta forma con la utilización de un dámper se podría lograr la variación de la velocidad en forma adecuada, ya que no hay certeza de que la velocidad que se supondrá aquí, será la que dará resultados más adecuados en un

equipo industrial, y sería conveniente en el diseño del equipo que el dämper esté completamente abierto a la velocidad de diseño, y al irlo cerrando disminuirá la velocidad y, por lo tanto, dará la oportunidad de poder ir creando la variación de velocidad, si llegará a ser necesario.

De los cálculos anteriores y de los criterios mencionados, se supondrá, entonces por el momento, que la velocidad de operación (la velocidad que exista en el lecho fluido) será un poco mayor a U_{mf} y será como ya se dijo la mayor determinada experimentalmente. Por lo tanto, para los objetivos de diseño, se supondrá que la velocidad de operación será:

$$U_o = 2.5 \text{ m/s}$$

5.7) Temperatura de operación y tiempo de residencia:

La temperatura de operación (temperatura en el lecho fluido) y el tiempo de residencia son dos parámetros que se relacionan entre sí. Aumentar la temperatura de operación suele provocar una disminución en el tiempo de residencia, debido a que se aumenta la velocidad de secado. Existe un límite para el aumento de dicha temperatura, el cual se marca por la disminución de la eficiencia térmica del secador. El procedimiento más adecuado para determinar la temperatura y el tiempo de operación consiste en hacer curvas de humedad vrs. tiempo y de granulometría vrs. tiempo, para diferentes temperaturas, concluyendo de las mismas la temperatura a la que se formará el producto monohidratado con el tamaño deseado en el menor tiempo posible, y con las especificaciones de humedad deseadas. En este trabajo de investigación, dichas curvas sólo se realizaron para la temperatura de 120°C; las razones que justifican dicha medida son las siguientes: 1) Estudios experimentales (Ref. 20) para el secado y deshidratación de partículas de tamaño de 0.3 a 1.5 mm de sulfato de zinc heptahidratado hasta obtener un producto monohidratado, demuestran que a bajas temperaturas (48 a 100°C), la velocidad que controla el proceso es la reacción química de

deshidratación, mientras que a temperaturas elevadas (120 a 160°C), la energía de activación de la reacción de deshidratación es prácticamente cero, y la velocidad de deshidratación depende del valor de la relación de U_o/U_{mf} . Se concluyó que la velocidad de secado a dichas temperaturas dependen de los factores externos de secado y no ayuda en nada intentar incrementar aún más la velocidad de deshidratación con ayuda de elevar la temperatura de operación, ya que el único resultado es una disminución en la eficiencia térmica de la unidad. Se propone que el paso correcto es incrementar la velocidad superficial del gas. En equipos industriales (Ref. 5) de secado y granulación de sulfato de zinc, se han obtenido resultados satisfactorios con temperaturas de lecho fluido de 120°C . 2) La temperatura que existe en el lecho fluido debe ser tal que favorezca la vaporización instantánea de la solución de sulfato de zinc y forme el producto monohidratado, sin dejar que la reacción de deshidratación sea la que gobierne el proceso de secado. Se mencionó anteriormente (Ref. 19) que el sulfato de zinc evapora a 105°C y a una temperatura superior a los 70°C se forma el monohidratado; es por las razones anteriores y por las pruebas experimentales mencionadas que como temperatura de operación se decide utilizar la temperatura de:

120°C

Experimentalmente en este trabajo, se demostró que al mantener constante esta temperatura en el lecho fluido los resultados de operación fueron satisfactorios, y se llamó resultados satisfactorios a la realidad que el producto obtenido fue el monohidratado con el contenido de humedad deseado y con los menores problemas de operación del equipo.

El tiempo de residencia de equipos de este tipo se puede separar en dos partes: 1) el tiempo de secado y 2) el tiempo de aumento de tamaño (granulación). En este tipo de equipo, no se pretende evaluar el tiempo de secado, ya que se supone que es instantáneo debido al hecho de favorecer el mecanismo de vaporización instantánea; no interesa que se tenga que usar

tiempo para secar, sino que el tiempo de residencia que se da al equipo es el tiempo necesario para favorecer la granulación de las partículas semilla, hasta alcanzar el tamaño de producto deseado.

La determinación experimental de dicho tiempo se hace por completo necesaria, ya que no existen ecuaciones que den el comportamiento de aumento de tamaño de partículas en un lecho fluido. Además, cabe considerar que dichas ecuaciones, si existieran siempre, se verían afectadas por las propiedades del compuesto que se está granulando. Cabe agregar que el tiempo de residencia, en cierta forma, es directamente proporcional a la cantidad de material que existirá constantemente en el lecho fluido, por lo tanto, la forma de controlar el tiempo de residencia es garantizar que siempre exista un mismo valor de caída de presión en el lecho fluido, cuyo valor será en función del tiempo de residencia que se fije.

Experimentalmente en este trabajo de investigación, se encontró que a la temperatura de operación de 120°C, el tiempo de residencia que da los resultados más favorables de operación es de 5 minutos.

5.8) Relación de alimentación de solución a partículas semilla:

Este es un parámetro, que como se mencionó previamente (Antecedentes), se utiliza como forma de control del tamaño del producto deseado, es un parámetro que su deducción hasta el momento sólo se puede hacer experimentalmente. De la parte experimental de este trabajo de investigación, se encontró que dicha relación no se ve afectada por la capacidad evaporativa del equipo, y es por ello que se asume que dicha relación será constante para cualquier capacidad evaporativa, tal como aparece indicado en la figura 5. Por lo tanto, dicha relación para los cálculos posteriores corresponde a un valor de:

$$[\text{Alimentación solución (kg/h)/partículas semilla (kg/h)}] = 0.5$$

5.9) Balance General:

En forma simplificada, los cálculos que siguen se pueden resumir así: se plantea el balance de materia y energía para la combustión de donde se determina la humedad inicial del aire de secado (aire + gases de combustión), ya que dicha cantidad se hace necesaria en el balance de energía global. La capacidad del equipo es determinada del balance de materia y energía global. Con la capacidad del equipo y el tiempo de residencia medio, se encuentra la retención de material que debe existir en el mismo para poder garantizar el tiempo de residencia propuesto, y por consiguiente se determina la altura del lecho y total del equipo, así como la caída de presión. Con la caída de presión, se calculan los distribuidores de gases.

GRANULACION EN LECHO FLUIDO BALANCE GENERAL

Se desea convertir 1500 kg/h (3300 lb/h) de solución de sulfato de zinc al 35% en peso, en un producto granular no polvoso de sulfato de zinc monohidratado (1% de humedad) con un tamaño de partícula entre 1.5 y 3 mm; para ello se suministrará aire caliente a 400°C (752°F) con una velocidad de gas fluidizante de 2.5 m/s. El aire se asume tendrá una H.R. de 60% aproximadamente, y se estima que saldrá a una temperatura de 120°C (248°F) y entrará a la cámara de combustión a 25°C (77°F). La solución al granulador entrará a 25°C (77°F) y se estima que el producto saldrá a 120°C en equilibrio con el aire. Determinar el consumo de aire y de combustible y las dimensiones generales del equipo.

En la figura 6 que se muestra a continuación, aparece un diagrama de flujo del proceso que se propone para efectuar el secado y la granulación de soluciones de sulfato de zinc para obtener un producto granulado de sulfato de zinc monohidratado.

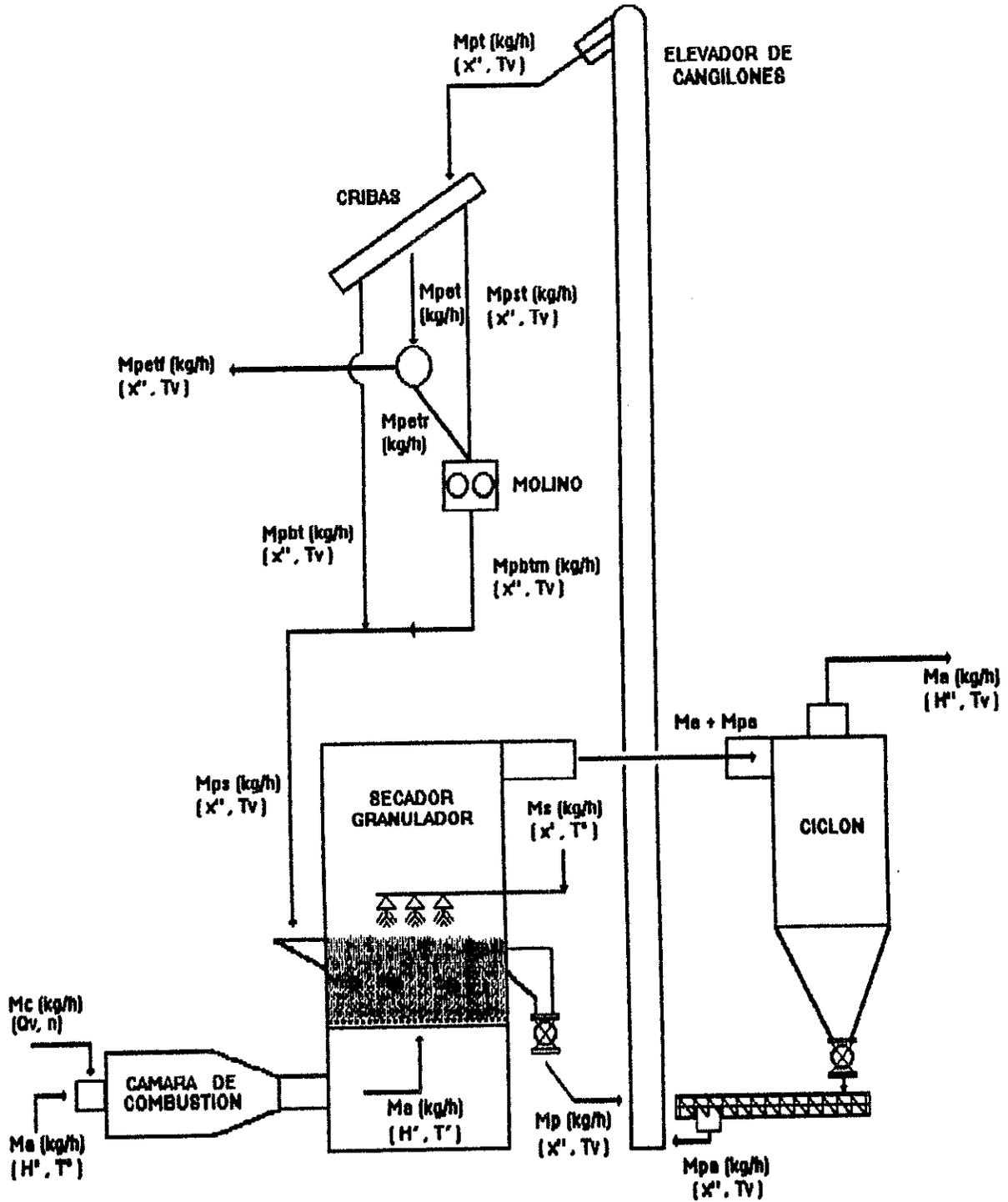


FIGURA 6. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO PROPUESTO PARA EL SECADO Y GRANULACION DE BULFATO DE ZINC

SOLUCION:

Por simplicidad el cálculo será realizado para 1 m² de área transversal y para un tiempo de 1 hora.

5.9.1) Humedad en la solución de alimentación (x'):

$$x' = 61.10/38.90 = 1.5707 \text{ kg H}_2\text{O/kg s.s.}$$

5.9.2) Humedad del producto a la salida (x''):

$$x'' = 1/99 = 0.0101 \text{ kg H}_2\text{O/ kg s.s.}$$

5.9.3) Capacidad calorífica promedio de sólidos y solución:

$$0.35 \text{ Btu/lb}\cdot^\circ\text{F} \approx 0.35 \text{ kcal/kg}\cdot^\circ\text{C} \text{ (Ref. 23)}$$

5.9.4) Humedad absoluta del aire ambiente (H°):

$$H^\circ = 0.0125 \text{ kg H}_2\text{O/kg aire seco (carta psicrométrica)}$$

5.9.5) Flujo del aire de secado por 1 m² de área transversal:

$$Ma = 3600 \cdot U_o \cdot S \cdot \delta f$$

en donde,

Ma = flujo de aire (kg de aire/h),

U_o = velocidad de operación (m/s),

S = área transversal del lecho fluido (m²),

δf = densidad del aire a la temperatura en el lecho (Kg/m³)

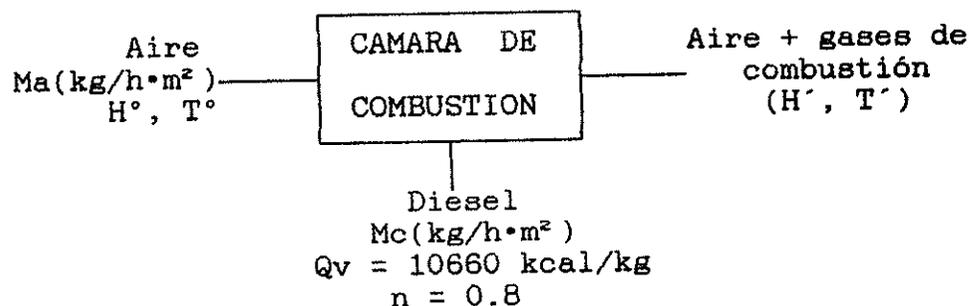
entonces,

$$Ma = (3600 \text{ s/h}) \cdot (2.5 \text{ m/s}) \cdot (1 \text{ m}^2) \cdot (0.89819 \text{ Kg/m}^3)$$

$$Ma = 8083.71 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$$

5.9.6) Consumo de combustible por m² de área transversal:

Del balance de masa y energía para la combustión:



$$Q \text{ gana aire} = Q \text{ cede combustible}$$

$$Ma \cdot C_p \cdot T = Mc \cdot Q_v \cdot n$$

en donde,

C_p = capacidad calorífica del aire (kcal/kg·°C),

T° = temperatura del aire ambiente (°C),

T' = temperatura del aire a la salida de cámara de combustión, o temperatura de entrada al lecho fluido (°C),

T = diferencia de temperaturas: $T' - T^\circ$ (°C),

M_c = flujo de combustible diesel (kg/h·m²),

Q_v = poder calorífico del combustible diesel (kcal/kg),

n = eficiencia de la combustión.

entonces,

$$M_c = (M_a * C_p * T) / (Q_v * n)$$

$$M_c = (8083.71 * 0.245625 * (400 - 25)) / (10660 * 0.8)$$

$$M_c = 87.31 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$$

5.9.7) Humedad de mezcla aire + gases de combustión (H'):

Dicha humedad corresponde a la humedad a la salida de la cámara de combustión o bien a la humedad que entra al equipo por el aire, y se puede determinar por la siguiente expresión (Ref. 20):

$$H' = \frac{H^\circ * M_a + M_c * (\%H_2) * 0.09}{M_a - M_c * (\%H_2) * 0.09}$$

en donde,

H' = humedad absoluta de aire + gases (kg H₂O/kg aire seco),

H° = humedad absoluta de aire ambiente (kg H₂O/kg aire seco),

$\%H_2$ = % de hidrógeno en el combustible (diesel).

entonces,

$$H' = \frac{(0.0125 * 8083.71) + (87.31 * 12.7 * 0.09)}{8083.71 - (87.31 * 12.7 * 0.09)}$$

$$H' = 0.0252 \text{ kg H}_2\text{O/kg aire seco}$$

5.9.8) Balance de masa y energía global:

5.9.8.1) Balance de masa sobre el producto seco (sulfato de zinc monohidratado):

La designación M° se refiere a las corrientes que entran y

salen por 1 m² de área transversal del equipo en base seca. La designación M es para base húmeda.

Haciendo uso del diagrama de flujo de la figura 6, se observa que los flujos de producto seco que entran y salen del secador granulador son los siguientes:

Entrada = Salida

$$M_{ps}^{\circ} + M_s^{\circ} = M_p^{\circ} + M_{pa}^{\circ} \text{ [Ec. 1]}$$

Experimentalmente se determinó que $M_s/M_{ps} = 5/10$, por lo tanto,

$$M_{ps} = 2 * M_s$$

$$M_{ps}^{\circ} = M_{ps} / (1 + x'') = 2 * M_s / (1 + x'')$$

Sustituyendo x'', se tiene

$$M_{ps}^{\circ} = 2 * M_s / (1 + 0.0101) = 1.98 * M_s \text{ [Ec. 2]}$$

La solución de sulfato de zinc que se suministra al secador granulador está al 35% en peso como sulfato de zinc, por lo tanto como sulfato de zinc monohidratado, se encontrará a:

$$35\% * 179.45 / 161.43 = 38.9\% \text{ en peso.}$$

Del anterior resultado, se obtiene entonces,

$$M_s^{\circ} = 0.389 * M_s \text{ [Ec. 3]}$$

Sustituyendo las Ecs. 2 y 3 en 1, se obtiene:

$$1.98 * M_s + 0.389 * M_s = M_p^{\circ} + M_{pa}^{\circ}$$

$$2.369 * M_s = M_p^{\circ} + M_{pa}^{\circ} \text{ [Ec. 4]}$$

Se determinó experimentalmente en la planta piloto que no más del 10% del producto seco que entraba al secador granulador se colectaba en el ciclón para el rango de velocidades trabajado; en otras palabras, cerca del 10% del material que se alimentaba al secador era arrastrado por el aire y colectado en el ciclón. Haciendo uso del dato anterior, se tiene:

$$M_p^{\circ} = 0.9 * (M_{ps}^{\circ} + M_s^{\circ}) = 0.9 * (2.369 * M_s) = 2.1321 * M_s \text{ [Ec. 5]}$$

$$M_{pa}^{\circ} = 0.1 * (M_{ps}^{\circ} + M_s^{\circ}) = 0.1 * (2.369 * M_s) = 0.2369 * M_s \text{ [Ec. 6]}$$



5.9.8.2) Balance de humedad:

Haciendo uso del diagrama de flujo de la figura 6, se observa que los flujos de humedad que entran y salen del secador granulador son los siguientes:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$M_{ps}^{\circ} * x'' + M_a^{\circ} * H' + M_s^{\circ} * x' = M_{p^{\circ}} * x'' + M_a^{\circ} * H'' + M_{pa^{\circ}} * x'' \quad [\text{Ec. 7}]$$

Sustituyendo en la ecuación 7, los valores x' y x'' , y las ecuaciones 2, 3, 5 y 6, y simplificando se obtiene:

$$1.98 * M_s * 0.0101 + M_a^{\circ} * H' + 0.389 * M_s * 1.5707 =$$

$$2.1321 * M_s * 0.0101 + M_a^{\circ} * H'' + 0.2369 * M_s * 0.0101$$

$$0.02 * M_s + M_a^{\circ} * H' + 0.611 * M_s = 0.024 * M_s + M_a^{\circ} * H''$$

$$M_s * (0.02 + 0.611 - 0.024) = M_a^{\circ} * (H'' - H')$$

$$0.607 * M_s = M_a^{\circ} * (H'' - H')$$

$$0.607 * (M_s / M_a^{\circ}) = (H'' - H')$$

$$H'' = H' + 0.607 * (M_s / M_a^{\circ}) \quad [\text{Ec. 8}]$$

Es conveniente recordar que el balance de humedad se está efectuando para 1 m² de área transversal del equipo.

5.9.8.3) Balance de energía:

$$\text{Calor a la entrada (Q')} = \text{Calor a la Salida (Q'')}$$

5.9.8.3.1) Calor a la entrada (Q'):

$$Q' (\text{kcal/h} \cdot \text{m}^2) = M_a^{\circ} * Q_{a'} + M_s^{\circ} * Q_{s'} + M_{ps}^{\circ} * Q_{ps'} \quad [\text{Ec. 9}]$$

$$Q_{a'} = 100.5 + 782.92 * H' \quad (\text{kcal/kg})$$

$$Q_{s'} = C_p * T + x' * C_{pH_2O} * T$$

$$Q_{s'} = (0.35 \text{ kcal/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}) * (25-0)^{\circ}\text{C} + (1.5707 \text{ kg H}_2\text{O/kg s.s.}) * (1) * (25-0)^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{s'} = 48.02 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{ps'} = (0.35 \text{ kcal/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}) * (120-0)^{\circ}\text{C} + (1/99 \text{ kg H}_2\text{O/kg s.s.}) * (1) * (120-0)^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{ps'} = 43.21 \text{ kcal/kg}$$

Sustituyendo $Q_{a'}$, $Q_{s'}$, $Q_{ps'}$, M_{ps}° , M_s° y simplificando se tiene:

$$Q' = M_a^{\circ} * (100.5 + 782.92 * H') + 0.389 * M_s * 48.02 + 1.98 * M_s * 43.21$$

$$Q' = 100.5 * M_a^{\circ} + 782.92 * H' * M_a^{\circ} + 18.67978 * M_s + 85.5558 * M_s$$

$$Q' = 100.5 * M_a^{\circ} + 782.92 * H' * M_a^{\circ} + 104.23558 * M_s \quad [\text{Ec. 10}]$$



5.9.8.3.2) Calor a la salida (Q'')

$$Q'' (\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2) = M_{a^{\circ}} * Q_{a''} + M_{p^{\circ}} * Q_{p''} + M_{pa^{\circ}} * Q_{pa''} + Q_z \quad [\text{Ec. 11}]$$

$$Q_{a''} = 30.16 + 646.83 * H'' \quad (\text{kcal/kg})$$

$$Q_{p''} = C_p * T + x'' * C_{pH_2O} * T$$

$$Q_{p''} = (0.35 \text{ kcal/kg}\cdot^{\circ}\text{C}) * (120 - 0)^{\circ}\text{C} + (1/99 \text{ kg H}_2\text{O/kg s.s.}) * (1) * (120 - 0)^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{p''} = 43.21 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{pa''} = (0.35 \text{ kcal/kg}\cdot^{\circ}\text{C}) * (120 - 0)^{\circ}\text{C} + (1/99 \text{ kg H}_2\text{O/kg s.s.}) * (1) * (120 - 0)^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{pa''} = 43.21 \text{ kcal/kg}$$

Sustituyendo $Q_{a''}$, $Q_{p''}$, $Q_{pa''}$, $M_{p^{\circ}}$, $M_{pa^{\circ}}$ y simplificando se tiene:

$$Q'' = M_{a^{\circ}} * (30.16 + 646.83 * H'') + M_{p^{\circ}} * 43.21 + M_{pa^{\circ}} * 43.21 + Q_z$$

$$Q'' = 30.16 * M_{a^{\circ}} + 646.83 * H'' * M_{a^{\circ}} + 2.369 * M_s * 43.21 + Q_z$$

$$Q'' = 30.16 * M_{a^{\circ}} + 646.83 * H'' * M_{a^{\circ}} + 102.36449 * M_s + Q_z \quad [\text{Ec. 12}]$$

5.9.8.3.3) Calor a la entrada = Calor a la salida

Igualando las ecuaciones 10 y 12, y simplificando, se obtiene:

$$100.5 * M_{a^{\circ}} + 782.92 * H' * M_{a^{\circ}} + 104.23558 * M_s =$$

$$30.16 * M_{a^{\circ}} + 646.83 * H'' * M_{a^{\circ}} + 102.36449 * M_s + Q_z$$

$$1.87109 * M_s + 70.34 * M_{a^{\circ}} + M_{a^{\circ}} * (782.92 * H' - 646.83 * H'') = Q_z \quad [\text{Ec. 13}]$$

Sustituyendo la ecuación 8 en la ecuación 13 y simplificando, se obtiene:

$$1.87109 * M_s + 70.34 * M_{a^{\circ}} + M_{a^{\circ}} * (782.92 * H' - 646.83 * (H' + 0.607 * (M_s / M_{a^{\circ}}))) = Q_z$$

$$1.87109 * M_s + 70.34 * M_{a^{\circ}} + M_{a^{\circ}} * (782.92 * H' - 646.83 * H' - 392.62581 * (M_s / M_{a^{\circ}})) = Q_z$$

$$1.87109 * M_s + 70.34 * M_{a^{\circ}} + 136.09 * M_{a^{\circ}} * H' - 392.62581 * M_s = Q_z$$

$$70.34 * M_{a^{\circ}} + 136.09 * M_{a^{\circ}} * H' - Q_z = 390.75472 * M_s$$

$$M_s = (70.34 * M_{a^{\circ}} + 136.09 * M_{a^{\circ}} * H' - Q_z) / 390.75472 \quad [\text{Ec. 14}]$$

Sustituyendo $M_{a^{\circ}}$, H' y Q_z en la ecuación 14 y simplificando, se tiene:

$$H' = 0.0252 \text{ kg H}_2\text{O/kg aire seco}$$

$$M_{a^{\circ}} = M_a / (1 + H') = 8083.71 / (1 + 0.0252) = 7885 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$$



$$Qz = 30,000 \text{ kcal/h}\cdot\text{m}^2 \text{ (Dato recomendado en Ref. 20)}$$

Entonces,

$$M_s = (70.34 \cdot 7885 + 136.09 \cdot 7885 \cdot 0.0252 - 30000) / 390.75472$$

$$M_s = 1411.81 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$$

5.9.8.4) Humedad absoluta del aire a la salida del equipo (H'')

Haciendo uso de la ecuación 8 se encuentra que:

$$H'' = H' + 0.607 \cdot (M_s / M_{a^\circ})$$

$$H'' = 0.0252 + 0.607 \cdot (1411.81 / 7885)$$

$$H'' = 0.0252 + 0.1087 = 0.1339 \text{ kg H}_2\text{O/kg aire seco}$$

5.9.8.5) Capacidad evaporativa:

La cantidad de agua evaporada por m^2 de área transversal es:

$$M_{H_2O} = M_s \cdot (x' - x'') = 0.389 \cdot 1411.81 \cdot (1.5707 - 0.0101)$$

$$M_{H_2O} = 857.07 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$$

5.9.8.6) Consumo específico de calor (kcal/kg de agua evaporada):

$$q = M_c \cdot Q_v / M_{H_2O} = (87.31 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2) \cdot (10660 \text{ kcal/kg}) / 857.07 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$$

$$q = 1085.94 \text{ kcal/kg H}_2\text{O}$$

5.9.8.7) Area total del equipo (S):

$$S = (M_s \text{ total}) / (M_s / \text{m}^2) = (1500 \text{ kg/h}) / (1411.81 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2) = 1.06 \text{ m}^2$$

5.9.8.8) Diámetro del equipo (D):

Para un secador de sección transversal circular se tiene:

$$D = \sqrt{(4 \cdot S / \pi)} = \sqrt{(4 \cdot 1.06 / \pi)} = 1.16 \text{ m} \approx 3.8 \text{ pies.}$$

5.9.8.9) Flujos totales de las corrientes que entran y salen del secador granulador:

Los flujos totales en base seca son:

$$M_{s^\circ} = S \cdot M_{s^\circ} = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 0.389 \cdot 1411.81 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2 = 583.50 \text{ kg/h}$$

$$M_{ps^\circ} = S \cdot 1.98 \cdot M_s = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 1.98 \cdot 1411.81 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2 = 2970 \text{ kg/h}$$

$$M_{p^\circ} = S \cdot 2.1321 \cdot M_s = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 2.1321 \cdot 1411.81 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2 = 3198.15 \text{ kg/h}$$

$$M_{pa^\circ} = S \cdot 0.2369 \cdot M_s = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 0.2369 \cdot 1411.81 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2 = 355.35 \text{ kg/h}$$

$$M_{a^\circ} = S \cdot M_{a^\circ} = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 7885 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2 = 8377.54 \text{ kg/h}$$



Los flujos totales en base húmeda son:

$$\begin{aligned} M_s &= M_s^\circ \cdot (1+x') = 583.5 \cdot 2.5707 = 1500 \text{ kg/h} \\ M_{ps} &= M_{ps}^\circ \cdot (1+x'') = 2970 \cdot 1.0101 = 3000 \text{ kg/h} \\ M_p &= M_p^\circ \cdot (1+x'') = 3198.15 \cdot 1.0101 = 3230.45 \text{ kg/h} \\ M_{pa} &= M_{pa}^\circ \cdot (1+x'') = 355.35 \cdot 1.0101 = 358.94 \text{ kg/h} \\ M_a &= M_a^\circ \cdot (1+H') = 8377.54 \cdot (1+0.0252) = 8588.65 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

El flujo total de combustible que se usa es:

$$M_c = S \cdot M_c = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 87.31 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2 = 92.76 \text{ kg/h} \approx 27.25 \text{ gal/h}$$

La capacidad evaporativa global del equipo es:

$$M_{H_2O} = S \cdot M_{H_2O} \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2 = 1.06 \text{ m}^2 \cdot 857.07 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

$$M_{H_2O} = 910.61 \text{ kg/h}$$

5.9.8.10) Retención de material en el secador:

Para garantizar el tiempo de residencia dentro de un equipo de lecho fluido, se debe de retener siempre una cierta cantidad de material en el mismo; dicha cantidad dependerá del tiempo de residencia que se le quiera dar al material que entra al equipo:

$$\begin{aligned} Z &= (0.389 M_s \cdot \tau_m / 60) \cdot (1+x'') + (M_{ps}^\circ \cdot \tau_m / 60) \cdot (1+x'') \\ Z &= (0.389 \cdot 1500 \cdot 5 / 60) \cdot (1+0.0101) + (2970 \cdot 5 / 60) \cdot (1+0.0101) \\ Z &= 49.12 \text{ kg} + 250 \text{ kg} = 299.12 \text{ kg} \end{aligned}$$

5.9.8.11) Porosidad promedio (ϵ):

La porosidad promedio que existirá dentro del lecho fluido se puede determinar por medio de la ecuación propuesta por Siromiatnikov and Volkov (Ref. 20), quienes para el cálculo de ϵ recomendaron la siguiente relación:

$$\epsilon = Ar^{-0.21} (18Re + 0.36Re^2)^{0.21}$$

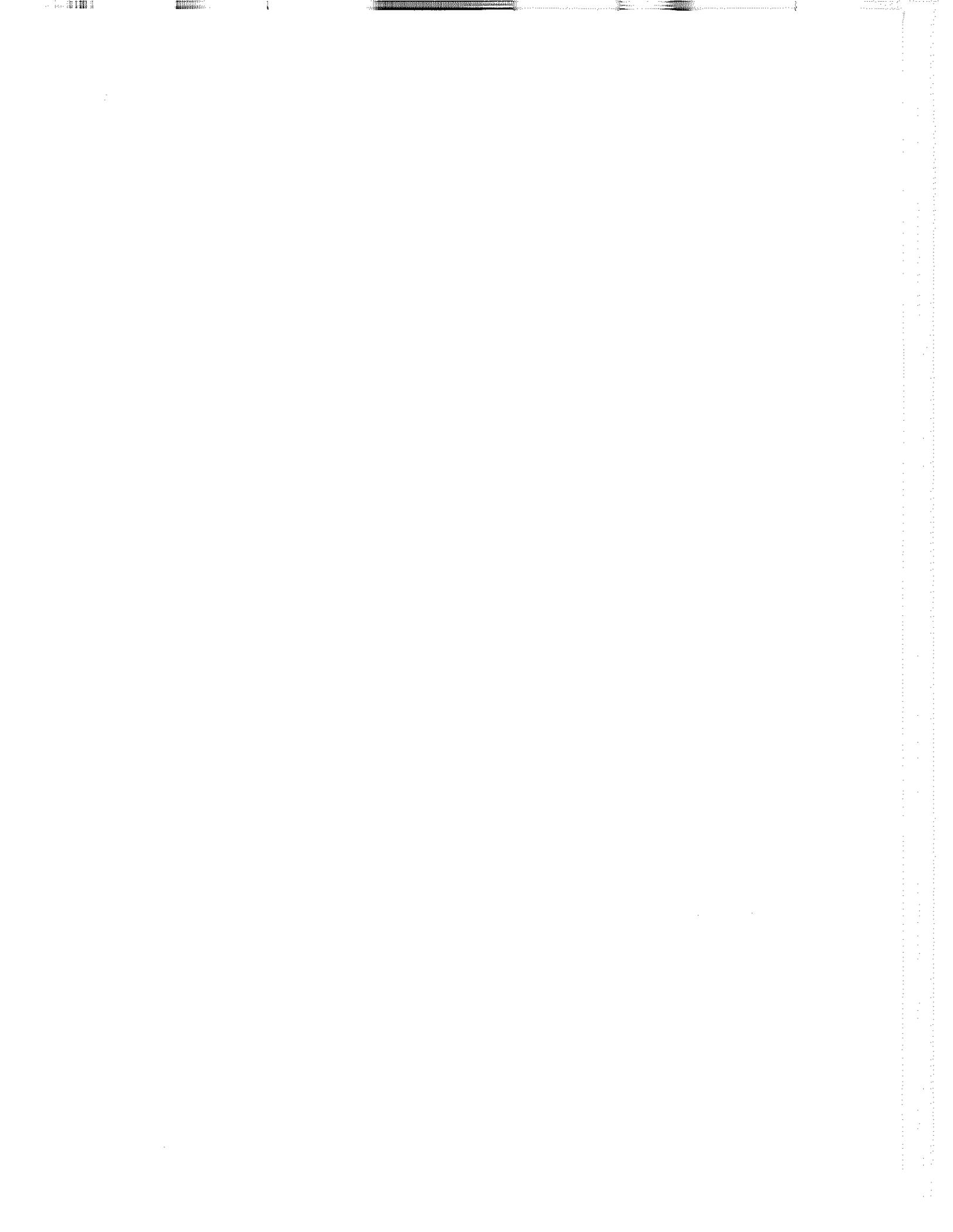
en donde,

Ar = Número de Arquímedes

Re = Número de Reynolds

$$Ar = (g \cdot d^3 \cdot \delta z) / (v^2 \cdot \delta f)$$

$$Re = (U_o \cdot d \cdot \delta f) / (g \cdot \mu f)$$



en donde,

g = fuerza de la gravedad (m/s^2),

d = diámetro promedio de partículas de lecho fluido (m),

$\delta z = \delta s - \delta f \approx \delta s$,

donde δs = densidad del producto (kg/m^3)

δf = densidad del aire (kg/m^3)

$v = \mu_f \cdot g / \delta f$ = viscosidad cinemática del aire (m^2/s),

μ_f = viscosidad dinámica del aire ($kg \cdot s/m^2$).

Los datos para resolver la ecuación anterior son:

$g = 9.80 \text{ m/s}^2$

$d = 1574.5 \text{ u} \approx 1.5745 \text{ mm} \approx 0.0015745 \text{ m}$

$\delta s = 3.28E3 \text{ kg/m}^3$

$\delta f = 0.89819 \text{ kg/m}^3$

$\mu_f = 2.27E-5 \text{ kg/m} \cdot \text{s} \approx 2.32E-6 \text{ kg} \cdot \text{s/m}^2$

$v = \mu_f \cdot g / \delta f = 25.27E-6 \text{ m}^2/\text{s}$

Por lo tanto,

$Ar = (9.8 \cdot 0.0015745^3 \cdot 3280) / ((25.27E-6)^2 \cdot 0.89819)$

$Ar = 218697.80$

$Re = (2.5 \cdot 0.00157453 \cdot 0.89819) / (9.8 \cdot 2.32E-6)$

$Re = 155.51$

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación de Siromiatnikov, se tiene:

$\epsilon = (218697.8)^{-0.21} (18 \cdot 155.51 + 0.36 \cdot 155.51^2)^{0.21}$

$\epsilon = 0.5388$

5.9.8.12) Altura del lecho fluido expandido (h):

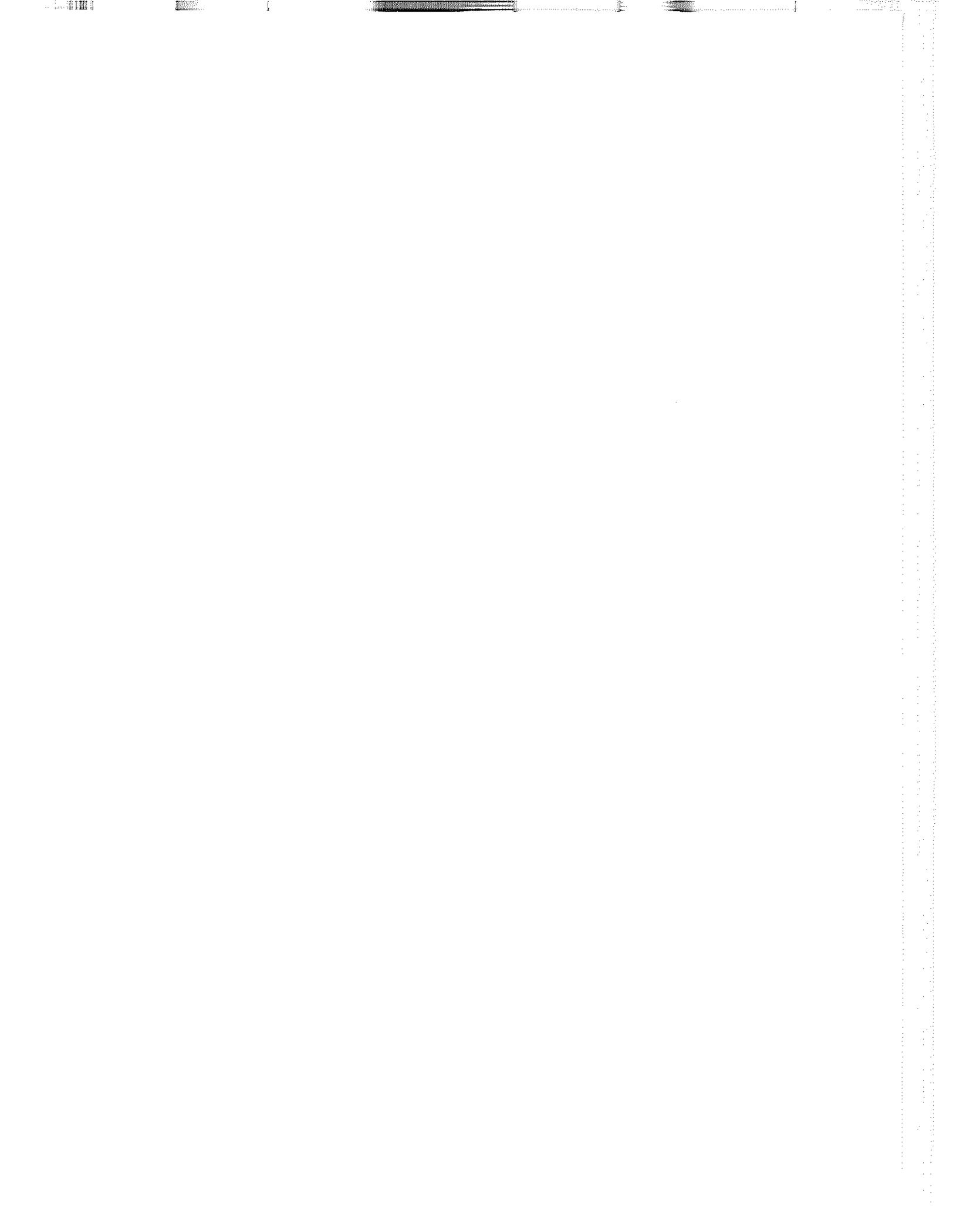
Del valor medio de porosidad, la altura del lecho fluido es conocida por medio de la relación:

$$\epsilon = 1 - (h_o/h)$$

en donde,

h = altura del lecho fluido expandido (m),

h_o = altura del lecho empacado (m).



$$h_o = Z/S*\delta_{as}$$

δ_{as} = densidad aparente del sólido empacado (kg/m^3).

Sustituyendo valores se obtiene:

$$h = h_o/(1-\epsilon) = 299.12/(1.06*809*(1-0.5388))$$

$$h = 0.755 \text{ m}$$

Como el diámetro del equipo es mayor que la altura del lecho fluido, debe ser esperado que buenas condiciones hidrodinámicas sean obtenidas (mezclado perfecto) y por lo tanto, la retención calculada es aceptada como aconsejable.

5.9.8.13) Altura total del equipo (L):

La altura del equipo debe ser mayor que la altura del lecho fluido expandido. En orden para prevenir arrastre de partículas que son expulsadas del lecho fluido, un espacio de separación debe ser proporcionado al equipo. Generalmente es proporcionada una altura de 1 a 2 m sobre el lecho fluido. Para nuestro cálculo, se proporcionará una altura de 1.5 m, entonces la altura total del equipo (desde el distribuidor de los gases a la salida del gas), será:

$$L = h + 1.5 = 2.255 \text{ m} \approx 7.4 \text{ pies.}$$

5.10) Distribuidor de gases:

La función primaria del distribuidor es introducir el gas uniformemente dentro de un lecho fluido y además soportar el peso del material contenido en el lecho. El distribuidor tiene una fuerte influencia sobre el tamaño y frecuencia de burbujas dentro del lecho, las cuales afectan la transferencia de calor. El distribuidor también afecta la fricción de materiales contenidos en el lecho. Un distribuidor mal diseñado puede conducir a una eficiencia térmica baja dentro del lecho, pero tiene la ventaja de favorecer la aglomeración. Las propiedades sugeridas que debe cumplir un distribuidor son:

- 1) Debe promover la fluidización uniforme y estable.
- 2) Debe minimizar la fricción entre los materiales del lecho.
- 3) Debe



reducir la erosión de las partes internas del lecho. 4) Debe prevenir que materiales del lecho se regresen por los agujeros. 5) Debe asegurar una completa fluidización sobre el rango entero de velocidades de operación y temperaturas. 6) Debe minimizar las zonas muertas sobre el distribuidor. 7) El bloqueo de los orificios debe ser mínimo.

Los tipos más comunes de distribuidores de gases son: a) plato perforado por simples agujeros; b) del tipo de atomizador y c) del tipo de tubería perforada. En los platos perforados, los agujeros son perforados directamente sobre el plato que soporta el material. Los agujeros pueden ser rectos, divergentes o convergentes. Experimentalmente se ha encontrado que los agujeros divergentes hacia arriba ayudan a eliminar las zonas muertas. (Ref. 21)

En este trabajo de investigación, se optará por el diseño de distribuidores de gases del tipo de plato perforado por simples agujeros y las razones de tal elección es que los distribuidores de ese tipo ya han sido puestos a prueba previamente en equipos de secado y granulación, se han obtenido resultados satisfactorios con los mismos (Ref. 5), específicamente en la parte experimental de este trabajo, al ser utilizados los resultados de operación, éstos fueron aceptables. Además de que hay que considerar que los platos perforados constituyen el tipo más simple de los distribuidores.

Diseño de los distribuidores: los distribuidores de plato perforado pueden ser diseñados directamente de la teoría de orificio y debido a que la caída de presión del orificio es sólo una pequeña fracción de la presión total, entonces se propone el uso del siguiente procedimiento (Ref. 21):

1. Se determina la caída de presión necesaria a través del distribuidor por medio de la siguiente ecuación:



$p_{d,min} = \text{Max}(0.1 * p_{bed}; 35 \text{ cm H}_2\text{O}; 100 * p_{\text{expansion into vessel}})$
 en donde,

$p_{d,min}$ = caída de presión mínima a través del distribuidor;

p_{bed} = caída de presión a través del lecho fluido;

$p_{\text{expansion into vessel}}$ = caída de presión debido a las pérdidas por expansión dentro del cilindro.

2. Se calcula el número de Reynolds para el flujo total acercándose al plato, y se selecciona el valor correspondiente para el coeficiente de orificio Cd' de la figura 13 del anexo 1. Se debe percatar que el área abierta en el distribuidor sea menor al 10%, puesto que la figura 13 es para tales condiciones.

3. Se determina la velocidad del fluido a través de los orificios, medida a la temperatura y densidad con la cual se acercan los gases al distribuidor, haciendo uso de la siguiente ecuación para determinarla:

$$U_{or} = Cd' * (2gc * p_d / \delta f)^{1/2}$$

en donde,

U_{or} = velocidad en los orificios (m/s),

Cd' = coeficiente de orificio.

La relación U_o / U_{or} da la fracción de área abierta en el plato perforado.

4. Se elige el valor N_{or} , el número de agujeros por unidad de área del distribuidor, y se encuentra el diámetro correspondiente del agujero. Para lo anterior se utiliza la siguiente ecuación:

$$U_o = (\pi/4) * d_{or}^2 * U_{or} * N_{or}$$

en donde,

d_{or} = diámetro de los orificios o agujeros (cm).

Solución del diseño:

Siguiendo el procedimiento anterior sugerido, primero se determina la caída de presión mínima permitible a través del distribuidor. Por lo tanto,

$$p_{bed} = Z/S = 299.12 \text{ kg}/1.06 \text{ m}^2$$

$$p_{bed} = 282.19 \text{ kg}/\text{m}^2 \approx 28.22 \text{ g}/\text{cm}^2 \approx 28.22 \text{ cm H}_2\text{O}$$



Se asumirá que la caída de presión a través del distribuidor es considerablemente mayor que la resistencia de rearreglo inherente, que opone el gas de entrada o pérdidas por expansión. Por lo tanto, se obtiene:

$$p_a = 0.1 * p_{bea}; 35 \text{ cm H}_2\text{O} = 0.1 * 28.22 = 2.82 \text{ g/cm}^2$$

Puesto que la caída de presión en el distribuidor es menor a la caída de presión mínima recomendada, entonces se debe optar por dicha caída de presión mínima recomendada para los siguientes cálculos. Por lo tanto,

$$p_a = 35 \text{ cm H}_2\text{O} \approx 35 \text{ g/cm}^2$$

Segundo, se determina el coeficiente de orificio. Para el flujo acercándose al plato distribuidor se tiene:

$$Ret = D * \delta f * U_o / \mu f = (1.16 \text{ m} * 0.5245 \text{ kg/m}^3 * 2.5 \text{ m/s}) / 3.2 \text{E-}5 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$Ret = 47532.81$$

y de la figura 13 se obtiene:

$$Cd' = 0.6$$

Tercero, se calcula la velocidad del gas a través del orificio.

$$U_{or} = 0.6 * (2 * 980 * 35 / 0.0005245)^{1/2} = 6861.84 \text{ cm/s} \approx 68.62 \text{ m/s}$$

Por lo tanto, la fracción de área abierta es:

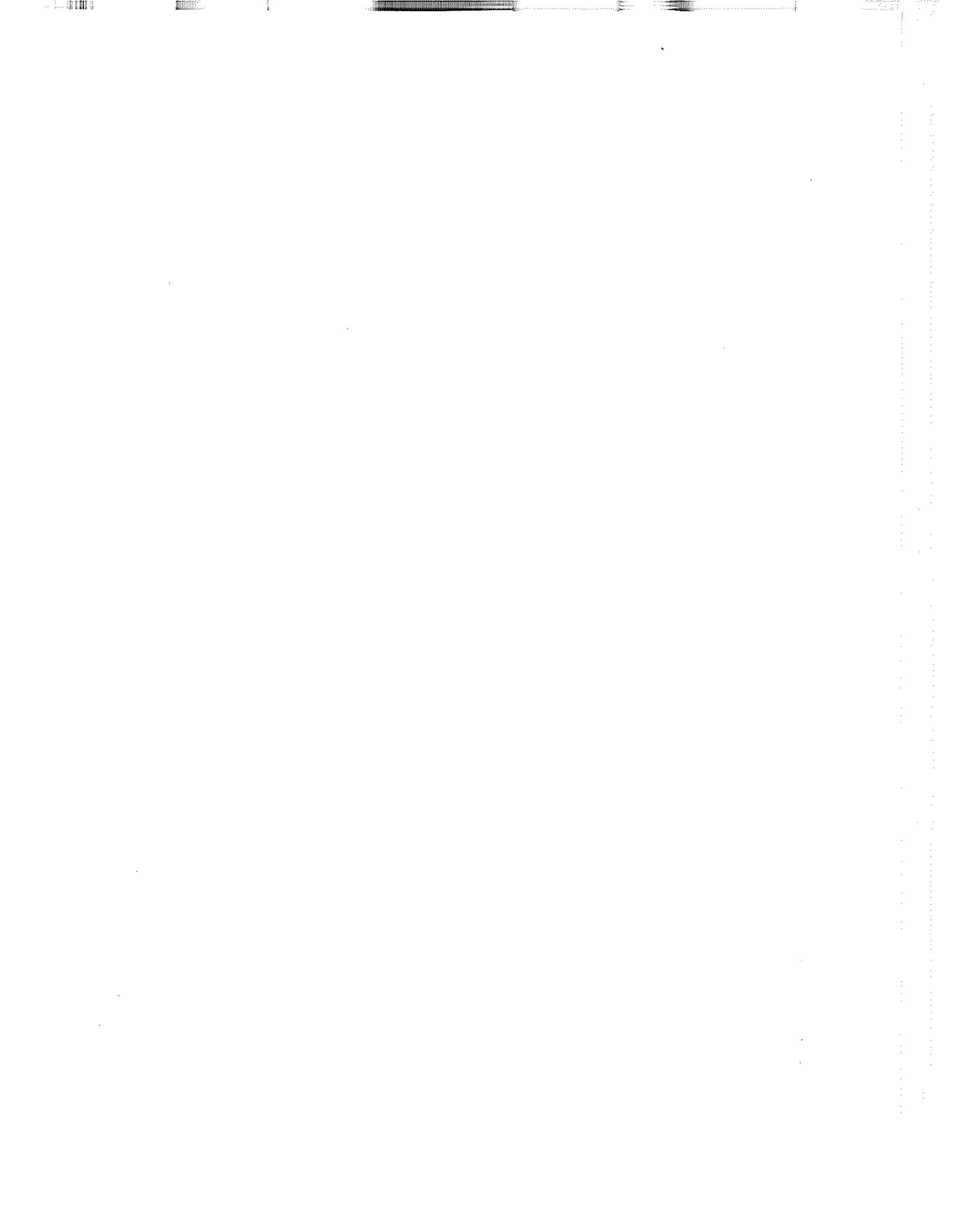
$$U_o / U_{or} = 2.5 / 68.62 = 0.0364 \approx 3.64\%$$

Como el área abierta es menor al 10%, se considera que el valor de Cd' obtenido por uso de la figura 13 es aceptable.

La relación entre el número y tamaño de orificios es tabulada para diferentes combinaciones posibles, de las cuales se elige la mejor. Por lo tanto,

dor (cm)	0.05	0.1	0.2	0.4
Nor (número/cm ²)	18.55	4.64	1.16	0.29

Los agujeros, que son muy pequeños, son viables a ser obstaculizados o tapados, mientras que aquellos que son muy grandes pueden causar una inadecuada distribución del gas (Ref. 21). Es recomendado que el diámetro de los agujeros sea por lo



menos 1/10 del de las partículas y con mezclas polidispersas sea la mitad del diámetro de las partículas más grandes (Ref. 20). También se recomienda que en orden a reducir el paso del material por los agujeros, el diámetro de los mismos no debe ser mayor que 3 a 8 veces el diámetro de las partículas (Ref. 21). Muchas veces los costos de manufactura prohíben que los diámetros de los orificios sean menores a 1.5 mm. En vista a estas consideraciones, se escoge la siguiente combinación:

dor = 0.2 cm \approx 2 mm
y Nor = 1.16/cm²

Otra razón que motiva elegir dichos diámetro de orificio es la experimentación que se hizo en este trabajo, la cual demostró dar buenos resultados de operación con agujeros u orificios de 2 mm de diámetro. También de la experimentación de este trabajo dio como resultado que encima del plato perforado se coloque una malla 100, para así evitar que el material se regrese a la caja de viento, además de que se mejoraron aún más las condiciones de fluidización.

5.11) Sistema de atomización:

Empresas de diseño como Niro Atomizer, Heyl & Patterson, dedicadas a la construcción de equipos del tipo de secado y granulación en lecho fluido, suelen recomendar el uso como sistema de atomización a los:

Atomizadores centrífugos a presión o atomizadores rotatorios

La posición que recomiendan para su colocación es en la parte superior justo por encima del nivel del lecho fluido. En la figura 14 del anexo 1, aparece una ilustración de este tipo de atomizadores. En este trabajo de investigación, se utilizó un atomizador a presión; se obtuvieron buenos resultados de operación, pero se presentó el problema de que tendía a bloquearse por fuera conforme el tiempo de operación avanzaba, y además solía presentarse cristalización e incrustación dentro de la tubería de atomización debido a la temperatura. En la figura 15, aparece una ilustración de este tipo de atomizador a presión.



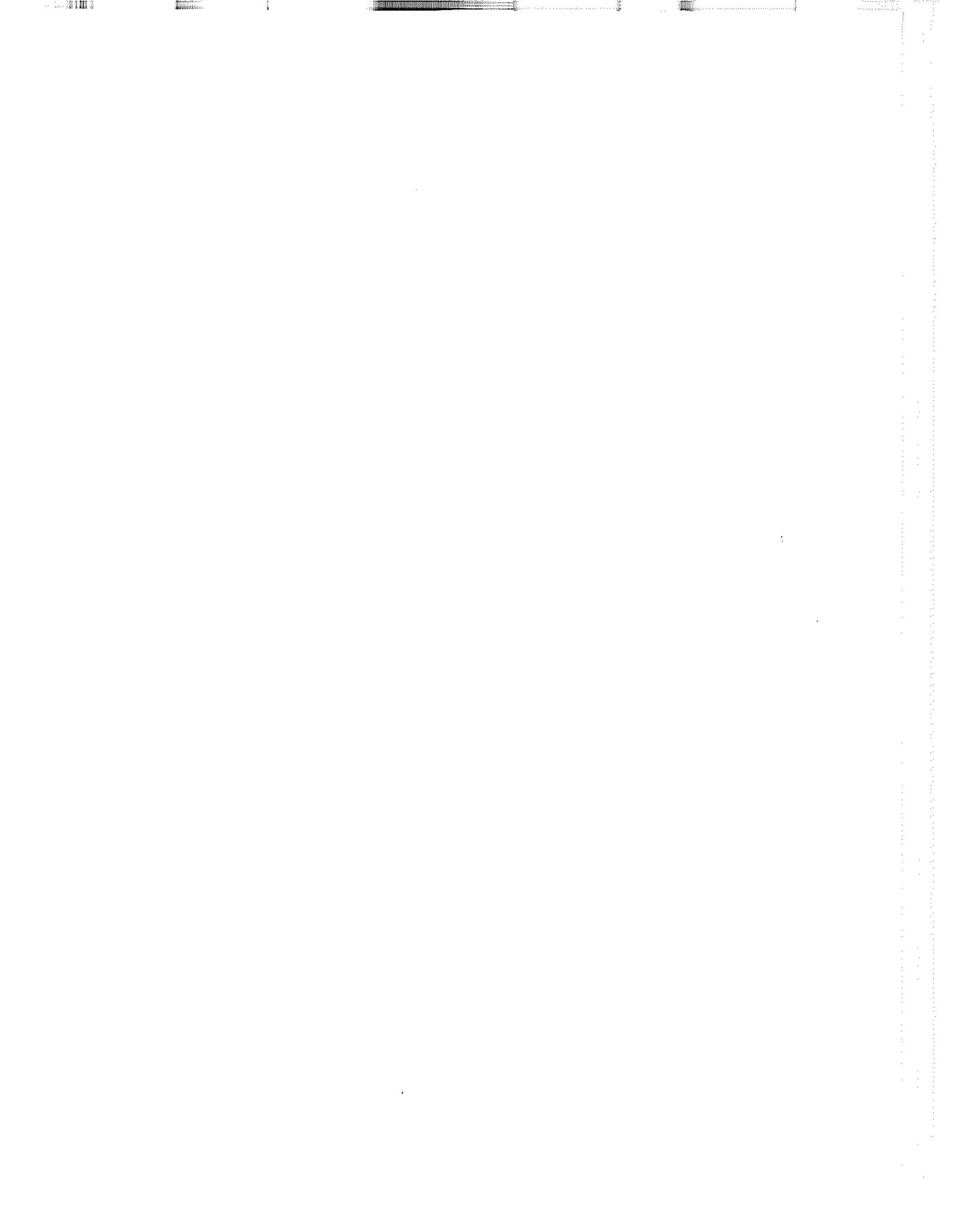
DISCUSION DE RESULTADOS

El sulfato de zinc es un compuesto químico que cumple con los criterios establecidos por Kaspar y Rosch para estimar la aplicabilidad de los materiales para su granulación en lecho fluido (Ver Introducción). La solubilidad del sulfato de zinc es de 440 g/lt a 105°C. Presenta propiedades pegajosas cuando se le toca. Y, además, el producto granulado que se obtenía podía quebrarse fácilmente con la aplicación de un poco de presión. Es por lo anterior que no resulta sorprendente el resultado positivo de secado y granulación de sulfato de zinc obtenido en la parte experimental del presente trabajo de investigación.

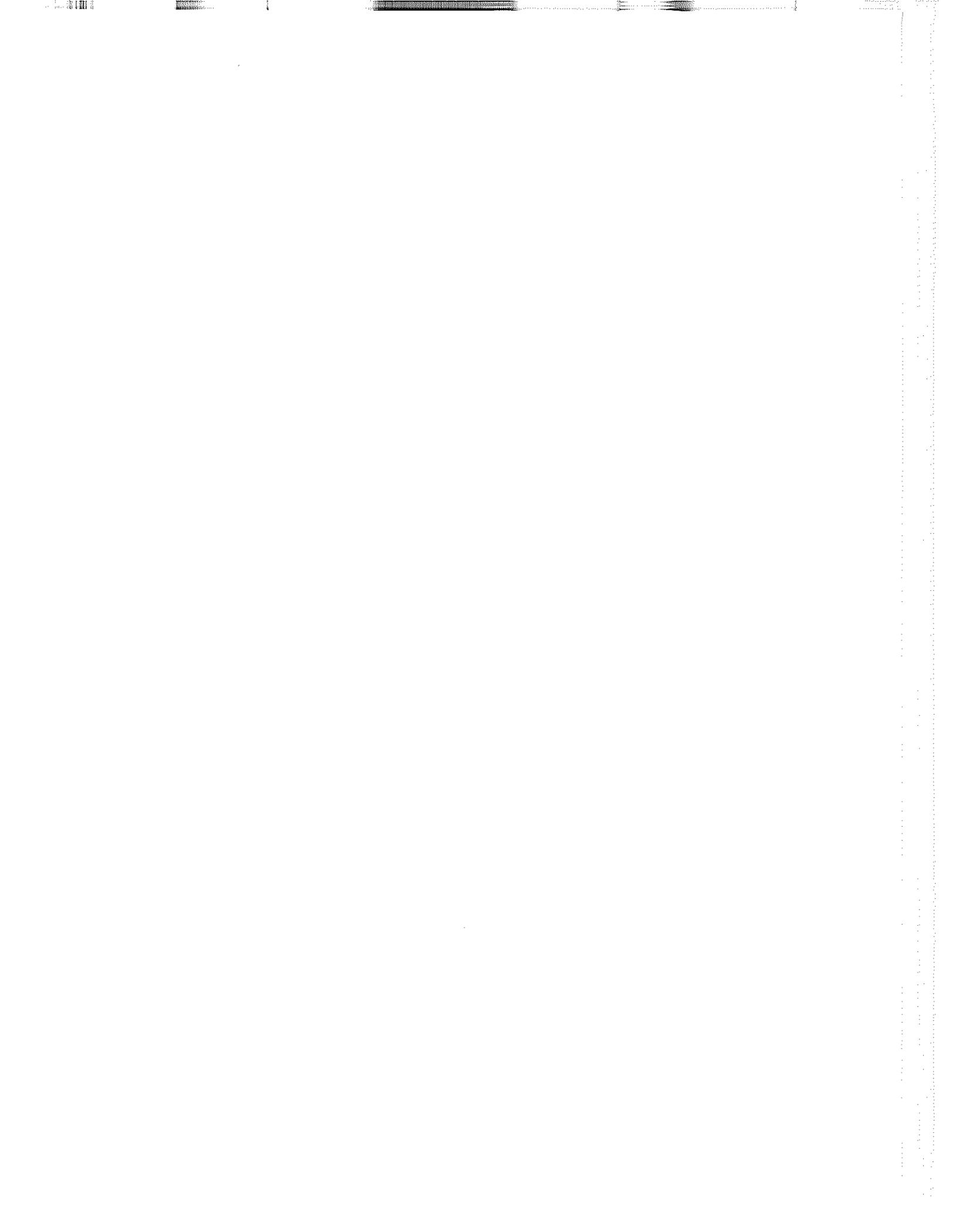
De la forma amorfa del producto granulado obtenido en la parte experimental de este trabajo, se puede deducir que el mecanismo predominante de granulación que existió en las pruebas experimentales fue por colisión de gránulos húmedos o bien aglomeración. Otras razones, que también justifican tal deducción, son que cuando se observó por el visor del equipo experimental, se vio que la formación de los gránulos era rápida y además existía un marcado choque entre partículas, las cuales son situaciones que también favorecen al mecanismo de aglomeración.

El equipo experimental empleado para las pruebas consistió en un equipo de diámetro continuo en la sección del lecho fluido; situación que obligó a combinar la zona de crecimiento y clasificante en un mismo espacio físico. Esta situación favoreció el arrastre significativo observado en las pruebas experimentales (más del 10%), ya que se debió superar en forma significativa la velocidad de arrastre de las partículas más pequeñas.

Como se mencionó en la sección de antecedentes, las condiciones de operación tienen un efecto pronunciado en el tamaño de producto. En la granulación en lecho fluido, siempre existirá una interrelación entre un número de variables todas

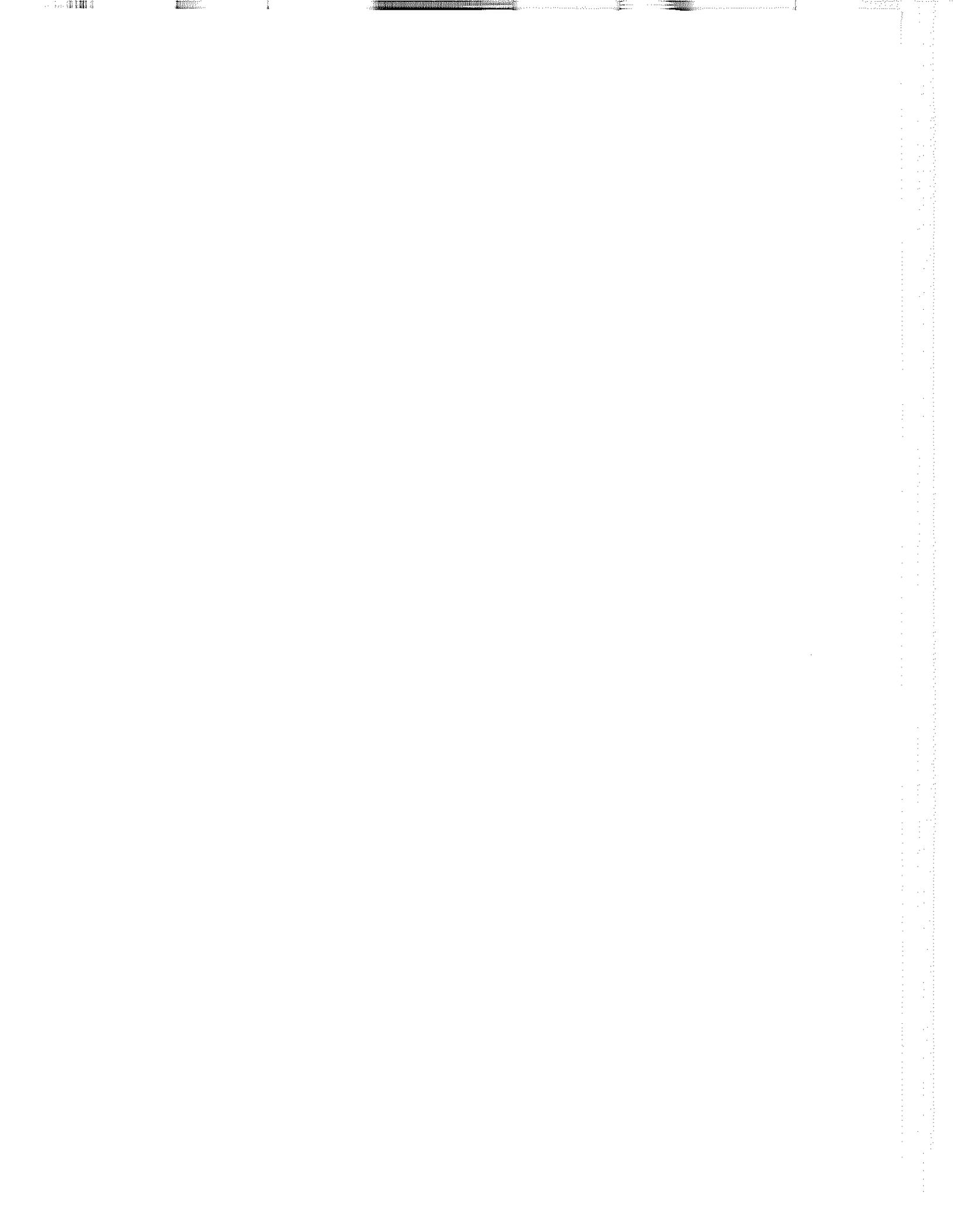


dependiendo unas de las otras. Por ejemplo, si para unas condiciones previas se decide alimentar más solución al lecho fluido, será necesario modificar tanto el tiempo de residencia como la alimentación de partículas semilla, y además la temperatura de operación, con el objeto de mantener una operación constante, ya que si se optara sólo por aumentar la cantidad de solución, entonces el nivel de humidificación cambiaría, y como resultado existirá una excesiva humedad que favorecerá la excesiva aglomeración, además de que el producto saldrá con un mayor contenido de humedad. Si se considera variar la alimentación de partículas semilla, hay que variar la alimentación de solución o el tiempo de residencia, ya que si no el producto entrará y saldrá con un tiempo menor o mayor de residencia y por lo tanto, el nivel de humidificación variará y el porcentaje de producto granulado también se verá afectado. Así se puede seguir dando ejemplos de cómo las variables son todas interdependientes. Es por ello, que frecuentemente el investigador debe optar por fijar el mayor número de variables posibles y hacer los estudios de sólo un grupo muy reducido de las mismas. El método utilizado en estas pruebas experimentales para el control del tamaño y forma del producto fue por el ajuste de la relación de alimentación líquida a sólida (solución/partícula semilla). Se fijó el tamaño de las partículas semilla, las condiciones del aire de combustión y de lecho fluido, la velocidad de operación, la carga de material o tiempo de residencia e inclusive la alimentación de solución, la cual se determinaba del balance de entalpía. De tal forma, que la única variable que se iba modificando en cada prueba era la alimentación de partículas semilla, y dependiendo de la prueba, también la carga dentro del equipo o tiempo de residencia. La elección de este método de control favoreció a que se creará un procedimiento fácil de experimentar en lo que respecta al estudio de las condiciones de operación y además, de que ayudó a que en el balance de masa y energía el número de variables que se desconocían se redujeran, solamente a dos, y las cuales se podían



interrelacionar fácilmente por la relación de alimentación de solución/partículas semilla.

Respecto a los resultados experimentales, se puede mencionar lo siguiente: primero, el nivel de humidificación para efectuar la granulación fue del 22.5%. La importancia de citar este nivel se debe a que éste es un término muy utilizado cuando se habla de granulación, ya que es una indicación de la facilidad con la cual se granula un compuesto. En los métodos tradicionales de granulación, este nivel suele oscilar entre 12 y 20% o menos, y se enfatiza que si un producto requiere mayor nivel de humedad al anterior, entonces se le clasifica como un producto difícil de granular; dicha clasificación se la dan primordialmente basándose en el hecho de que en los métodos de granulación, la humedad que se agrega para granular después habrá que removerla, y si el objetivo es sólo granular, mientras menos agua se agregue entonces, mayores serán las capacidades de granulación de las plantas. Como en este trabajo lo que se hace es secar y granular, dicho criterio no se suele aplicar, y al contrario, mientras más alto sea el nivel de humidificación que permita obtener el producto deseado con los requisitos deseados, entonces resulta mejor, porque eso quiere decir que con la misma carga de material en el secador se puede aumentar la cantidad de solución que se seca o, en otras palabras, la capacidad del equipo se aumenta. La importancia de esta carga hay que recordarla en el momento de calcular la potencia de los ventiladores, ya que debido a los flujos de aire tan grandes que se manejan, un cambio pequeño en la caída de presión del secador provoca un aumento significativo en el consumo de potencia de los ventiladores. Segundo, en la sección de antecedentes, se mencionó que la velocidad de reciclado total de sólidos en relación a la velocidad de producto, está normalmente entre 0.5 y 10. Y cuando la tendencia de aglomeración en el lecho fluido marca para una relación de 5, es típico que la distribución de tamaño de partículas permanece entre límites aceptables durante varias horas sin ningún ajuste.



En la parte experimental de este trabajo, se encontró que dicha relación corresponde a un valor de $5.09 \approx 5$, se debe recordar que este valor se calcula dividiendo M_{ps}/M_{petf} , lo cual demuestra que los resultados experimentales obtenidos coinciden bastante con lo que recomienda la teoría. Esta es otra razón que también justifica que los resultados obtenidos se consideren aceptables. Observe que mientras más pequeña es la relación de recirculación, el significado es que se necesita más humidificación para efectuar la granulación. De aquí se puede concluir también la importancia del término, nivel de humidificación. Obviamente existe un límite con respecto a la humedad, ya que si es excesiva, puede detener la fluidización, ya que favorece la formación de bolas o aglomerados muy grandes que se van depositando en el fondo del equipo, tal como se observó en las pruebas 1 a 4 tanto de la tabla 1 como de la 2. Esta excesiva humedad también fue la causa de la temperatura alta de lecho fluido que se observó en esas pruebas, pues al formarse bolas grandes se disminuyó el área para la transferencia de calor.

Un criterio que no se ha mencionado y que sirvió también para evaluar los resultados de las pruebas fue el porcentaje mínimo en tamaño que debía existir en el producto que se obtenía de cada prueba. La forma de operación de los equipos de secado y granulación establecen que al equipo de fluidización siempre tenga que entrar una misma cantidad de partículas semilla, así como de solución; si uno altera estas variables, el resultado es que se pierde el equilibrio de operación. Por lo tanto, no se permite que de la corriente de producto que sale del secador se retire más de un cierto porcentaje; dicho porcentaje corresponde a la relación entre la cantidad de producto seco que se suministra con la solución que se está alimentando al secador granulador (M_{petf}), y la cantidad de producto que se descarga del secador incluyendo el arrastre. Este porcentaje, por lo tanto, se podía considerar como el mínimo que debía tener cada prueba para tenerla como aceptable, pero a la vez es el máximo permitido a



retirar del proceso. De las pruebas experimentales, se deduce que este porcentaje era de 16.4% . Esto quiere decir que en la prueba 8 de la tabla 1, en la cual se obtuvo 24% de producto en tamaño; de este porcentaje sólo se retiraba como producto final el 16.4% y la diferencia se mandaba a un molino para ser triturado y le diera la granulometría que debían tener las partículas semilla. La ilustración de este proceso aparece en la figura 6, pero se considera importante aclarar este punto.

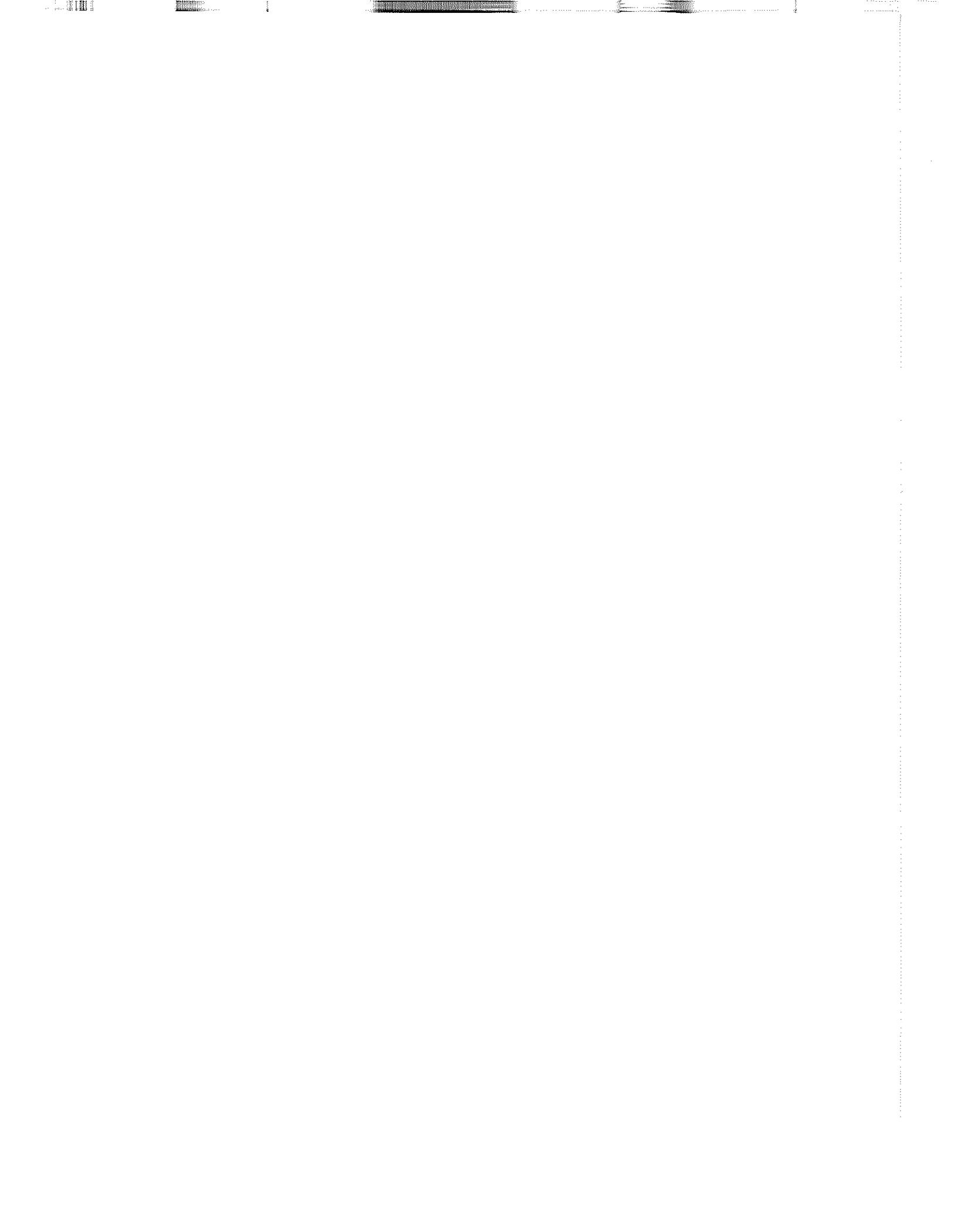
El criterio de elegir también la prueba que presenta el menor porcentaje de producto con sobretamaño se basa en lo mencionado en el párrafo anterior, ya que todo el producto con sobretamaño se debía mandar a un molino para ser triturado y transformado nuevamente a partículas semilla; es por eso que mientras más pequeño sea este porcentaje más pequeño será el molino necesario para efectuar tal función y, por lo tanto, la potencia consumida será menor y los costos de operación disminuirán. Esta es la razón que justifica el uso de este criterio.

El resultado obtenido de que el aumentar o disminuir la capacidad evaporativa no afecta las condiciones de relación de alimentación de solución a partículas semilla y tiempo de residencia, es un resultado que se puede explicar de la siguiente forma: al aumentar la capacidad evaporativa del equipo, lógicamente se aumentaba la alimentación de solución; este incremento en la cantidad de solución forzaba a que se debiera incrementar la alimentación de partículas semilla, así como la carga de material dentro del equipo (tiempo de residencia), en orden para obtener operaciones constantes en el sistema de fluidización, y esas operaciones constantes suelen ocurrir como ya se mencionó a las condiciones que se obtuvieron en las pruebas. Muy diferente hubiera sido aumentar la capacidad evaporativa, en otras palabras, subir la temperatura del aire pero no variar la alimentación de solución, en tal caso, el



resultado hubiera sido primero que la relación de alimentación de solución a partícula semilla debiera ser mayor, ya que la solución se secaba más rápidamente, entonces para efectuar la granulación, era necesario alimentar menos material, ya que esto haría que la cantidad de material dentro del lecho fluido tendría que ser menor para que así existiera el nivel de humidificación adecuado para favorecer la granulación. Obviamente, el no aumentar la cantidad de solución provocaría una disminución en la eficiencia térmica del equipo, pues el aire tendría que salir más caliente del que en realidad se necesitaba.

Un punto importante y no evaluado en este trabajo es la posible influencia que pueda tener el diámetro del equipo en la relación de alimentación de solución a partículas semilla para poder obtener las condiciones de operación continua. Ha sido reconocido que, en equipos de diámetro pequeño el choque entre partículas, es más continuo y severo (Ref. 23), mientras que en equipos con diámetro grande, dicha frecuencia de colisión de partículas disminuye. La importancia de este punto radica en que cuando se efectuó el escalamiento de los resultados experimentales para aplicarlos al diseño de equipo, el escalamiento se basó en que la capacidad evaporativa no afectaba la relación de alimentación de solución a partículas semilla, con lo cual se deduce que es cierto para los equipos de mismo diámetro, tal como se demostró experimentalmente en este trabajo. Pero como en el diseño, el diámetro del equipo deducido de los cálculos es mayor al utilizado experimentalmente, entonces por el momento se crea la incertidumbre de que dicha suposición no se puede aceptar completamente, ya que hay que investigar la forma en que el diámetro afectará al mecanismo de granulación, y que por lo tanto, hará que tanto el tiempo de residencia y el nivel de humidificación deban variar para poder obtener operaciones de proceso estable. Lo más probable es que se necesitará suministrar más agua o bien aumentar la relación de alimentación de solución a partículas semilla, para poder compensar la disminución en los



choques de partículas y poder mantener una misma velocidad de granulación.

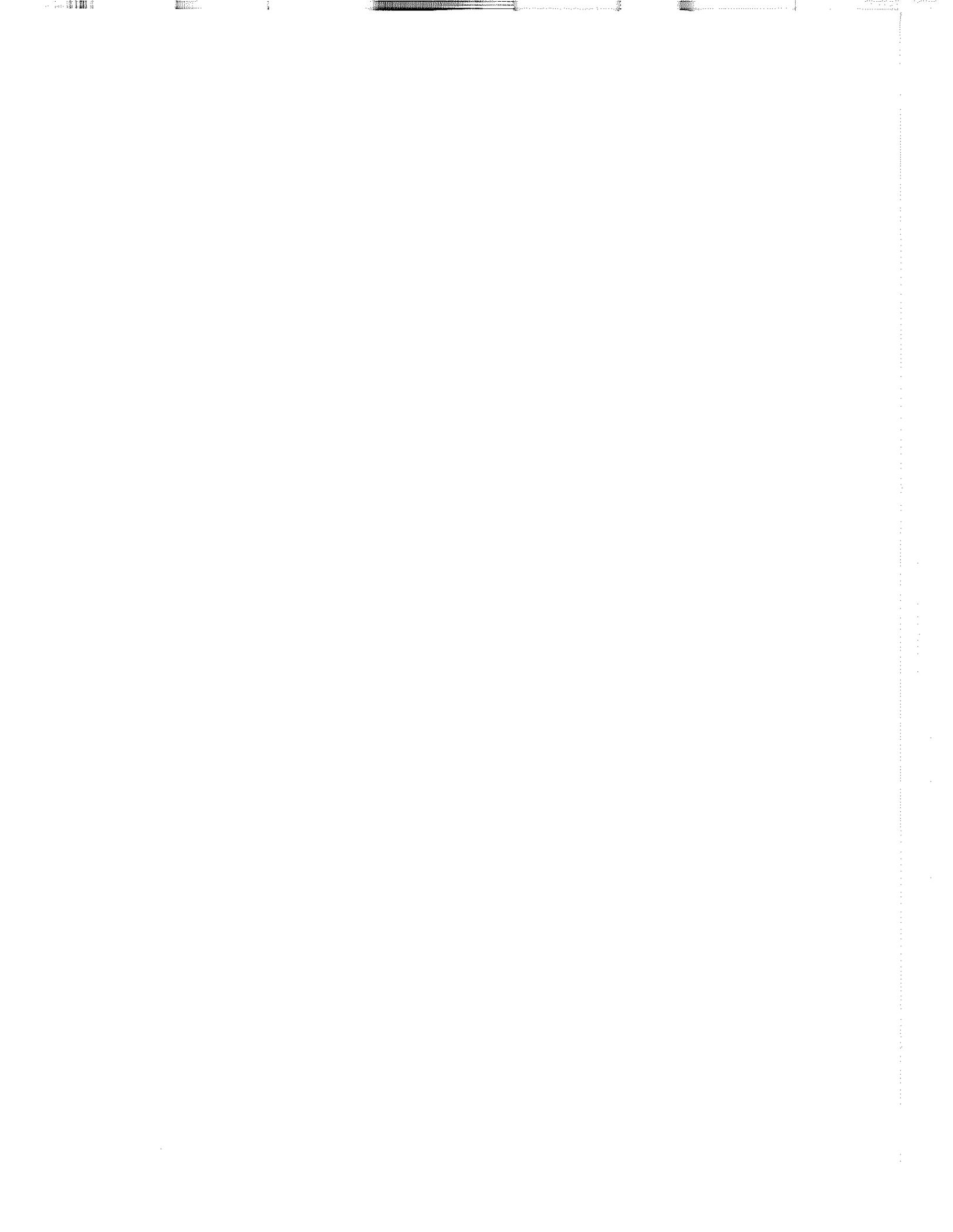
El contenido de zinc que se menciona en las pruebas sirve como indicación de que el producto que se obtenía era el monohidratado. El sulfato de zinc monohidratado tiene un contenido teórico de sulfato de zinc de 36% , pero el producto comercial suele garantizar un producto con un mínimo de zinc de 33%; es por ello que se considera que el producto que se obtenía en estas pruebas correspondía a un sulfato de zinc monohidratado. En el anexo 3, aparece un análisis efectuado por ICAITI en donde se verifica el resultado de contenido de zinc que se obtenía con el producto que se sacaba en las pruebas experimentales.

Debido a que la mayoría de criterios utilizados en el diseño de equipo se mencionaron conforme se iba realizando el mismo, lo único pertinente que se ha de discutir es respecto al sistema de atomización y al sistema de descarga de los sólidos. Como se mencionó en el diseño, el sistema de atomización recomendado, para usarse en los secadores granuladores en lecho fluido, es el atomizador rotatorio o bien el atomizador centrífugo; la desventaja del atomizador rotatorio es que comercialmente el más pequeño encontrado, suele tener un diámetro de 8 pies, y por lo tanto, no cabría en nuestro equipo de fluidización. Los atomizadores centrífugos de presión suelen ser más pequeños y pueden adaptarse más fácilmente. La utilización de atomizadores individuales de presión dieron resultados aceptables en estas pruebas; la única modificación que es conveniente considerar es encaquetar la tubería de alimentación que se introduce dentro del lecho fluido con el objeto de disminuir la incrustación y cristalización dentro de la misma, además de que se recomienda sustituir la bomba centrífuga de atomización por una bomba de desplazamiento positivo, la cual ayudaría a evitar que se bloqueen las boquillas de atomización, ya que forzaría la salida de la solución. De la descarga de sólidos, se observó



experimentalmente que los gránulos con sobretamaño tenían mayores problemas para descargarse por la salida superior utilizada, debido a que la velocidad de fluidización a veces no era lo suficiente para elevar al material hasta la descarga; esto también hacía que aumentaran de tamaño, pues en lugar de salir, se iban depositando en el fondo y eran rociados por la solución, y por lo tanto iban creciendo. Eventualmente bloqueaban agujeros del plato perforado y alteraban la fluidización. Por lo tanto, es conveniente prever en el diseño que dicha descarga se haga por la parte baja del equipo.

Las ventajas y desventajas que presenta el secador granulador respecto a la torre de secado son las siguientes: Primero, una ventaja es la capacidad del equipo; con un equipo más pequeño, se puede obtener el mismo resultado que hace una torre de secado. Por información obtenida de Barr & Murphy Canada Ltd. (Ver Anexo 4), se encontró que para la misma capacidad evaporativa con la que se diseñó este equipo, es necesario una torre de secado de 7 metros de alto por 4 metros de diámetro para que efectuó el mismo trabajo que hace el equipo de lecho fluido propuesto aquí, el cual mide 2.25 metros de altura por 1.20 metros de diámetro. Otras ventajas que tiene el lecho fluido son el tamaño del gránulo, el tamaño que se puede obtener como ya se dijo, es hasta de 5 mm, mientras que en torres de secado el mayor tamaño alcanza usualmente 0.5 mm. Otra ventaja es la mejor dispersabilidad en agua que se obtiene con producto granulado en lecho fluido, que con torres de secado, además de que la resistencia a la presión es también mejor, y la densidad del producto es un poco mayor. Las desventajas significativas son que se necesitan más equipos para operar un sistema continuo; el equipo de lecho fluido requiere una observación constante de las condiciones de operación en orden para obtener una operación continua. Los gránulos obtenidos en lecho fluido, debido a su forma amorfa, presentan menor libertad de fluidez, y debido a su tamaño y a la forma tienden a formar más polvo con el manejo.



CONCLUSIONES

1. El proceso continuo de secado y granulación, en lecho fluido para el sulfato de zinc en solución, es posible.
2. Las condiciones más productivas para el proceso continuo de secado y granulación en lecho fluido de soluciones de sulfato de zinc al 35% en peso, para obtener un producto granulado de sulfato de zinc monohidratado, con un tamaño en el rango de 1.5 a 3 mm y con un contenido máximo de humedad de 1%, son: temperatura de lecho fluido de 120°C, velocidad de operación de 2 a 2.5 m/s, relación de alimentación de solución/partículas semilla de 0.5 y tiempo de residencia de 5 minutos.
3. El aumentar o disminuir la capacidad evaporativa del mismo equipo no influye en la relación que existe entre la alimentación de solución a la alimentación de partículas semilla, ni tampoco en el tiempo de residencia, para el secado y granulación de sulfato de zinc.
4. El nivel de humidificación más productivo, para efectuar la granulación de sulfato de zinc en solución al 35%, es de 22.5% .



RECOMENDACIONES

1. Se debe evaluar la influencia que pueda tener el diámetro de la cámara de fluidización sobre la relación de alimentación de solución a partículas semilla, y en el tiempo de residencia, para que el diseño futuro de equipos de secado y granulación sea completamente certero.

2. Se propone encontrar una relación cuantitativa que explique el aumento de tamaño de las partículas semilla con el tiempo, de manera que para cálculos futuros se deba solamente recurrir a dicha ecuación, para poder encontrar las condiciones óptimas de operación.

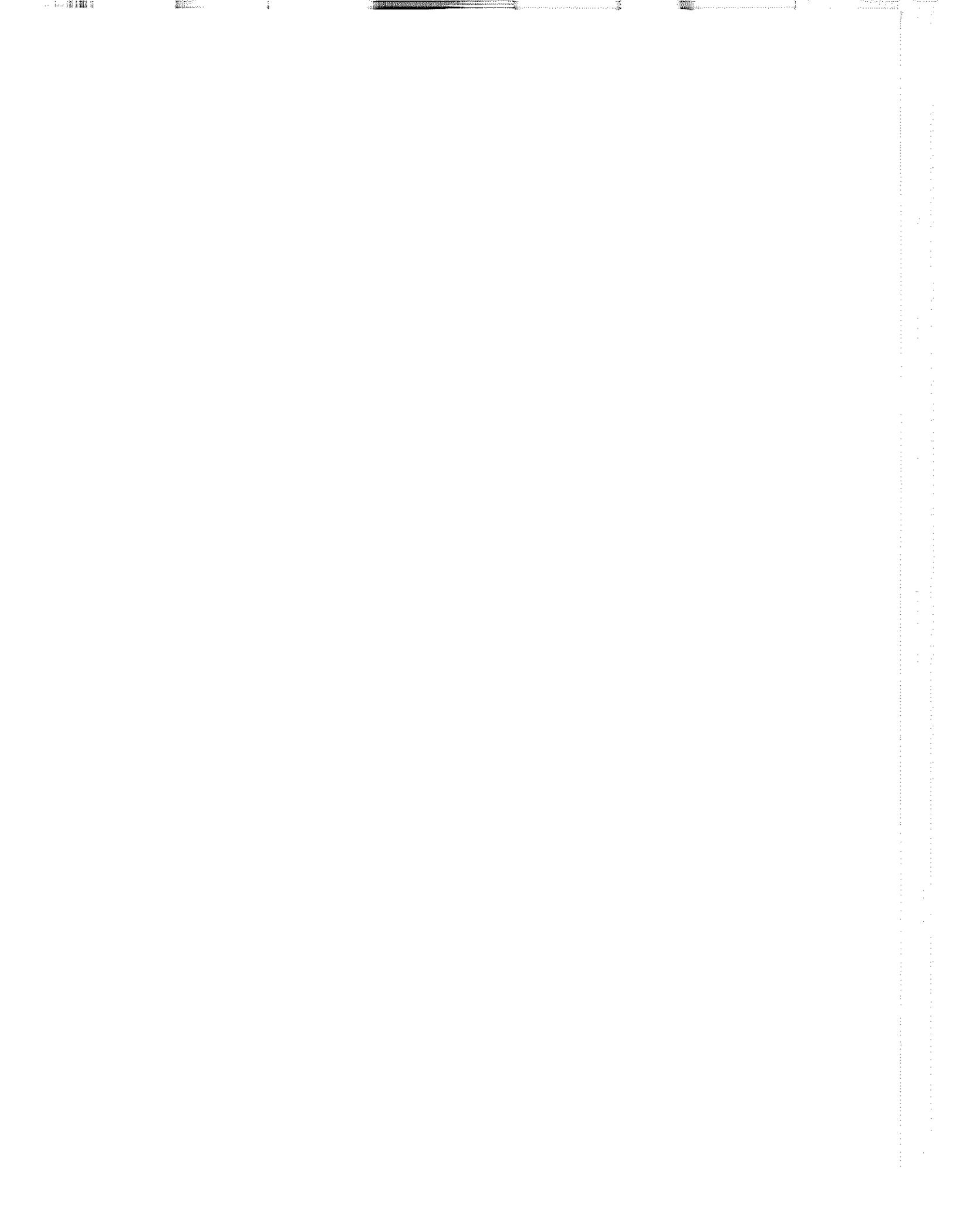


REFERENCIAS

1. METHENY, D.E. et al. Particle growth fluidized bed dryers.
Chemical Engineering Progress. Vol. 58. No. 6. U.S.A.
Edit. McGraw Hill. June 1962. p. 45 - 48 .
2. BAUER, Wolf G. Fluid-Bed Unit Cuts Short Circuits. Chemical
Engineering. U.S.A. Edit. McGraw Hill. February 1956.
p. 116 - 118.
3. PHILOON, W.C. et al. Uranium trioxide in a fluidized bed
reactor. Chemical Engineering Progress. Vol. 56. No. 4.
U.S.A. Edit. McGraw Hill. April 1960. p. 106 - 112.
4. CHRISTIANSEN, O.B. Polymer Drying and Cooling Systems.
Chemical Engineering Progress. U.S.A. Edit. McGraw
Hill. November 1979. p. 58 - 64 .
5. MORTENSEN, Sten. et al. Fluidized-Bed Spray Granulation.
Chemical Engineering Progress. U.S.A. Edit. McGraw
Hill. April 1983. p. 37 - 42.
6. PAPAGIANNES, George J. Select the Right Dryer.
Chemical Engineering Progress. U.S.A. Edit. McGraw
Hill. December 1992. p. 20 - 27.
7. SHAW, Fred V. Fresh Options in Drying. Chemical Engineering.
U.S.A. Edit. McGraw Hill. July 1994. p. 76 - 84.
8. NIKS, Anton. et al. Process for Urea Granulation.
United States Patent, No. 4,219,589 . Aug. 26, 1980.
9. JOSCELYNE, F.M. Manufacture of Caustic Soda Granules.
United States Patent, No. 2,635,684 . April 21, 1953.



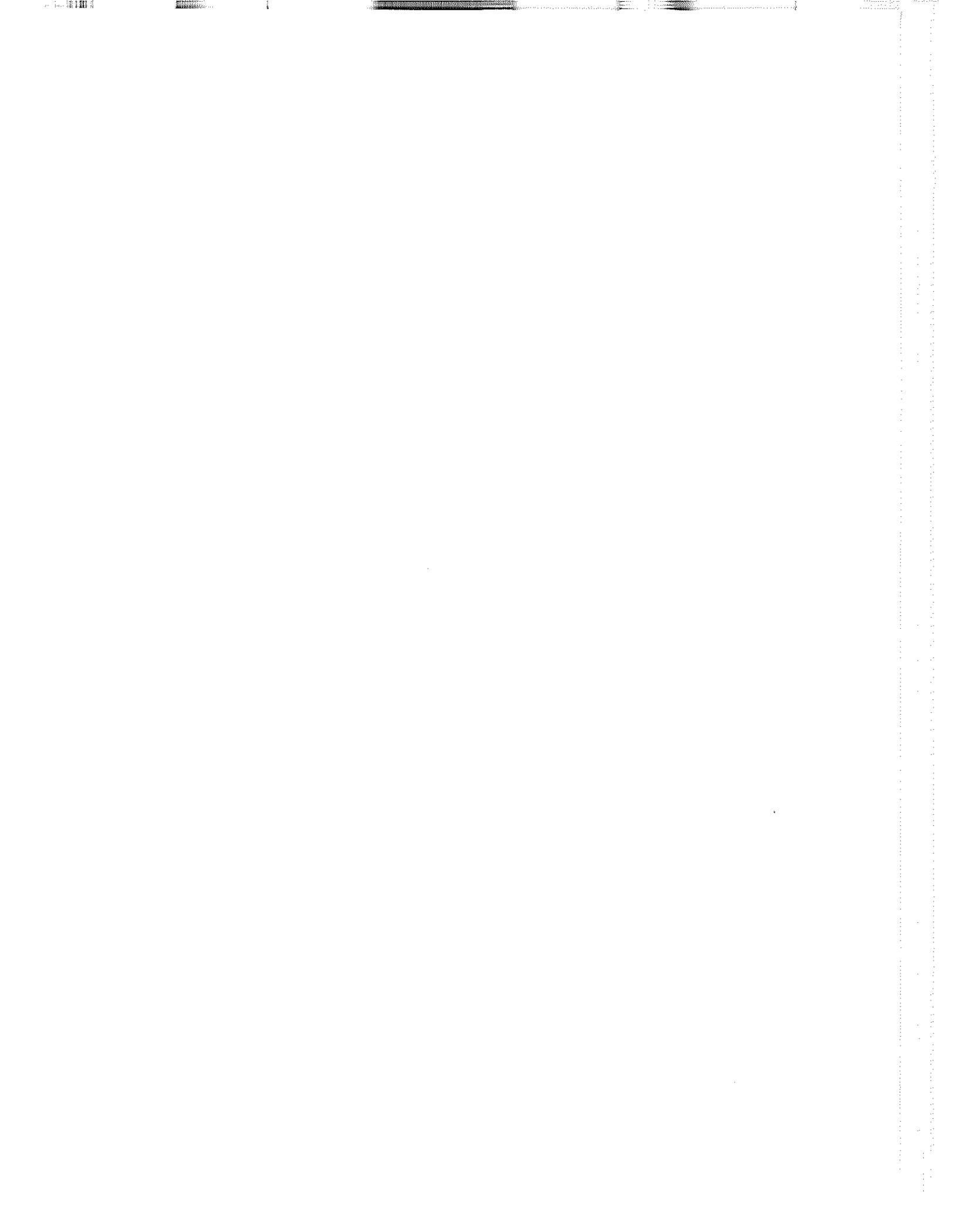
10. BOWDEN, J.H. et al. Process for preparing powder and granular calcium chloride products. United States Patent, No. 3,339,618 . Sept. 5, 1967.
11. OTSUKA, Eiji. et al. Process for producing granular compound fertilizer. United States Patent, No. 3,539,326. 1970.
12. WISNESKI, P.M. et al. Particularization Method. United States Patent, No. 3,334, 160 . Aug. 1, 1967 .
13. GUPTA, R. et al. Advances in Drying. Chapter 5 and 6. Volume 2. p. 155 - 232. Ed. Mujumdar, A.S. Hemisphere, Washington, D.C., 1983.
14. HOVMAND, Svend. Fluidized Bed Drying. Chapter 6 in Handbook of Industrial Drying. Ed. Mujumdar, A.S. Hemisphere, McGraw Hill, New York. p. 165 - 225 .
15. DURAN, Miguel A. Granulación en cama fluida. Tesis: Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos. Guatemala. 1993. p. 47 .
16. MUNOZ, Luis F. Optimización del horneado de Bicarbonato de Sodio en un secador de cama fluida. Comparación con un Secador de bandejas . Tesis: Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos. Guatemala. 1990. p. 168 .
17. ZETINA, Rodrigo. Estudio de fluidización de Bicarbonato de Sodio. Su aplicación a la industria farmacéutica. Tesis: Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos. Guatemala. 1978. p. 73 .
18. FIGUEROA, Sandra. Limpieza y Deshidratación de la Semilla de Amaranto mediante un secador de lecho fluidizado. Tesis Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos. 1986.



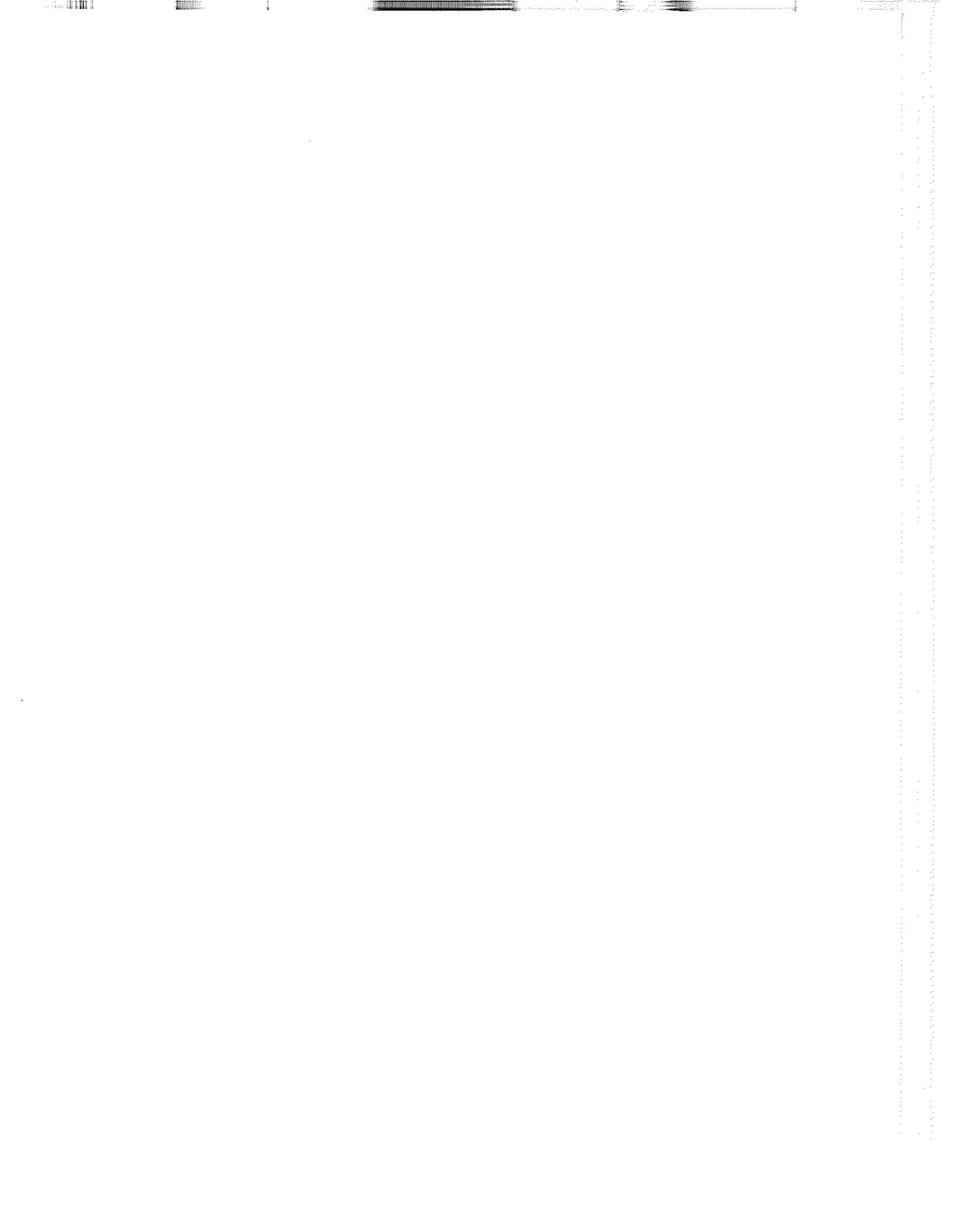
19. KIRK & OTHMER. Encyclopedia of Chemical Technology.
Third edition. Volume 24, 861, 1980 .
20. VANECEK. et al. Fluidized Bed Drying. Leonard Hill. London.
England. 1965.
21. KUNII, Daizo. et al. Fluidization Engineering.
Wiley, New York. 1969. Reprinted by Robert G. Krieger
Publishing Co., Inc. Huntington, New York, 1977.
22. FEECO INTERNATIONAL, INC. Handbook. Copyright - 9th
Printing. U.S.A. 1990 .
23. PERRY, Robert. et al. Manual del Ingeniero Químico.
Ed. McGraw Hill. Segunda edición en español. Impreso en
México, 1973.
24. GEANKOPLIS, Christie J. Procesos de Transporte y Operaciones
Unitarias. Compañía Editorial Continental, S.A. Impreso
en México, 1989.



ANEXOS



ANEXO 1



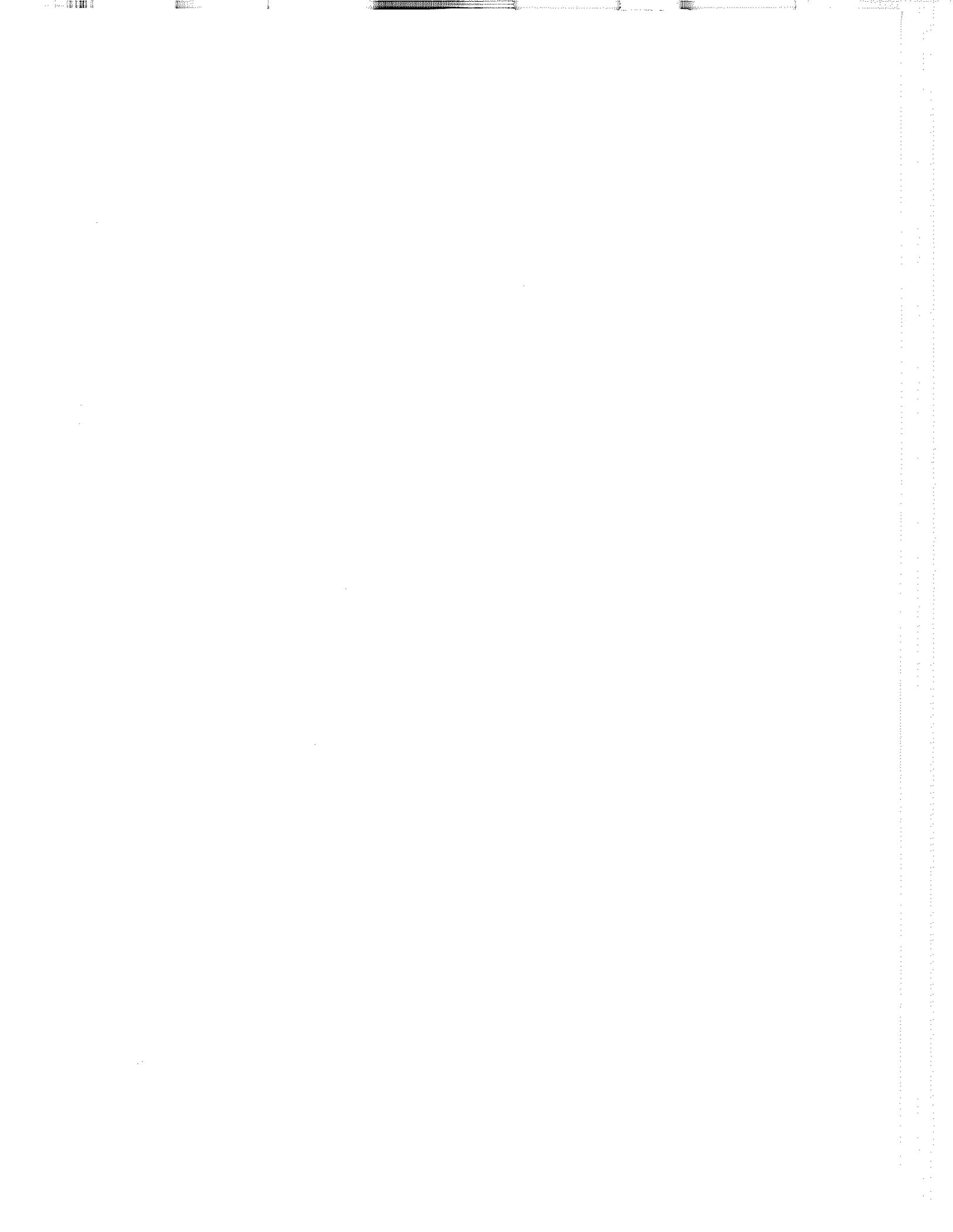


FIGURA 7
Humedad y Granulometría vrs. T medio

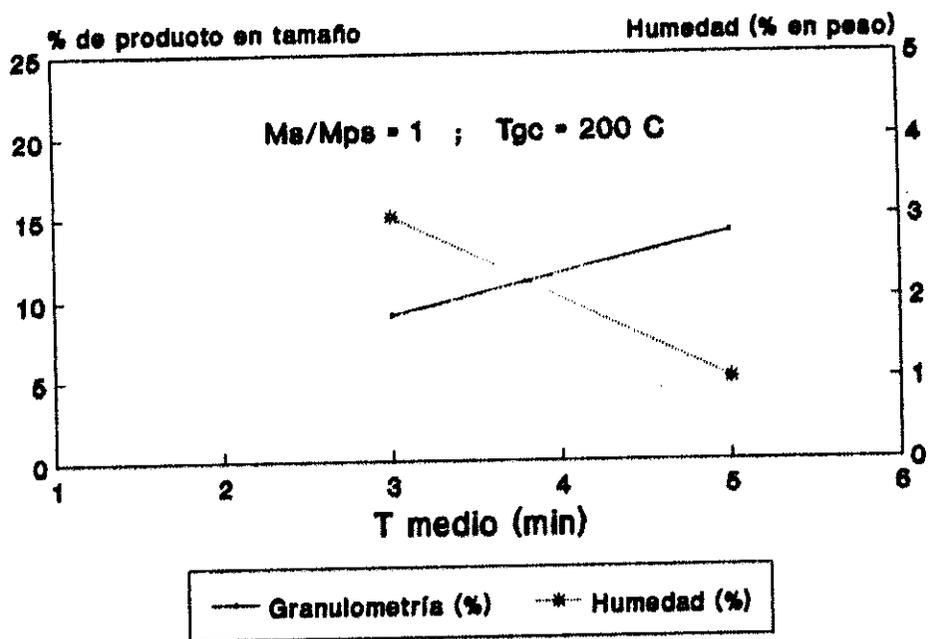
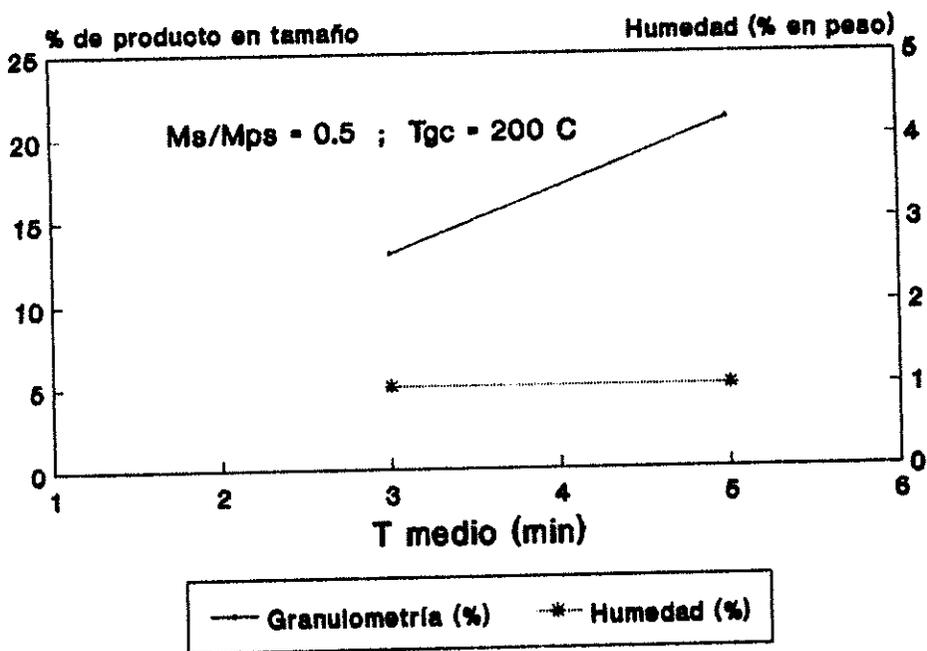


FIGURA 8
Humedad y Granulometría vrs. T medio



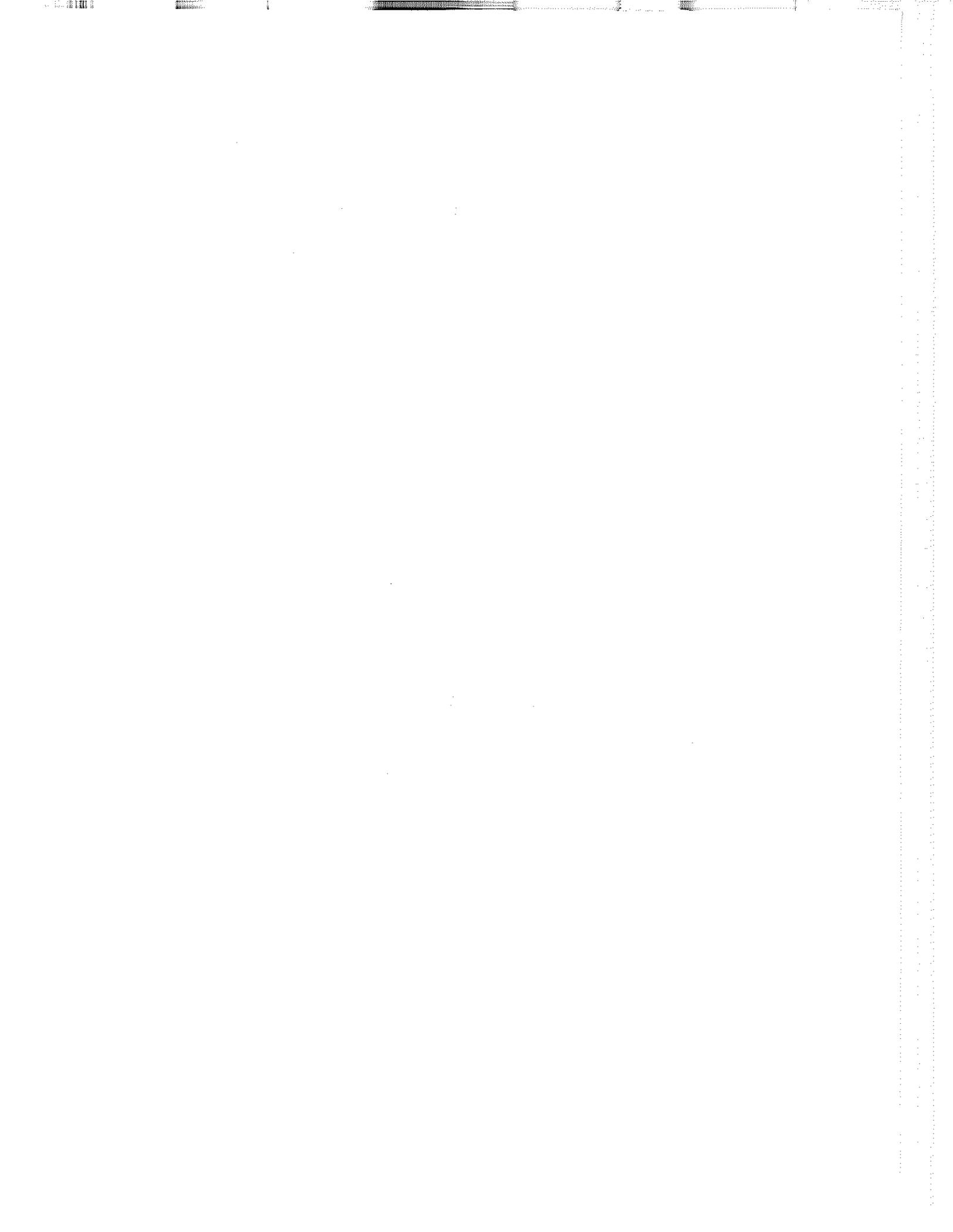


FIGURA 9
Humedad y Granulometría vrs. T medio

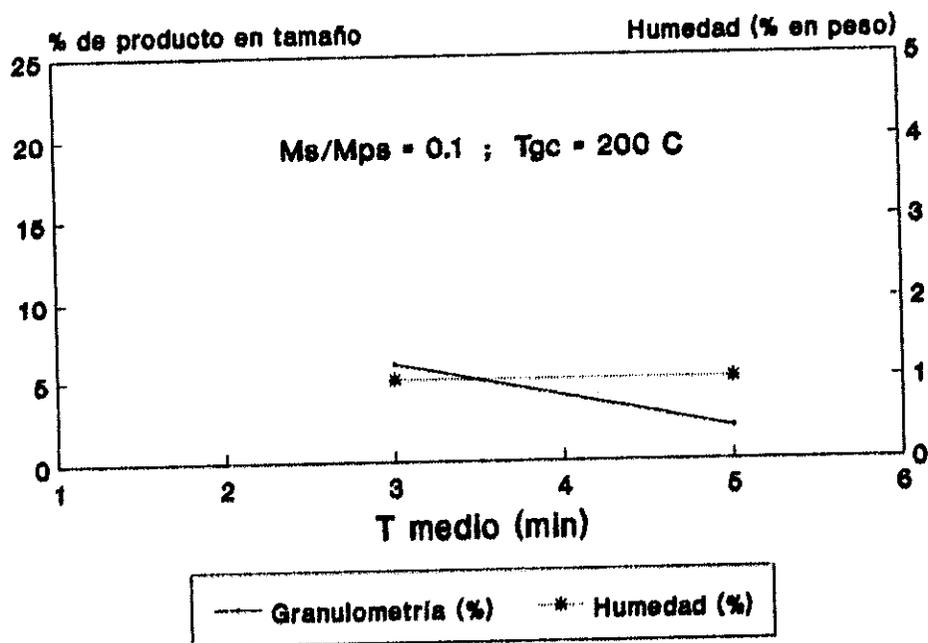
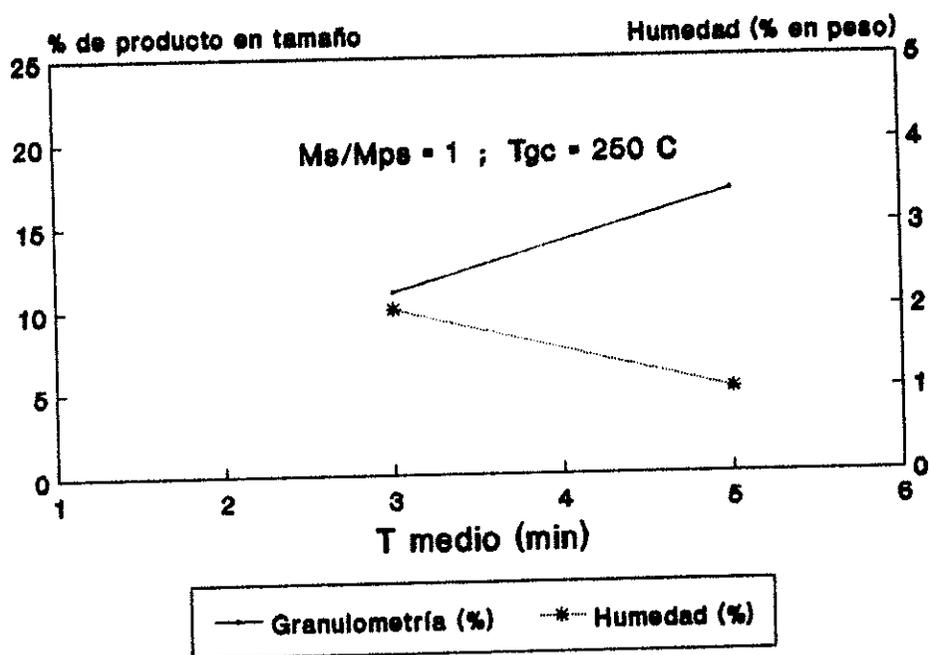


FIGURA 10
Humedad y Granulometría vrs. T medio



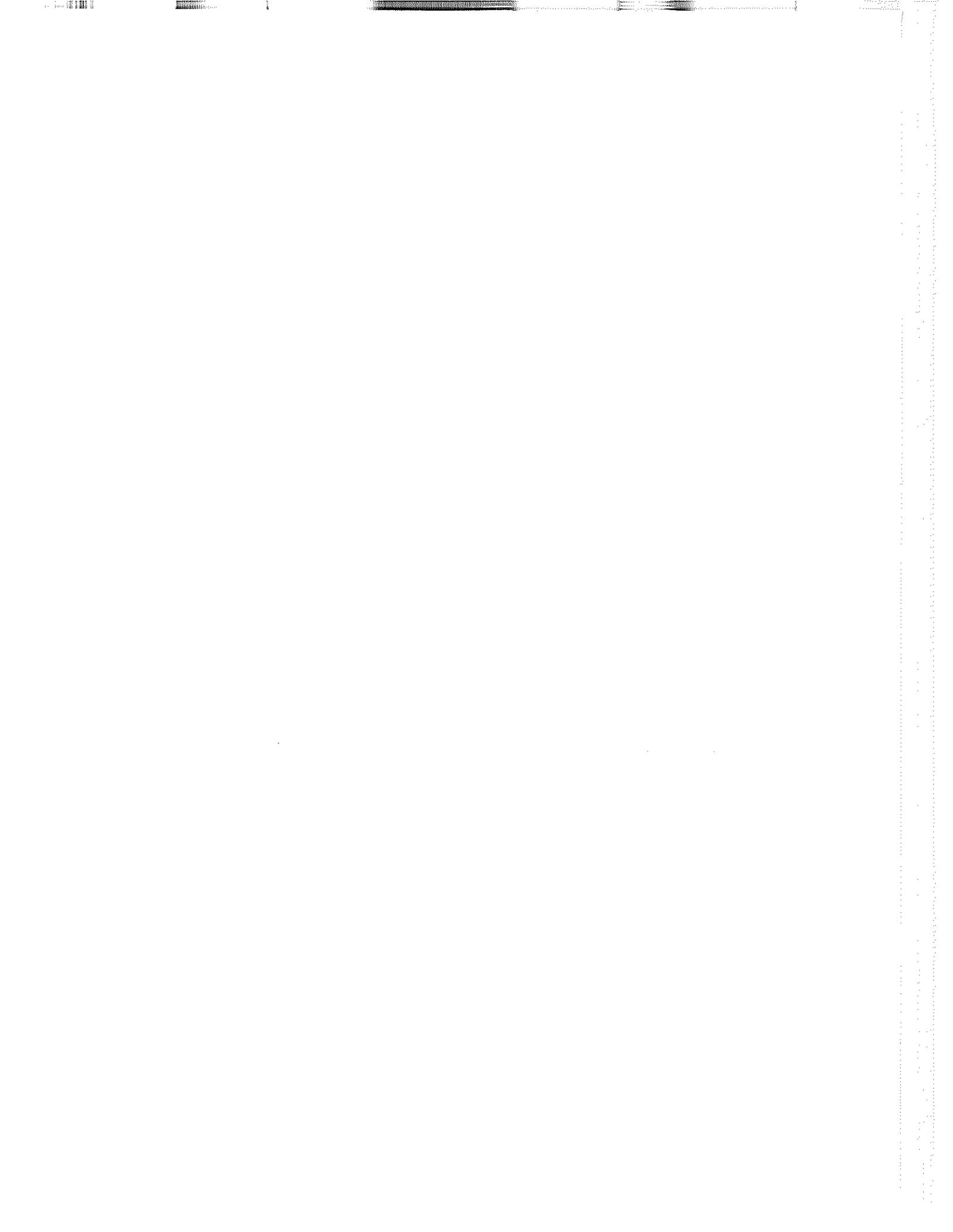


FIGURA 11
Humedad y Granulometría vrs. T medio

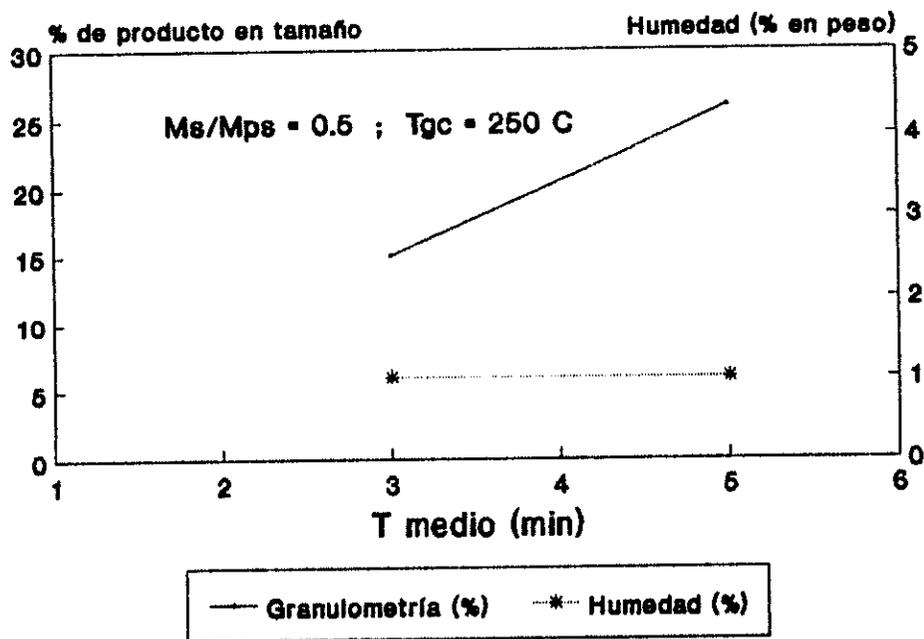
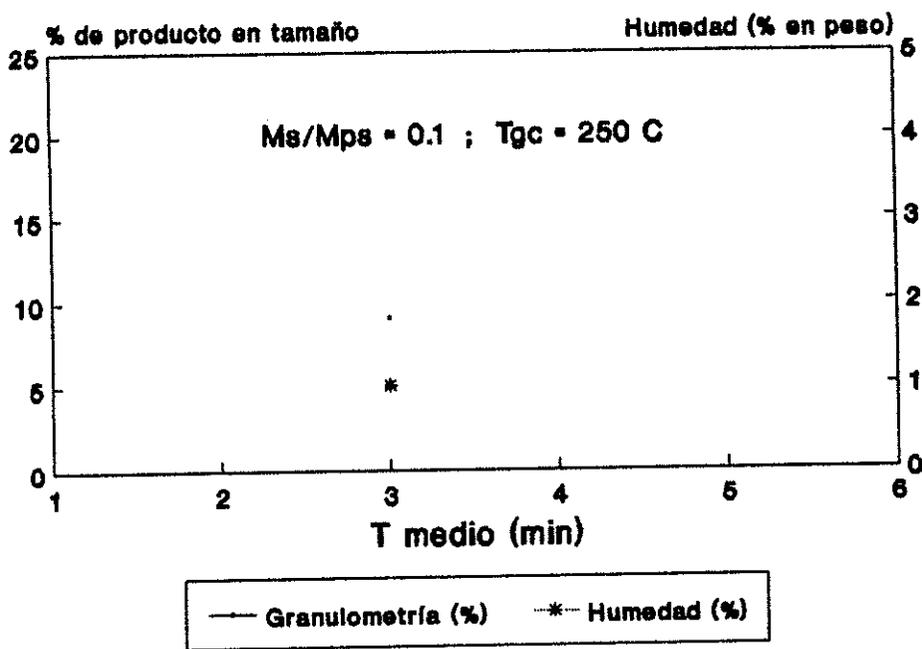


FIGURA 12
Humedad y Granulometría vrs. T medio





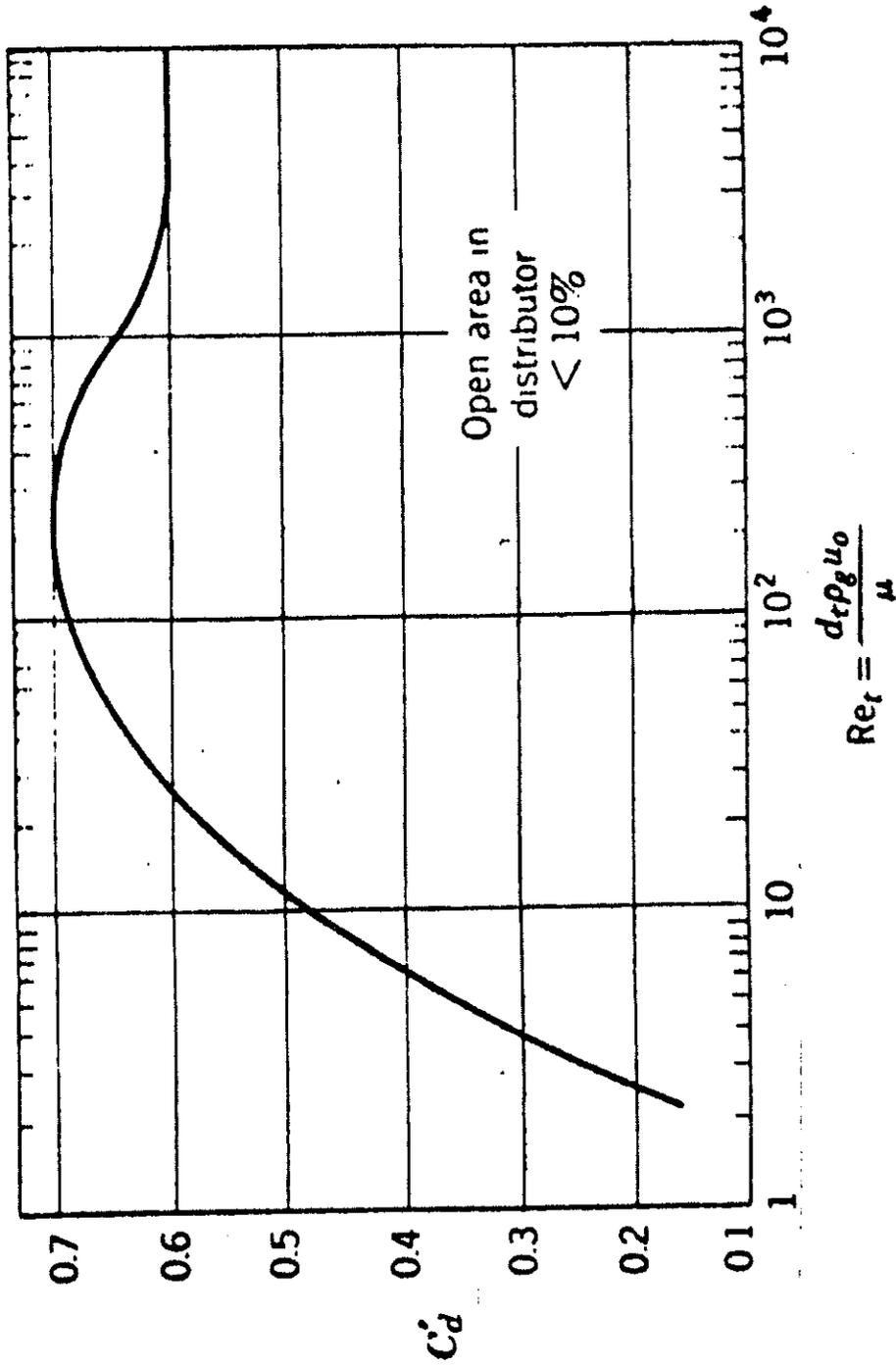
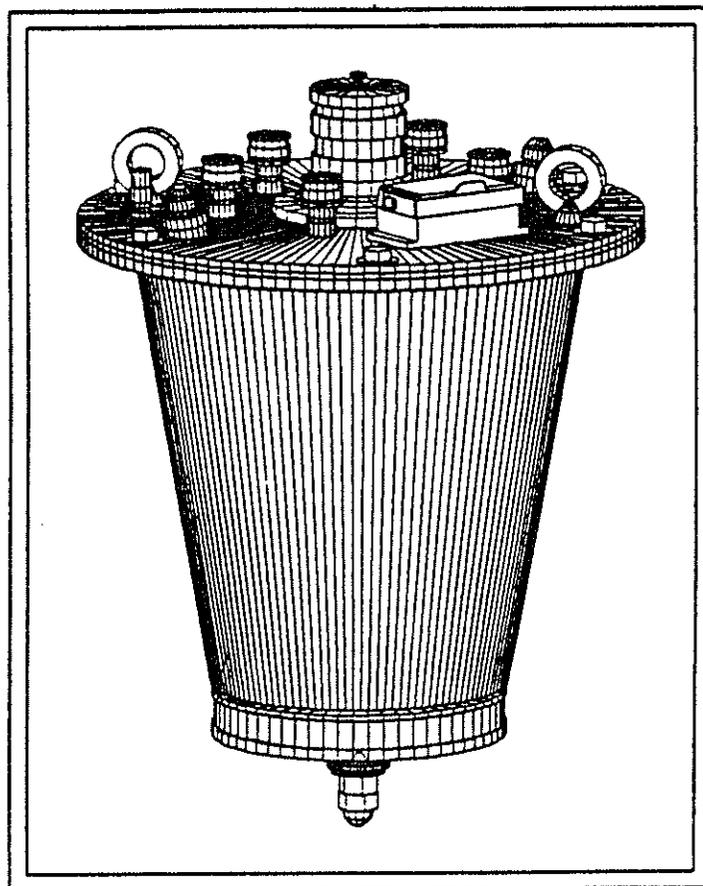
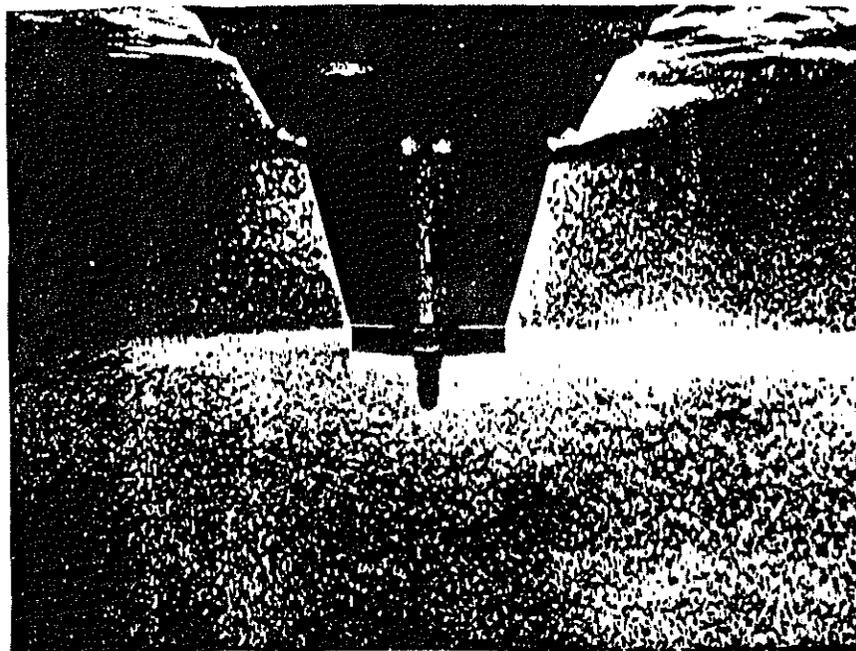


FIGURA 13. Coeficiente de orificio vrs. número de Reynolds basado en el diámetro de la cámara de aproche.



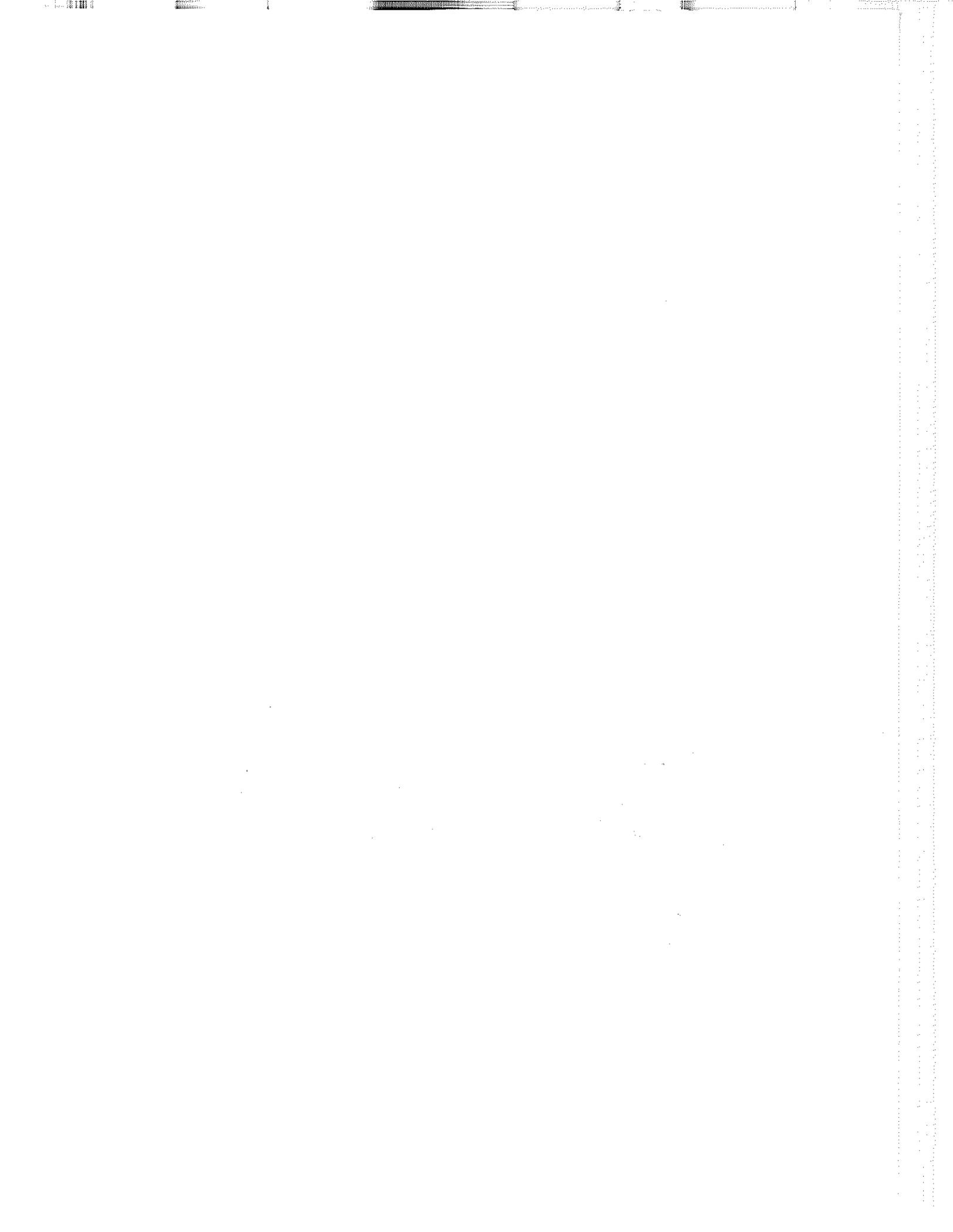


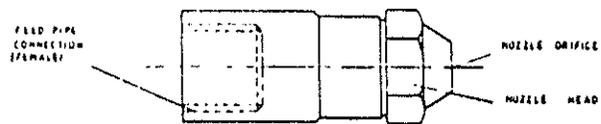
a) Esquema de atomizador rotatorio



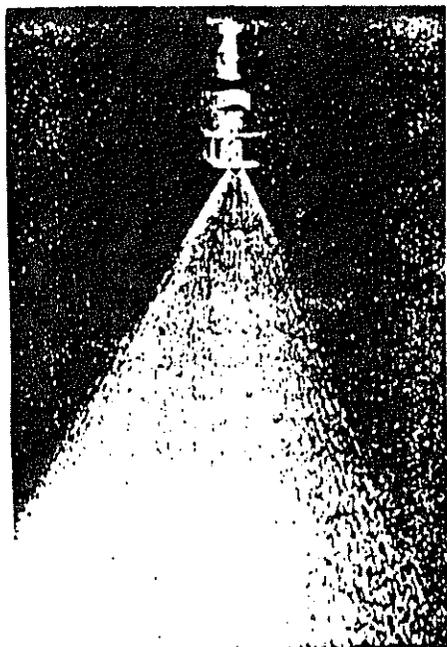
b) Atomizador rotatorio en operación

FIGURA 14.



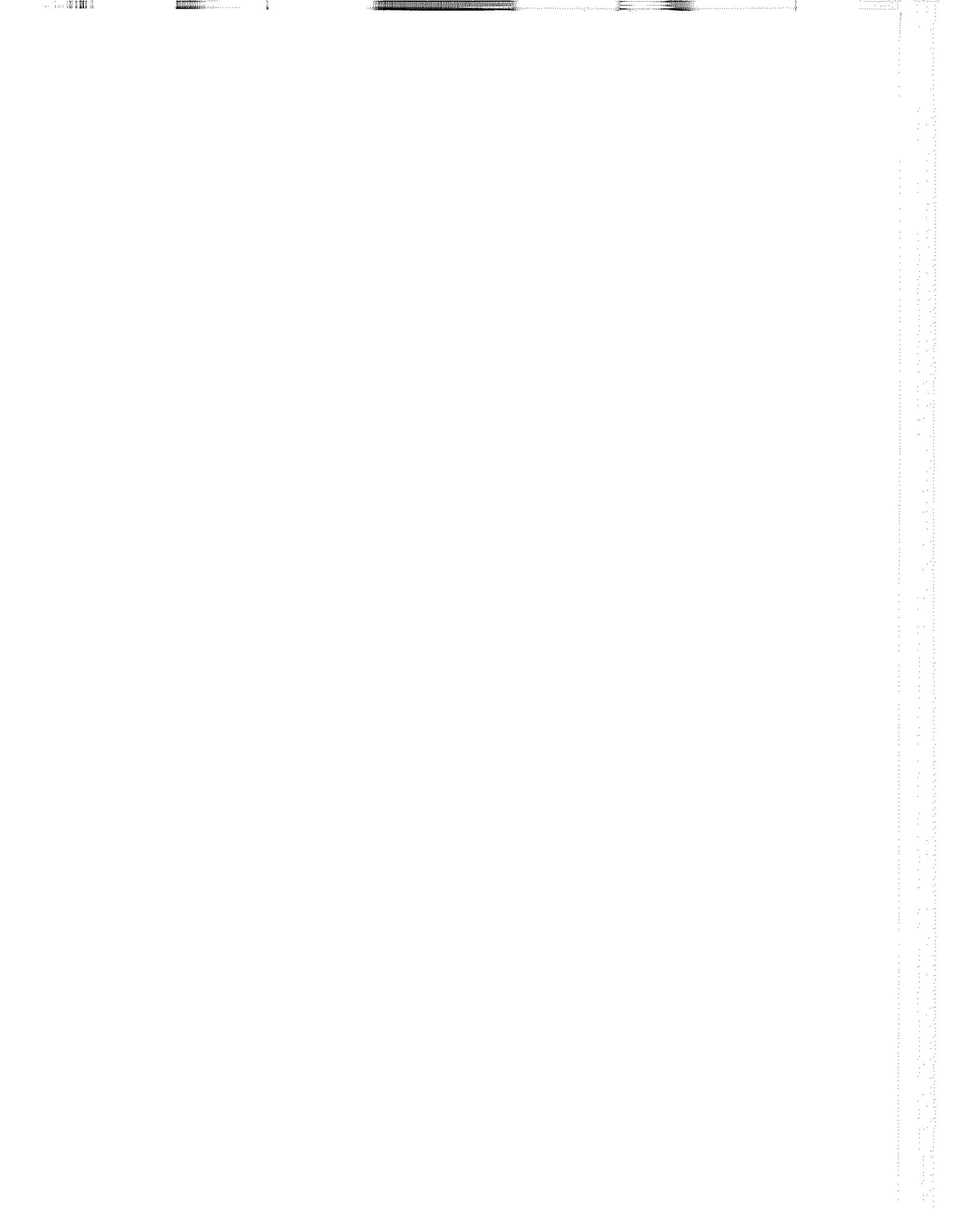


a) Esquema de atomizador de presión



b) Atomizador de presión en operación

FIGURA 15.



ANEXO 2

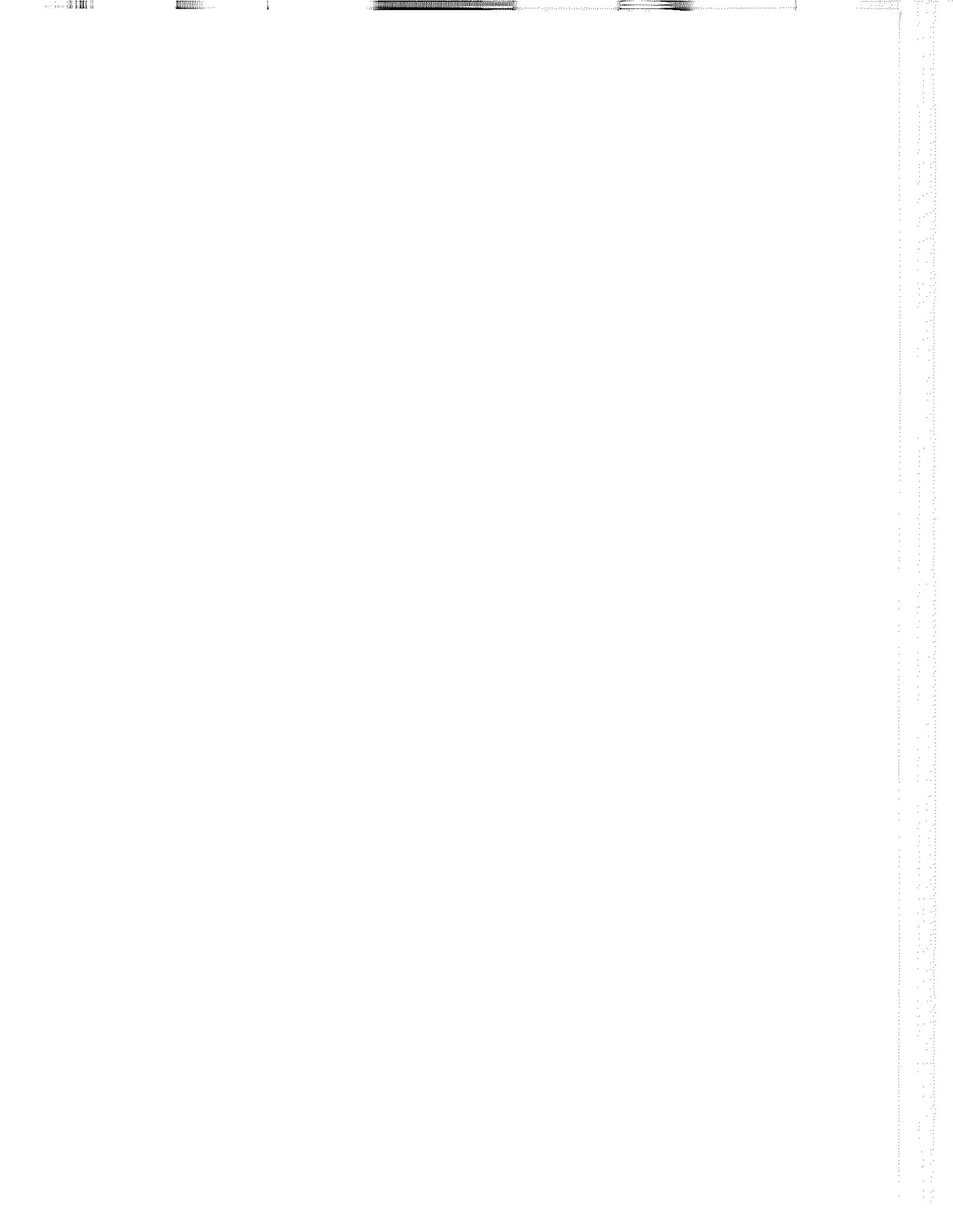


TABLA 1

Prueba No.	CONDICIONES DE LAS PRUEBAS							RESULTADOS DE LAS PRUEBAS				
	T _{gc} (°C)	U _o (m/s)	M _s (kg/h)	M _{ps} (kg/h)	M _s /M _{ps}	T _m (min)	Z (kg)	Resultado "±" δ ¹⁰⁰	T _v (°C)	Humedad en producto (%)	% de producto en tamaño de 1.5 a 3 mm	% de producto con tamaño arriba de 3 mm
1	200	2.4	16	1.6	10	3	0.40	-	-	-	-	-
2	200	2.4	16	1.6	10	5	0.66	-	-	-	-	-
3	200	2.4	16	3.2	5	3	0.47	-	-	-	-	-
4	200	2.4	16	3.2	6	5	0.80	-	-	-	-	-
5	200	2.4	16	16	1	3	1.11	+	190	3	9	32
6	200	2.4	16	16	1	5	1.86	+	130	1	14	26
7	200	2.4	16	32	0.5	3	1.91	+	126	<1	13	16
8	200	2.4	16	32	0.5	5	3.20	+	126	<1	24	7
9	200	2.4	16	160	0.1	3	8.30	+	110	<1	6	3
10	200	2.4	16	160	0.1	5	13.86	+	110	<1	2	0.5

TABLA 2

Prueba No.	CONDICIONES DE LAS PRUEBAS							RESULTADOS DE LAS PRUEBAS				
	T _{gc} (°C)	U _o (m/s)	M _s (kg/h)	M _{ps} (kg/h)	M _s /M _{ps}	T _m (min)	Z (kg)	Resultado "±" δ ¹⁰⁰	T _v (°C)	Humedad en producto (%)	% de producto en tamaño de 1.5 a 3 mm	% de producto con tamaño arriba de 3 mm
1	260	2.5	30	3	10	3	0.74	-	-	-	-	-
2	260	2.5	30	3	10	5	1.23	-	-	-	-	-
3	260	2.5	30	6	5	3	0.89	-	-	-	-	-
4	260	2.5	30	6	6	6	1.48	-	-	-	-	-
5	260	2.5	30	30	1	3	2.10	+	145	2	11	36
6	260	2.5	30	30	1	5	3.48	+	130	<1	17	24
7	260	2.5	30	60	0.5	3	3.69	+	120	<1	15	13
8	260	2.5	30	60	0.5	5	5.98	+	115	<1	26	12
9	260	2.5	30	300	0.1	3	16.00	+	110	<1	9	6
10	260	2.5	30	300	0.1	6	26.98	+	-	-	-	-



OBSERVACIONES DE LAS PRUEBAS DE LA TABLA 1:

* En las pruebas 1 a 4 de la tabla 1, se pegó material a las paredes del equipo, hubo excesiva humedad y se detuvo la fluidización ya que se formaron grumos y bolas grandes, las cuales se depositaron en el fondo del lecho fluido y con el transcurso del tiempo obstruyeron el plato perforado. Además se bloquearon las boquillas de atomización y se presentó incrustación dentro de las mismas y de la tubería que conducía la solución.

* En las pruebas 5 y 6 los resultados fueron mejores, ya no se pegó material a las paredes del equipo, pero si se formaron todavía una cantidad considerable de aglomerados. El atomizador no se bloqueo en el desarrollo de las pruebas pero si presentaba incrustaciones por fuera.

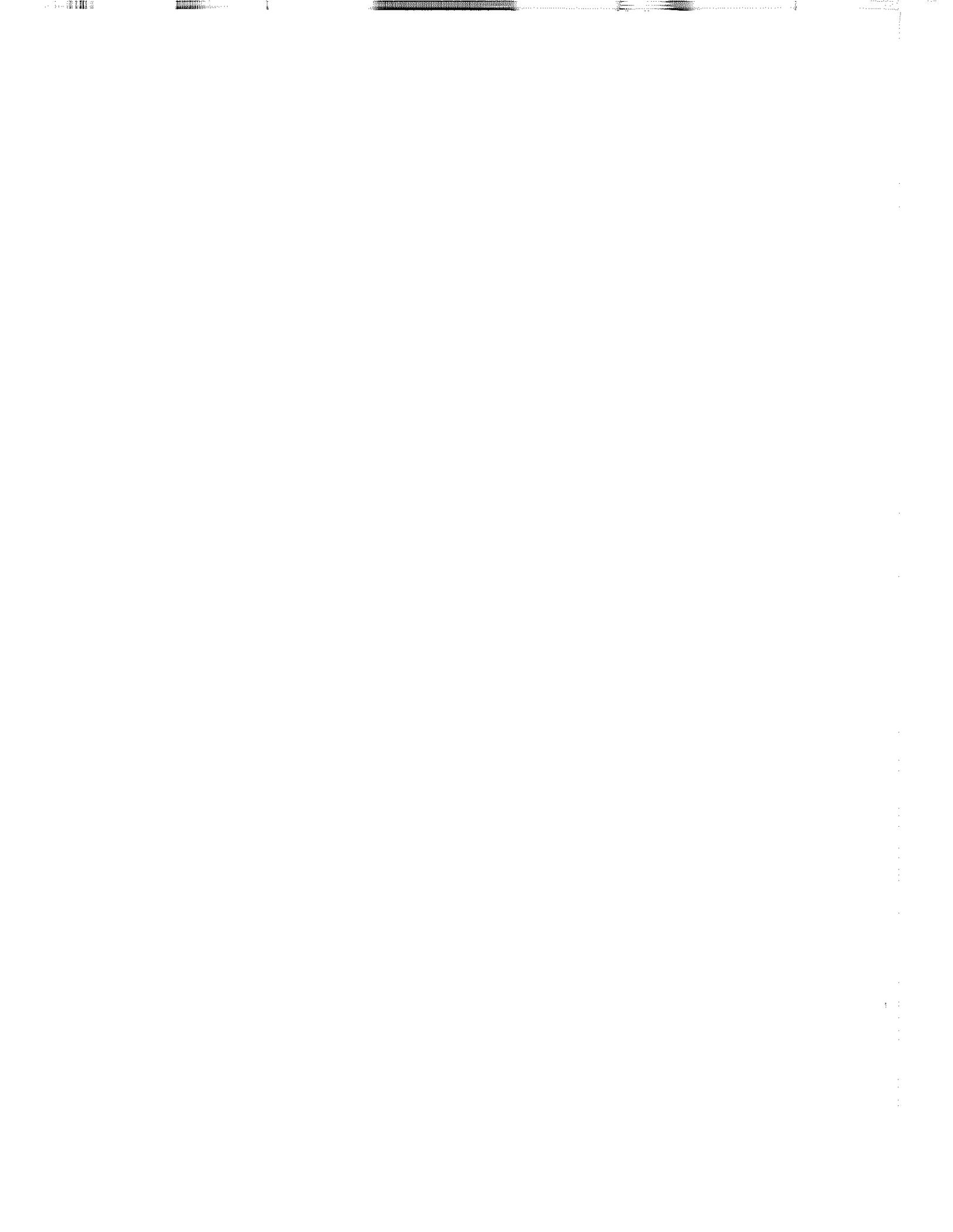
* En las pruebas 7 a 10 los resultados de operación fueron satisfactorios, la fluidización fue en forma general aceptable, la incrustación en el atomizador todavía existió pero en menor proporción a las pruebas 5 y 6. No se observó ningún aglomerado excesivamente grande.

OBSERVACIONES DE LAS PRUEBAS DE LA TABLA 2:

* Básicamente las observaciones de las pruebas 1 a 6 fueron las mismas que en la tabla 1. En las pruebas 7 a 9 los resultados de operación fueron satisfactorios, la fluidez fue aceptable, y no se observó aglomerados grandes. La prueba 10 no se pudo realizar debido a que era demasiada carga la que se retenía en el lecho y el secador no la pudo trabajar.



ANEXO 3





INSTITUTO CENTROAMERICANO DE INVESTIGACIÓN
Y TECNOLOGÍA INDUSTRIAL

ICAITI

AVENIDA LA REFORMA 4-47 ZONA 10 GUATEMALA 01010 GUATEMALA C. A.
APARTADO POSTAL 1552 FAX (502) 2-317470 TEL (502) 2-310631 Y 2-340209
E-MAIL GENERAL@ICAITI.ORG.GT

INFORME DE LABORATORIO

Interesado	Muestra Sulfato de Zinc <u>Condiciones de la muestra</u> Tal como fue entregada al ICAITI	Orden trabajo ICAITI 96-1713 Registro ICAITI M-157294 Fecha de recibo: 1996 06 21 Inicio de análisis: 1996 06 21 Fecha de entrega: 1996 07 26
------------	---	---

RESULTADO:

ANALISIS QUIMICO

Zinc (como Zn): 33.40%
Sulfatos (SO₄): 49.85%

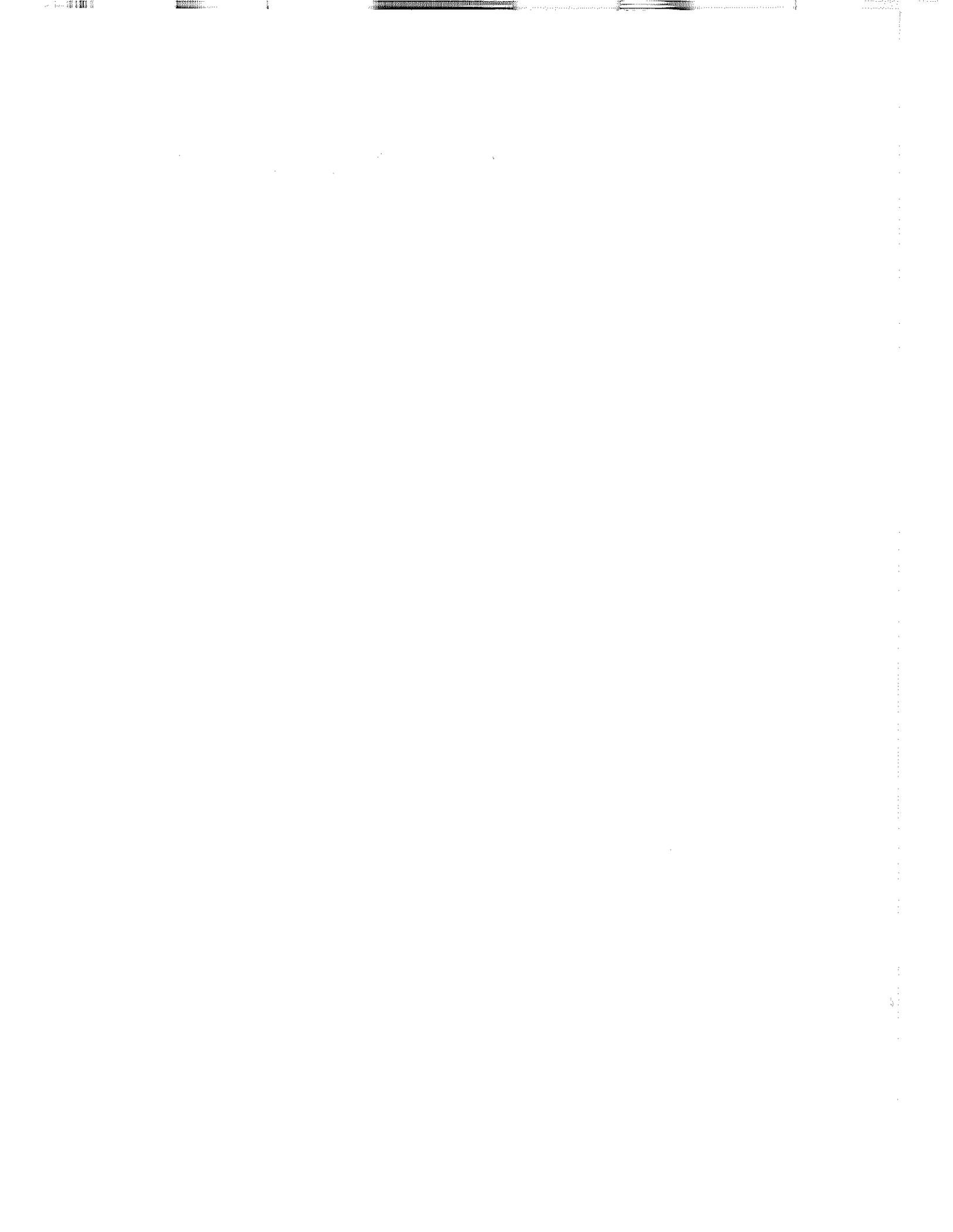
OBSERVACIONES:

Determinaciones por duplicado
Método: Espectrofotometría de Absorción Atómica

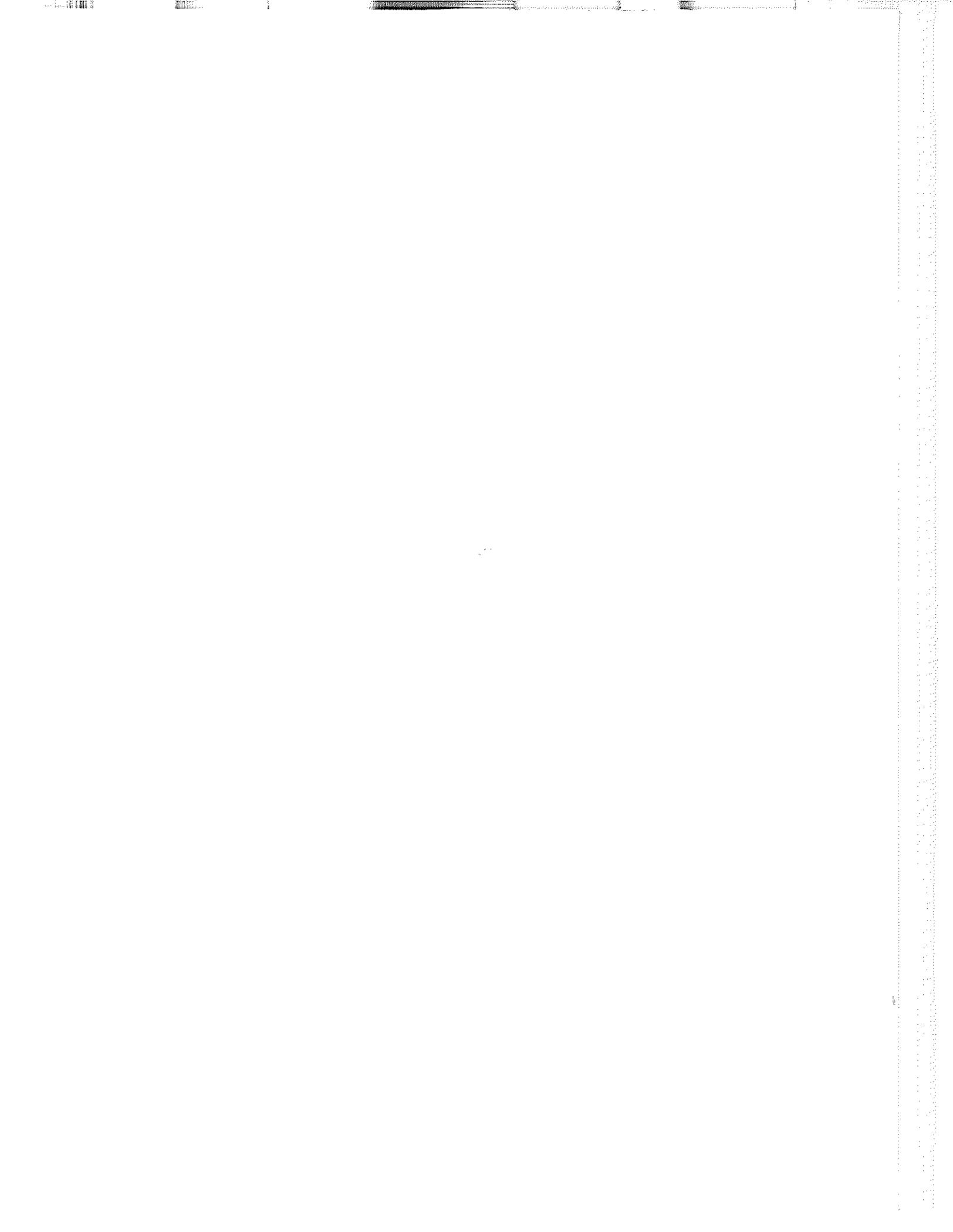
El resultado de este informe, solo afecta a las muestras sometidas al análisis.
No deberá reproducirse total ni parcialmente, sin la aprobación por escrito del Director de ICAITI

LABORATORIO:
QUÍMICA GENERAL

Tomás Prieto
LIC. TOMÁS PRIETO



ANEXO 4





BARR & MURPHY (CANADA) Ltée/Ltd.

92 BOULEVARD PREVOST, BOISBRIAND, QUEBEC, CANADA J7G 2S2

Telephone: (514) 437-5252 - Telefax: (514) 437-6740 - Telex: 05-835564

PRELIMINARY TENDER FOR ONE SPRAY DRYER FOR INORGANIC SALTS BARR & MURPHY

I DUTY:

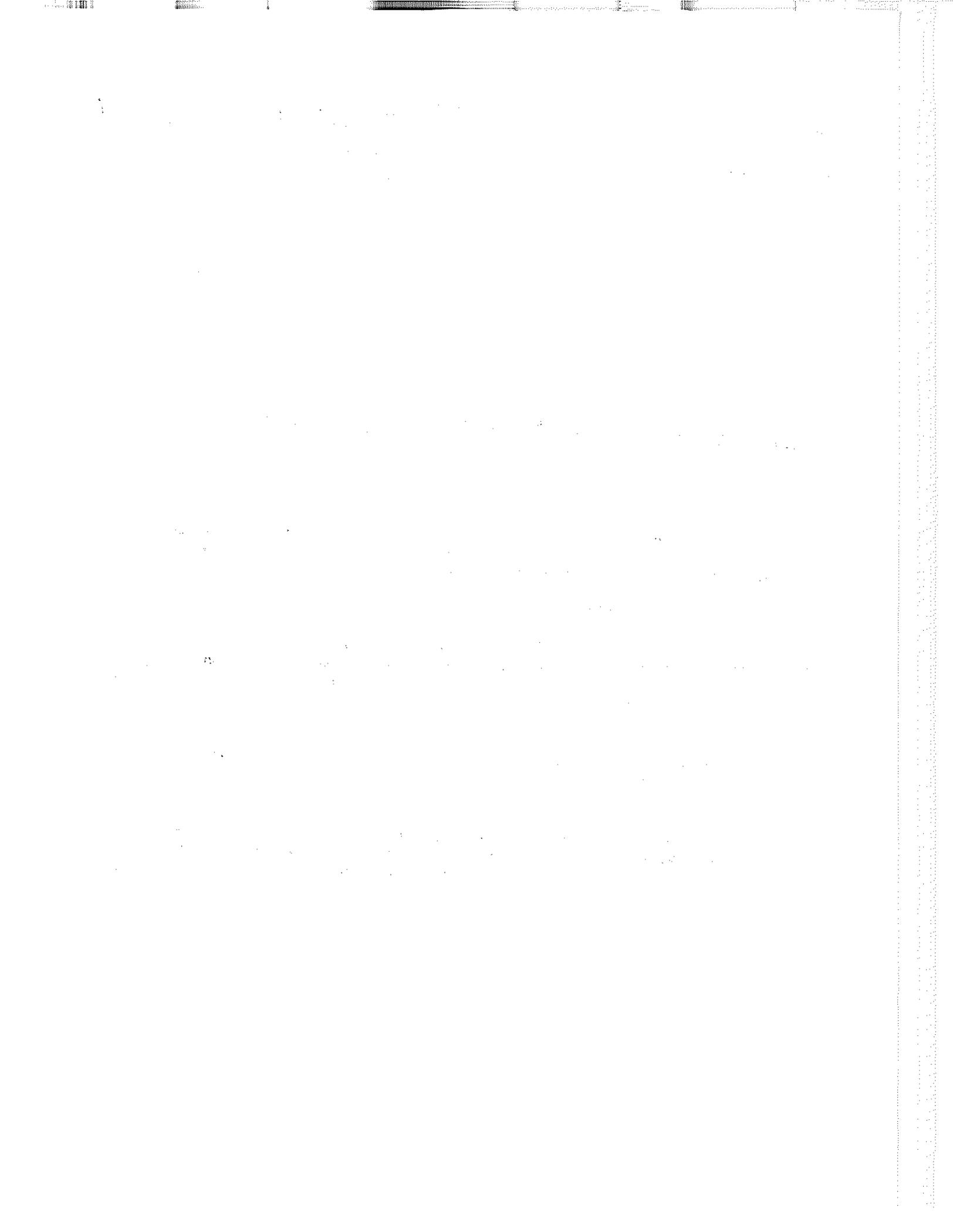
The spray dryer would be designed for an evaporative capacity of 1000 kg/hr. It would be capable of processing zinc sulphate, manganese sulphate, zinc chloride and a range of inorganic salts at various capacities based on feed and product moistures.

II PROCESS DESCRIPTION:

The feed slurry would be delivered to a high speed rotary atomizer by the customer's positive displacement pump. Here, the liquid feed would be transformed into an atomized spray cloud of discrete droplets. Rapid heat and mass transfer would occur as the fine droplets are in intimate contact with the hot drying air. The particles would dry as they descend through the spray chamber.

The dry product would leave the chamber with the exhaust air and enter a bag filter where it would be collected and discharged through a rotary valve.

The process air would be drawn through the system by an induced draft fan and discharged to atmosphere. Incoming air would be drawn through a filter before having its temperature raised in a gas-fired air heater. The dryer would be controlled by maintaining a constant exhaust temperature and modulating the inlet temperature to compensate for fluctuations in evaporative load.





III EQUIPMENT SPECIFICATION:

ITEM 1: ONE AIR FILTER, of the high-efficiency element type to remove particulates from the process air. Providing 8 ft² of filtration surface the elements would be mounted in a galvanized carbon steel casing.

ITEM 2: ONE GAS-FIRED AIR HEATER, for elevating the temperature of the process air to that required by the dryer. The heater of grade 304 stainless steel construction would be supplied complete with pre-wired, pre-piped main gas and pilot train and flame safeguard unit mounted in a local burner control panel. Nominal output 4,000,000 Btu/hr.

ITEM 3: ONE HOT AIR DISPERSER, fabricated in grade 304 stainless steel, consisting of radial swirl vanes and concentric straightening/stiffening rings. The air disperser is designed to provide intimate contact between the hot drying gas and the atomized spray cloud for rapid heat and mass transfer.

ITEM 4: ONE SPRAY CHAMBER, fabricated in grade 304 stainless steel, 10 gauge, 2B mill finish with all interior welds ground even and flush to the adjacent material and buffed. Overall dimensions are as follows:

Diameter	:	13'-0"	<i>≈ 4 mtr.</i>
Cyl. Height	:	8'-0"	<i>≈ 2.44 mtr.</i>
Conical Bottom	:	70°	
Overall Height	:	22'-0" to chamber roof	<i>≈ 6.70 mtr.</i>

The spray chamber would be complete with the following features:

- Rotary atomizer support.
- Chamber lighting.
- Access door.
- Observation ports.
- 90° outlet elbow for air and product.
- Instrumentation taps as required.

ITEM 5: ONE ROTARY ATOMIZER, model CD-145 capable of speeds of up to 20,000 rpm and featuring a totally enclosed liquid-cooled high speed motor, temperature probe, class H insulation and a mechanical shaft seal. The unit would be housed in a grade 316 stainless steel casing incorporating lubrication, cooling, feed, power and monitoring services to the motor and disk.

5.1 One Atomizer Disk, 8" diameter, holed-wheel type in two piece titanium construction with easily replaceable abrasion resistant ceramic inserts.

5.2 One AC Frequency Inverter, 30 HP, 460V AC, PWM type inverter with digital key pad. Complete with step-down isolation transformer and line reactor.

