

**INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE  
MONTERREY  
CAMPUS MONTERREY**

**DIVISIÓN DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA  
PROGRAMA DE GRADUADOS EN INGENIERÍA**



**TECNOLÓGICO  
DE MONTERREY®**

**MODELACIÓN Y ANÁLISIS DE LA LIMPIEZA DEL MAÍZ EN UN LECHO  
FLUIDIZADO BURBUJEANTE**

**TESIS PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO  
ACADÉMICO DE:**

**MAESTRO EN CIENCIAS  
ESPECIALIDAD EN SISTEMAS AMBIENTALES**

**ALBERTO CANTÚ PÉREZ**

**MONTERREY, N. L.**

**AGOSTO 2006**

**INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE  
MONTERREY  
CAMPUS MONTERREY**

**DIVISIÓN DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA  
PROGRAMA DE GRADUADOS EN INGENIERÍA**

Los miembros del comité de Tesis recomiendan que el presente proyecto de tesis del Ing. Alberto Cantú Pérez sea aceptado como requisito parcial para obtener el grado académico de:

**MAESTRO EN CIENCIAS  
ESPECIALIDAD EN SISTEMAS AMBIENTALES.**

Comité de tesis:

---

Dr. Jerónimo Martínez Martínez  
Coasesor

---

Dr. Vicente J. Garza Ramírez.  
Coasesor

---

M. Eng. Francisco Juan Sosa Sánchez.  
Sinodal

**APROBADO**

---

Dr. Federico Viramontes Brown  
Director del Programa de Graduados en Ingeniería y Arquitectura.  
Agosto, 2006

## **DEDICATORIA**

A mis padres que me han apoyado en la realización de mis sueños.

Muchas gracias!

A mi reina que es una fuente de inspiración inagotable para todo lo que hago

Gracias Gaby!

## **AGRADECIMIENTOS**

Ing. Francisco Sosa, muchas gracias por su apoyo como asesor en esta tesis y por darme la confianza para salir adelante en este proyecto.

Dr. Vicente Garza, muchas gracias por su valioso tiempo. Nunca olvidaré su persistente búsqueda por la excelencia.

Dr. Jerónimo Martínez, muchas gracias por su participación como asesor de esta tesis, sus consejos fueron fundamentales para no perder de vista el objetivo principal: los resultados.

Dr. Fernando Ramírez, muchas gracias por darme la confianza e invitarme a este proyecto.

Dr. Roberto Contreras, gracias por permitirme trabajar en este proyecto y poder aprender de todos los colaboradores de INTASA.

Al Ing. Felipe Rubio gracias por haberme permitido ser parte del equipo de investigación de Maseca.

Gracias al personal del Laboratorio Central de Maseca y al laboratorio de Ingeniería Química por las facilidades para usar sus instalaciones.

A todos las personas que conozco que de alguna manera me han enseñado algo. Les agradezco por permitirme ser parte de sus vidas.

## ÍNDICE

<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	III
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	IV
<b>NOMENCLATURA</b>	VI
<b>RESUMEN</b>	IX
<b>I INTRODUCCIÓN</b>	1
1.1 Definición del problema	2
1.2 Objetivos	4
<b>II MARCO TEÓRICO</b>	5
2.1 Estado actual de la limpieza del maíz	6
2.2 Equipos de limpieza en lechos fluidizados	12
2.3 Fundamentos de fluidización	12
2.3.1 Tipos de lechos fluidizados	13
2.3.2 Velocidad de fluidización mínima	16
2.3.3 Acarreo y elutriación de partículas del lecho fluidizado por el gas	18
<b>III METODOLOGÍA</b>	20
3.1 Experimentación	20
3.2 Modelación del fenómeno de separación	21
<b>IV EXPERIMENTACIÓN Y RESULTADOS</b>	24
4.1 Experimentación con equipo piloto	24
4.2 Selección de la placa de distribución de aire	25
4.3 Condiciones de operación	27

4.4	Pruebas y condiciones de operación para limpiadora INTASA	28
4.5	Datos de operación de la limpiadora de maíz INTASA	30
4.6	Caracterización de las impurezas removidas por la limpiadora INTASA	33
4.7	Comparación entre limpiadoras INTASA y Forsberg	34
<b>V</b>	<b>MODELACIÓN</b>	<b>35</b>
5.1	Desarrollo de un modelo de separación que sirva para predecir el comportamiento de un equipo y determinar sus dimensiones	35
5.2	Diámetro equivalente de impurezas	38
5.3	Diámetro equivalente del maíz	40
5.4	Porosidad del lecho en su condición de fluidización mínima	43
5.5	Viscosidad del lecho fluidizado	43
5.6	Comparación de la viscosidad con resultados experimentales	45
5.7	Resultados de la modelación	49
5.8	Ejercicio para determinar la eficiencia de separación	51
5.8.1	Algoritmo para determinar las composiciones de los flujos de salida de la limpiadora INTASA	51
5.9	Diseño de los equipos necesarios para la separación del maíz	58
5.9.1	Cálculo del tamaño del ventilador	59
<b>VI</b>	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>63</b>
6.1	Conclusiones	63
6.2	Recomendaciones	65
	<b>REFERENCIAS</b>	<b>66</b>
	<b>Apéndice 1</b>	

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Velocidades de fluidización mínimas obtenidas con correlaciones reportadas en [14], [6] y [23]	27
Tabla 2.	Resultados de experimentos para determinar el impacto de las variables en la separación	29
Tabla 3.	Flujos máxicos de pruebas en limpiadora INTASA	30
Tabla 4.	Condiciones de operación del lecho de maíz en limpiadora INTASA	31
Tabla 5.	Densidades y porosidades de los materiales involucrados en limpiadoras INTASA y Forsberg	32
Tabla 6.	Densidades y porosidades del maíz limpio de salida en limpiadora INTASA	32
Tabla 7.	Caracterización de las salidas de limpiadora INTASA	33
Tabla 8.	Comparación entre limpiadoras INTASA y Forsberg	34
Tabla 9.	Valores de esfericidad para cuerpos regulares	39
Tabla 10.	Modificaciones a valores de viscosidad para obtener una gráfica generalizada de viscosidad vs. velocidad superficial del aire dividido entre la velocidad de burbujeo mínimo	47
Tabla 11.	Propiedades de las impurezas colectadas en el rebose de la salida de limpiadora INTASA	55
Tabla 12.	Tiempo necesario de separación de las impurezas	56
Tabla 13.	Comparación de resultados del modelo con datos experimentales	58

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Estructura del grano de maíz	1
Figura 2. Fotografías de las impurezas de maíz más importantes	3
Figura 3. Diagrama del proceso de producción de harina de maíz	7
Figura 4. Limpiadora Forsberg	8
Figura 4. Despedregadora	8
Figura 6. Limpiadora Granostar	9
Figura 7. Scalperator Carter	10
Figura 8. Limpiadora rotativa	11
Figura 9. Limpiadora estática	11
Figura 10. Clasificación de polvos según su densidad y tamaño de partícula.	15
Figura 11. Gráfica típica de la caída de presión del lecho vs. velocidad superficial del gas	18
Figura 12. Limpiadora INTASA	21
Figura 13. Esquema de la separación del maíz y las impurezas en la limpiadora INTASA (vista lateral)	22
Figura 14. Esquema de la separación del maíz y las impurezas en la limpiadora INTASA (vista frontal)	22
Figura 15. Diagrama esquemático de la metodología seguida en esta investigación	23
Figura 16. Equipo piloto	24
Figura 17. Caída de presión vs. velocidad del aire para una placa con agujeros finos de 0.2 mm de diámetro	26
Figura 18. Caída de presión vs. velocidad del aire para una placa con agujeros de 1/8" de diámetro	26
Figura 19. Diagrama de fuerzas actuando sobre el cuerpo en el medio fluidizante	36
Figura 20. Gráfica modificada de coeficientes de arrastre para sedimentación	42
Figura 21. Comportamiento cualitativo de la viscosidad con respecto a la velocidad superficial del gas	44

Figura 22. Gráfica de la viscosidad cinemática del lecho en función de la velocidad superficial del aire de fluidización dividido por el diámetro de partícula	45
Figura 23. Viscosidad del lecho en Pa-s en función de la velocidad adimensional del aire de fluidización $\frac{U}{U_{mf}}$	48
Figura 24. Gráfica de la viscosidad cinemática contra la velocidad reducida $(U/U_{mf})$ para diferentes diámetros de partícula	48
Figura 25. Tiempo de retención en función del diámetro de las impurezas	50
Figura 26. Tiempo de separación en función de la densidad de las impurezas	50

## NOMENCLATURA

	<b>Unidades</b>
$A_t = \text{Área transversal}$	m <sup>2</sup>
$C_d = \text{Coeficiente de arrastre}$	-
$D_b = \text{Diámetro de las impurezas}$	m
$d = \text{Distancia que viajaría la impureza en el tiempo de residencia hidráulico}$	m
$d_p = \text{Diámetro de partícula}$	m
$d_{ef} = \text{Diámetro efectivo}$	m
$d_{esf} = \text{Diámetro de una esfera con el mismo volumen de partícula}$	m
$dec = \text{Criterio de decisión en la separación de impurezas}$	-
$dec2 = \text{Criterio de decisión en la separación de impurezas}$	-
$\Delta P_b = \text{Caída de presión a través del lecho}$	Pa
$\Delta P_d = \text{Caída de presión a través del distribuidor}$	Pa
$\Delta P_c = \text{Caída de presión a través del ciclón}$	Pa
$\Delta P_t = \text{Caída de presión total}$	Pa
$\varepsilon = \text{Porosidad del lecho}$	-
$\varepsilon_{mf} = \text{Porosidad del lecho en fluidización mínima}$	-
$\varepsilon_{mb} = \text{Porosidad del lecho en burbujeo mínimo}$	-
$F_b = \text{Fuerza Boyante} = \rho_p (1 - \varepsilon) g V_b$	N
$F = \text{Fracción másica del polvo menor a } 45 \mu\text{m}$	-
$F_m = \text{Fuerza de arrastre} = \frac{1}{2} C_d \rho_s (1 - \varepsilon) A_t U_b^2$	N
$F_0 = \text{Distribución de probabilidad de las impurezas en la altura del lecho}$	-
$FM = \text{Flujo de maíz e impurezas}$	kg/h
$FML = \text{Flujo de maíz limpio}$	kg/h
$FIMP = \text{Flujo de impurezas}$	kg/h
$g = \text{aceleración de la gravedad} = 9.81$	m/s <sup>2</sup>
$h_{bf} = \text{Altura de la placa de bajo flujo}$	m
$L = \text{Altura del lecho}$	m

$L_{mf}$ = Altura del lecho en fluidización mínima	m
$L^*$ = Altura crítica	m
$M_b$ = Masa de las impurezas	kg
$m$ = Masa	kg
$\mu$ = Viscosidad	Pa-s
$\mu_f$ = Viscosidad del fluido	Pa-s
$n$ = Número de impurezas	-
$N_{op}$ = Velocidad de operación de la retentora	rpm
$N_d$ = Velocidad de diseño de la retentora	rpm
$\eta$ = Eficiencia del motor	-
$P_{sal}$ = presión del aire de salida	Pa
$P_{ent}$ = presión del aire de entrada	Pa
$P$ = Potencia del ventilador	hp
$P_{req}$ = Potencia del ventilador requerida	hp
$q_m$ = Flujo volumétrico	m <sup>3</sup> /hr
$q_d$ = Flujo volumétrico de diseño	m <sup>3</sup> /hr
$q_{aire}$ = Flujo volumétrico de aire	m <sup>3</sup> /hr
$q_{ent}$ = Flujo de aire a la entrada	m <sup>3</sup> /hr
$q_{sal}$ = Flujo de aire a la salida	m <sup>3</sup> /hr
$\rho_a$ = Densidad de las impurezas	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_b$ = Densidad a granel	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_p$ = Densidad de partícula	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_f$ = Densidad del fluido	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_g$ = Densidad del gas	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_s$ = Densidad del sólido	kg/m <sup>3</sup>
$Re$ = Número de Reynolds $\frac{dv\rho}{\mu}$	-
$r$ = Radio de partícula	m
$\phi_s$ = Esfericidad	-
$t_{imp}$ = tiempo necesario para que las impurezas rebasen la placa de bajo flujo	s

$t_{rh}$	= Tiempo de residencia hidráulico	s
$T_{ent}$	= Temperatura del aire de entrada	°C
$T_{sal}$	= Temperatura del aire de salida	°C
$U_0$	= Velocidad del aire	m/s
$U_{mf}$	= Velocidad mínima de Fluidización	m/s
$U_{bf}$	= Velocidad inicio de Fluidización	m/s
$U_{mb}$	= Velocidad mínima de burbujeo	m/s
$U_{tf}$	= Velocidad de Fluidización total	m/s
$U_b$	= Velocidad de las impurezas	m/s
$v_{prom}$	= Velocidad de asentación promedio	m/s
$V$	= Volumen	m <sup>3</sup>
$V_b$	= Volumen de las impurezas	m <sup>3</sup>
$V_p$	= Volumen de partícula	m <sup>3</sup>
$V_{eq}$	= Volumen del equipo	m <sup>3</sup>
$W$	= Peso	N
$\omega$	= Parámetro de gráfica de Zenz	-
$\Delta$	= Parámetro de gráfica de Zenz	-
$x_{imp}$	= Fracción másica de la impureza en la corriente	-

## RESUMEN

El objetivo de esta investigación fue modelar y analizar la limpieza del maíz en un lecho fluidizado y verificar su viabilidad como equipo alternativo.

Se determinó que es posible remover las impurezas del maíz por medio de un lecho fluidizado por aire. Se encuentra que la velocidad superficial del aire debe ser entre 1.8 y 2.5 m/s para asegurar un lecho burbujeante que sea capaz de separar las impurezas.

De acuerdo con los resultados del modelo y de los experimentos, se encuentra que el tiempo de residencia de las impurezas debe ser al menos 12 segundos para asegurar una eficiencia cercana al 100%. Por lo tanto el equipo que se propone con un área de separación de  $0.4645 \text{ m}^2$  es capaz de operar a flujos altos de maíz con eficiencias de separación en impurezas grandes cercanas al 100%. Este análisis permite predecir el tamaño del equipo necesario de acuerdo a las características de las impurezas del maíz y del flujo de entrada.

Se encuentra que el equipo es capaz de remover granos dañados (de baja densidad) que tienen un impacto en el proceso de producción de harina de maíz y que resulta imposible retirarlos con los métodos convencionales de limpieza.

Aunque el equipo es capaz de remover una gran diversidad de impurezas, no es efectivo para retirar el grano quebrado debido a que tiene una densidad similar a la del maíz. Es importante retirar el maíz quebrado ya que puede tener impactos en el proceso, principalmente por que la masa que resulta de esas harinas tiende a ser muy adhesiva.

---

## I INTRODUCCIÓN

El maíz es un alimento que forma parte importante de la dieta de muchos países latinoamericanos y en los últimos años también de los Estados Unidos. Este grano es procesado para obtener productos diversos como tortillas, tostadas, arepas, sopes, etc. El proceso de transformación para producir estos productos es conocido como nixtamalización y fue desarrollado por indios latinoamericanos; hasta la fecha ha cambiado poco de cómo fue concebido originalmente.

Para entender mejor los factores que afectan el proceso de nixtamalización es necesario conocer la estructura del maíz. El grano se divide en: germen, endospermo córneo, endospermo harinoso, pericarpio y pico. El germen es el elemento con mayor valor nutritivo ya que en él se concentran la mayor parte de las vitaminas y proteínas. El endospermo córneo y harinoso es donde se encuentran los almidones y juntos representan cerca del 80% en peso del total del grano, el pericarpio es la capa de fibra que cubre el grano que tiene una coloración ligeramente oscura y el pico es lo que mantiene unido al grano con la planta (ver Figura 1).

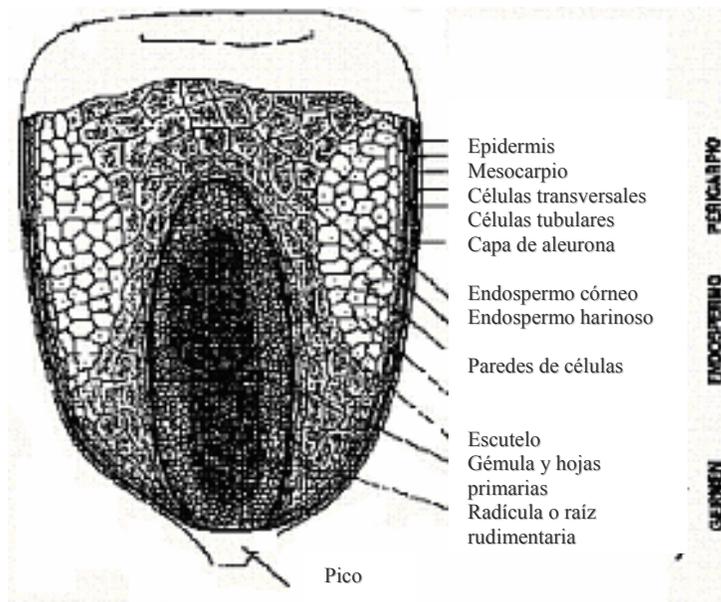


Figura 1. Estructura del grano de maíz.

---

Existen diferentes procesos de transformación del maíz; hay algunos que lo muelen húmedo, otros en seco, hay otros que requieren el grano desgerminado, sin embargo el proceso que a esta investigación interesa es el descrito por Watson citando a Montemayor y Rubio [1] para producir harina instantánea de maíz. En este proceso la cal es adicionada (0.6-1.0% en peso basado en maíz) junto con el maíz y el agua en partes másicas iguales en un contenedor largo (macerador) con inyecciones de vapor. El maíz es cocido mientras pasa lentamente por el contenedor. El maíz cocido es después lavado para remover el pericarpio y el exceso de cal y posteriormente es molido en un molino de martillos. Las partículas son secadas en forma instantánea y se alimentan a un separador de partículas para obtener el perfil que se desee según el tipo de producto. Es muy importante cuidar las variables de proceso para poder ofrecer un producto de calidad estable. Algunas de las características de la harina que se deben de monitorear son: rendimiento, color, adhesividad, cohesividad y perfil de granulometría.

Una de las variables que se debe controlar en los primeros pasos de la producción de harina de maíz es la calidad con la que el maíz inicia el proceso de cocción, es decir la cantidad de impurezas que lleva el maíz. Éstas se pueden clasificar en: olote, cañilla, fracciones de endospermo, tamo, maíz con daños y maíz quebrado (ver Figura 2). Si el maíz es alimentado con una alta cantidad de impurezas puede modificar la calidad del cocimiento dependiendo del tipo de impureza. Por lo cual es conveniente limpiar el maíz antes de que entre al macerador.

### **1.1 Definición del Problema.**

Los sistemas tradicionales de limpieza del maíz, no garantizan la remoción completa de las impurezas, por lo que resulta importante explorar nuevas tecnologías que ofrezcan un mejor desempeño.

Como se describió en el proceso patentado por Montemayor y Rubio [1]. El maíz es agregado al macerador junto con agua y una proporción determinada de cal. El olote, la cañilla y el tamo, tienen una densidad menor que la del agua, de tal forma que al ser

---

agregados al macerador, flotan, permanecen en la superficie y evitan que la cal agregada se disuelva de manera eficiente. Al tener menor cantidad disponible de cal se dificulta el cocimiento del maíz y se modifican las características del producto final [19]. Además, estas impurezas deben ser removidas del nejayote (descarga de aguas residuales) ya sea por medios mecánicos, o por su transformación por medios biológicos.



**Figura 2. Fotografías de las impurezas del maíz más importantes.**

---

## **1.2 Objetivos.**

### **Objetivo General.**

Evaluar el desempeño de una limpiadora de maíz en lecho fluidizado como sustituto a las tecnologías actuales y desarrollar un modelo matemático que describa su comportamiento y pueda ser usado con fines de diseño.

### **Objetivos Específicos.**

- Evaluar y seleccionar la placa de distribución de aire que ofrezca un mejor desempeño en la limpieza del maíz.
- Determinar los parámetros necesarios para la utilización del modelo matemático.
- Comparar el desempeño de la limpiadora INTASA con algunas de las tecnologías disponibles en el mercado.

---

## II MARCO TEÓRICO

Una de las etapas críticas en el proceso de producción de harina de maíz es la maceración (cocimiento). En esta etapa es donde el maíz obtiene las características de humedad y temperatura que posteriormente definirán la calidad del producto final.

El proceso de maceración inicia con la adición de maíz mezclado con cal a un contenedor con agua. Ahí se le inyecta vapor y se mantiene entre 10 y 50 minutos, dependiendo de la dureza del maíz y del tipo de harina que se requiera. La combinación de alta temperatura y cal ocasionan que los almidones sufran un proceso irreversible que se conoce como gelatinización [19], el cual es fundamental para obtener las características deseadas en el producto final.

Por años investigadores han tratado de definir el fenómeno de gelatinización. Hay algunos que lo relacionan con el incremento en la viscosidad o con la pérdida de la birrefringencia de los gránulos bajo la luz polarizada en un microscopio. En la Conferencia de la Ciencia y Tecnología del Almidón de 1988 se llegó al siguiente consenso [2].

La gelatinización es el colapso (ruptura) del orden molecular dentro del gránulo de almidón manifestado en cambios irreversibles como la hinchazón del gránulo, la pérdida de la birrefringencia y la solubilización del almidón. El punto inicial de gelatinización y el rango en el que ocurre está gobernado por la concentración del almidón, el método de observación, el tipo de gránulo, y la heterogeneidad dentro de la población del gránulo bajo observación.

Algunos de los puntos más importantes que deben ser considerados en la gelatinización son: la pérdida del orden molecular, su dependencia de la temperatura, la irreversibilidad, su dependencia en las condiciones de cocimiento, principalmente del pH y de la concentración de almidones y finalmente su dependencia en el tipo de almidón.

Es importante monitorear el nivel de gelatinización de los almidones ya que esta variable determinará muchas de las características finales en la harina. La gelatinización

---

involucra un aumento en la viscosidad, por lo que si un almidón es propenso a gelatinizarse, la harina puede tener problemas de adhesividad. Por otro lado, un almidón bien gelatinizado genera harinas con alta capacidad de absorción de agua (alto rendimiento) y buena resistencia [19], [20], [21]. Por esta razón es importante saber cuales son los factores que afectan la gelatinización para monitorearlos y poder tener un control sobre la calidad del producto final.

El pH tiene un efecto importante en la gelatinización del grano. En situaciones extremas favorece la gelatinización de los almidones [2], por lo que es importante lograr una disolución adecuada de la cal en el medio. Las impurezas que logran entrar al macerador flotan, atrapan la cal y evitan que se disuelva uniformemente, por lo que con la eficiencia de las limpiadoras tradicionales no se puede garantizar una cantidad constante de cal en solución.

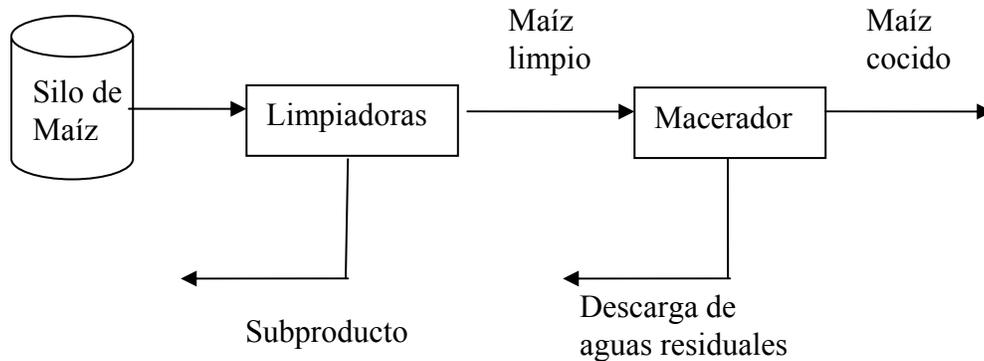
## **2.1 Estado actual de la limpieza del maíz.**

La limpieza del maíz es una etapa muy importante en el proceso de fabricación de harina de maíz, y tiene dos objetivos principales: reducir la cantidad de impurezas con las que el grano se almacena y evitar que éstas lleguen a la etapa de maceración y molienda (ver Figura 3). Se define a las impurezas como todo el material extraño que pasa a través de una malla con orificios de 12/64 pulgadas de diámetro y a todo lo que queda con la muestra cribada y que no es maíz [3]. Las impurezas se pueden clasificar en tamo, polvo, cañilla, olote, maíz quebrado, etc. El polvo fino que pasa por esta malla está constituido principalmente por fragmentos de endospermo de maíz que suelen concentrarse en la parte central del silo [3]. Esta concentración de material fino se compacta y dificulta la aireación además de ser muy susceptible a los ataques de hongos y al desarrollo de plagas, principalmente del *tribolium castenum*. Por esta razón resulta fundamental limpiar el maíz para minimizar la proliferación de daños durante su almacenamiento.

Las impurezas también afectan la etapa de maceración, en la cual, la disponibilidad de cal en el macerador es crítica, ya que ésta ayuda a que el producto final

---

tenga características esenciales como sabor y resistencia. Si el maíz es alimentado con una alta cantidad de impurezas (cañilla, olote, tamo, maíz poco denso) la cal no puede ser disuelta en el macerador y permanece en la parte superior junto con el material flotante, lo que provoca variaciones en la calidad del cocimiento. Por esta razón es importante que la cantidad de impurezas que entran al macerador sea mínima.



**Figura 3. Diagrama del proceso de producción de harina de maíz.**

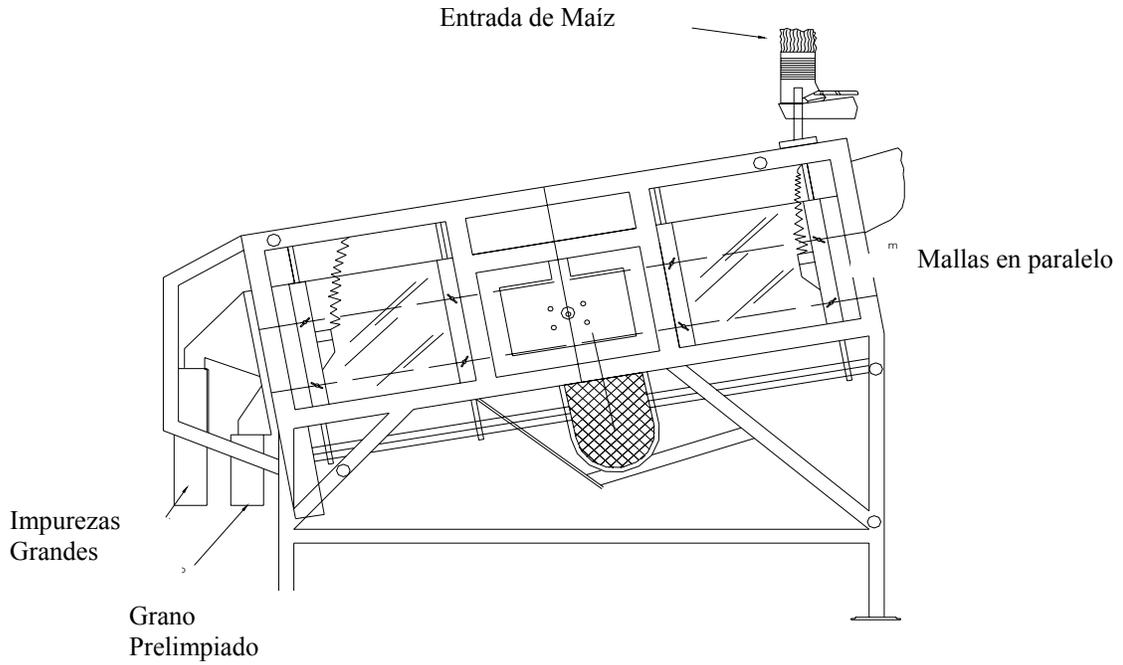
A continuación se presentan las tecnologías más comunes en el mercado para la limpieza del maíz.

**Limpiadoras Forsberg.** Es un equipo en forma rectangular con una inclinación y tiene en su interior dos mallas. La primera es una malla abierta que permite el paso del maíz pero retiene impurezas grandes como la cañilla y el olote. La segunda es una malla cerrada que retiene al maíz pero permite el paso de polvo, tamo y grano quebrado. Una flecha acoplada a un motor realiza el movimiento del equipo y permite la separación (ver Figura 4).

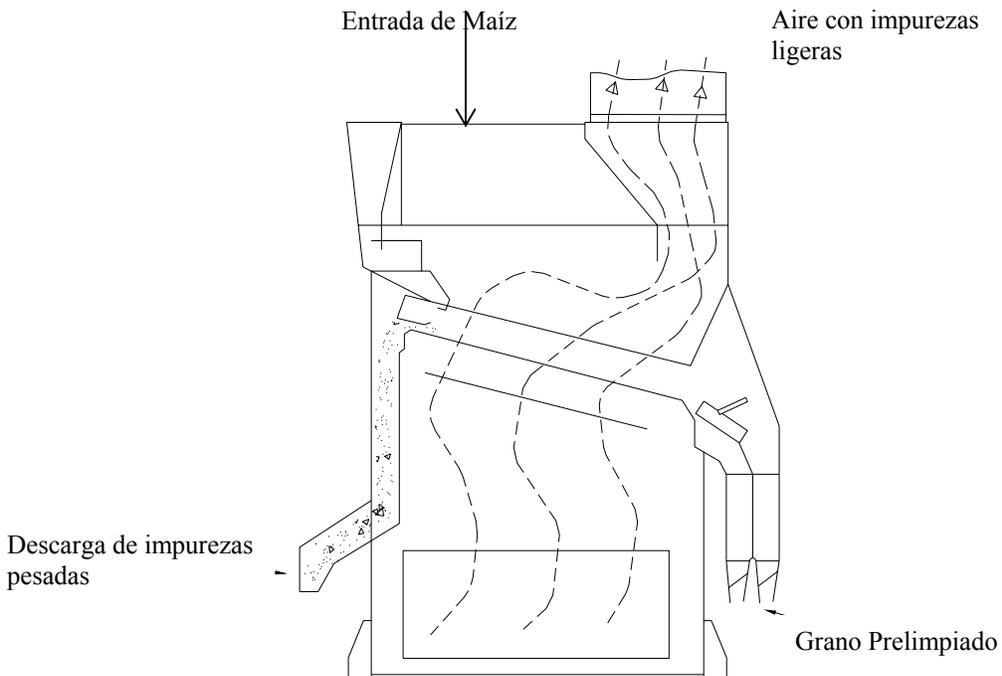
**Despedregadora.** En este equipo el material es deslizado por una malla inclinada oscilatoria, una corriente de aire mantiene al maíz en un lecho fluidizado. El movimiento oscilatorio hace que el material pesado ascienda por la malla como subiendo escalones, mientras que el maíz actúa como un fluido, se desliza hacia abajo y se recupera al final de la máquina. Este equipo se usa principalmente para remover impurezas pesadas como

---

pedras o metales, sin embargo debido a la presencia de la corriente de aire, también se elimina la mayor parte del polvo y tamo por la parte superior (ver Figura 5).



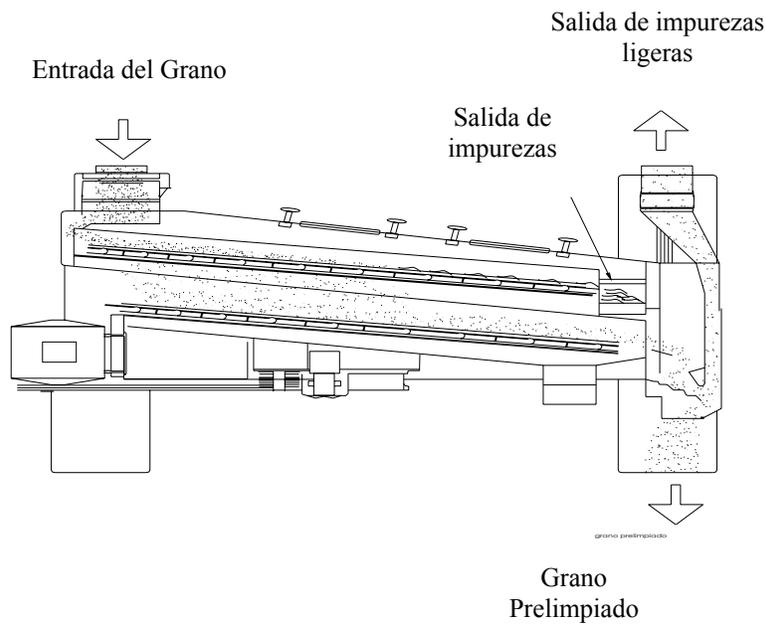
**Figura 4. Limpiadora Forsberg.**



**Figura 5. Despedregadora.**

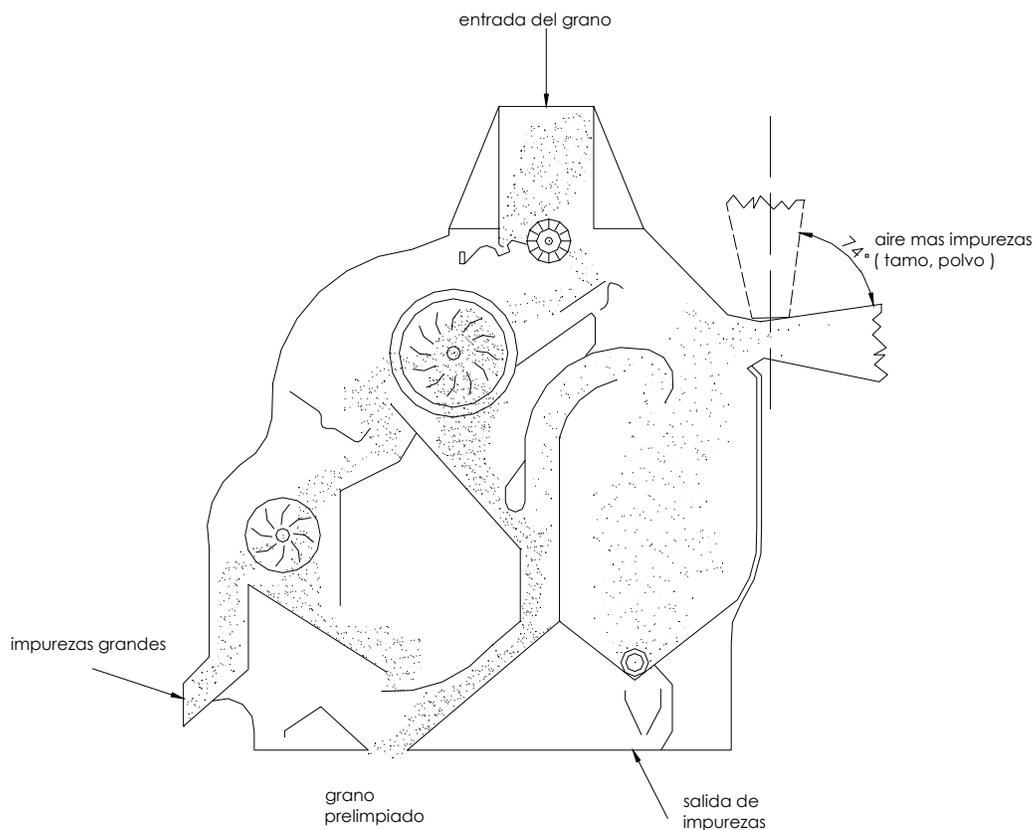
---

**Limpiadora Granostar.** Este equipo es muy similar a las limpiadoras Fosberg, tiene dos mallas interiores, la primera con orificios grandes para separar impurezas gruesas, y la segunda con orificios pequeños para remover el polvo, tamo y grano quebrado. La diferencia principal es que este equipo tiene una corriente de aire en la descarga del maíz que elimina las impurezas finas que no fueron removidas en la segunda malla (ver Figura 6).



**Figura 6. Limpiadora Granostar.**

**Scalperator Carter.** En esta limpiadora el maíz pasa primero por una malla rotativa que elimina el material grueso (olote, cañilla, palos). Este material grueso pasa por una segunda malla que sirve para recuperar el maíz que haya rechazado la primera. Al salir el grano de las mallas es pasado a través de una corriente de aire que levanta el polvo, tamo, hojas y se transporta a una cámara de expansión donde el material más pesado cae y se recupera como impurezas y el polvo es recuperado en un ciclón a la salida del aire (ver Figura 7).



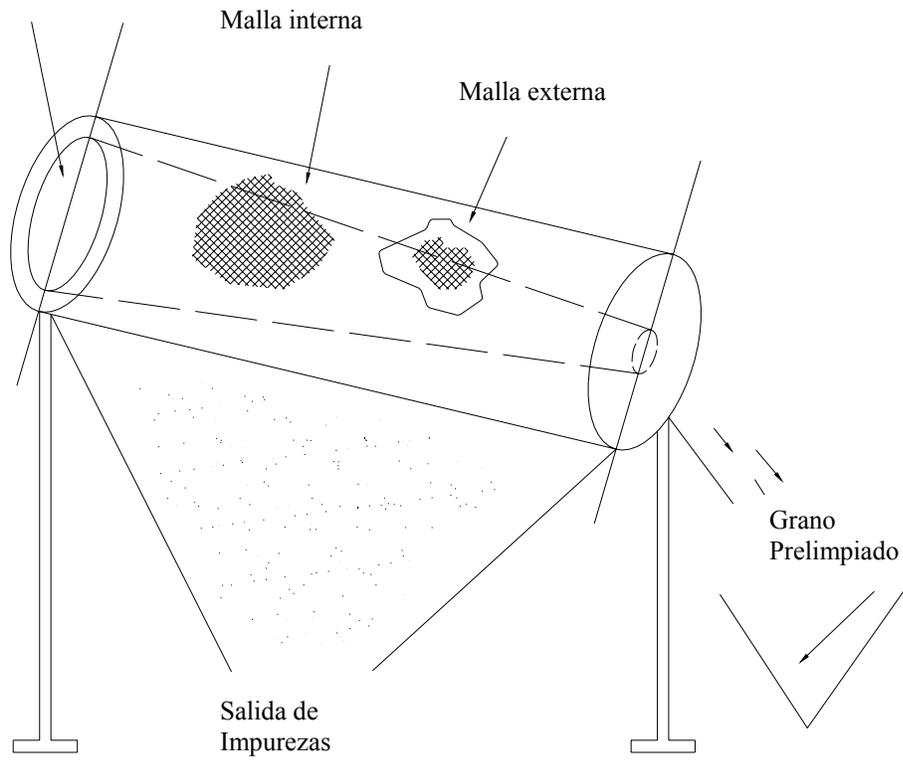
**Figura 7. Scalperator Carter.**

**Rotativa.** Este equipo consiste en dos mallas: una interna en forma cónica y una externa con forma cilíndrica. El maíz es alimentado por la malla interna en donde se separan las impurezas gruesas. El maíz pasa por los orificios y cae a la segunda malla con orificios pequeños que remueve las impurezas finas. Las mallas tienen que ser limpiadas con frecuencia por que tienden a taparse con facilidad (ver Figura 8).

**Estática.** Esta limpiadora en forma de rombo tiene en su interior dos mallas, la primera en forma de pirámide con cuatro caras y la segunda en forma de pirámide invertida. El maíz llega en caída libre por las caras de la primera malla donde se remueve parte de sus impurezas, posteriormente cae a la segunda malla en donde se remueve parte de las impurezas no eliminadas en la primera malla. La ventaja de este equipo es que no consume energía por lo que su costo es mínimo (ver Figura 9).

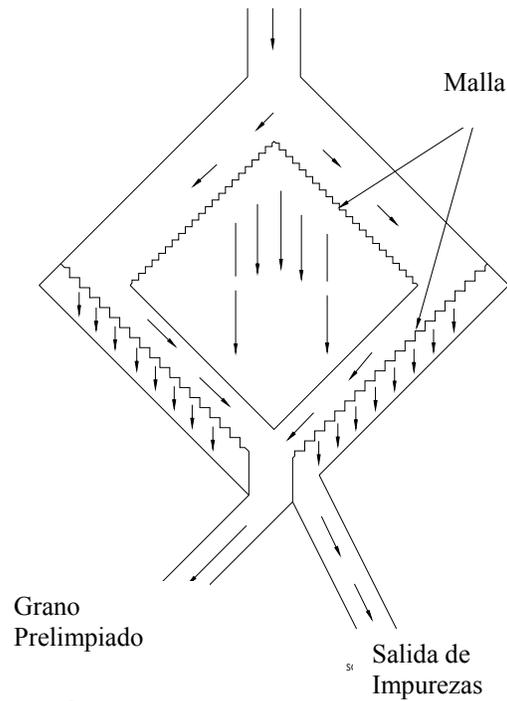
---

Entrada del grano



**Figura 8. Limpiadora rotativa.**

Entrada de Maíz



**Figura 9. Limpiadora estática.**

---

Actualmente en Molinos Azteca se utiliza una combinación de estos equipos. Primero se utiliza una prelimpiadora estática que resulta muy útil dado su bajo costo sin embargo la calidad de la limpieza es pobre, por esta razón el grano se somete a una segunda limpieza en un equipo del tipo Forsberg. La eficiencia en la remoción de impurezas de este sistema de limpieza está entre 80 y 85% y la de grano quebrado entre 50 y 60%.

Todos los equipos de limpieza descritos anteriormente tienen como principio de funcionamiento la separación de impurezas por diferencia de tamaños: impurezas gruesas e impurezas finas.

## **2.2 Equipos de Limpieza en lechos fluidizados.**

Los métodos tradicionales para limpieza de granos descritos anteriormente no remueven completamente todas las impurezas. Por esta razón se han tratado de desarrollar equipos de limpieza de acuerdo a las densidades de los materiales. Uno de los más comunes es la separación basada en transporte neumático. Zaltzman et al. [4] describen un equipo, citando a Sides y Smith, para quitarles piedras a las papas cosechadas. El problema de estos tipos de sistemas es que consumen mucha energía. Una forma alternativa de separar por diferencia de densidades es por medio de un lecho fluidizado. Zaltzman et al. [4] describen en ese mismo artículo, un equipo que utiliza este principio para separar piedras y terrones de las papas. También existen intentos de limpiar semillas por medio de una cama fluidizada. Clarke [5] desarrolló y patentó un equipo para clasificar las semillas según su tamaño y densidad. Los equipos que utilizan lechos fluidizados para la separación de las impurezas pueden ser más eficientes, sin embargo su diseño y operación son claramente más complicados.

## **2.3 Fundamentos de Fluidización.**

El fenómeno de fluidización se presenta cuando una corriente de gas es pasada a través de una cama de sólidos haciendo que se comporten como un fluido. Hay distintas

---

formas de operar un sistema gas-sólido; puede ser una cama fija si el gas fluye a muy bajas velocidades y percola por los huecos del sólido o bien una cama expandida cuando el flujo de gas es suficiente para empezar el movimiento del sólido. Existe un punto de operación en que el flujo de gas es suficiente para sostener el peso de la cama de sólidos, en este momento se considera que la cama se encuentra en un estado de fluidización incipiente [6].

Una de las características más importantes del fenómeno de fluidización es la capacidad de los sólidos de comportarse como líquidos de alta viscosidad, esto le permite tener diversas aplicaciones. Por ejemplo un objeto ligero flotará en la superficie como lo haría en un líquido, por lo que puede ser usado como un sistema de separación como el que se presenta en este caso con la limpieza del maíz.

### **2.3.1 Tipos de lechos fluidizados.**

Existen diferentes tipos de lechos fluidizados: burbujeantes, particulados, por lingotes, turbulentos o a chorros. Cuando un lecho fluidizado gas-sólido, presenta la aparición de burbujas, y la expansión del lecho es relativamente pequeña, se dice que se tiene una *fluidización agregativa* o burbujeante. Puede darse el caso que se tenga una *fluidización particulada*, característica de los sistemas líquido-sólido, sin embargo ésta sólo se presenta en casos especiales de partículas ligeras con gas a alta presión. Las burbujas crecen a medida que van subiendo por la columna y eventualmente pueden llegar a ocupar todo el recipiente, a esto se le conoce como *fluidización por lingotes*. Cuando un polvo fino es fluidizado por una corriente de gas muy alta, la velocidad terminal de las partículas es superada, por lo que se presenta un alto grado de acarreo, además, en lugar de burbujas se observa un movimiento turbulento del lecho, a esto se le conoce como *fluidización turbulenta*. Dado que en este tipo de sistema se presenta una cantidad considerable de acarreo de material, es necesario recuperarlo e ingresarlo de nuevo para mantenerlo en estado estable, para ello generalmente se usan ciclones. Cuando existen partículas gruesas de tamaño uniforme se presenta lo que se conoce como *fluidización a chorros*. El gas a alta velocidad golpea al lecho de sólidos y los transporta

---

hacia la superficie, el resto de los sólidos se mueve hacia abajo ocupando el lugar de los sólidos que fueron transportados hacia arriba.

La variedad de tipos de lechos fluidizados y sus diferentes aplicaciones han provocado que exista un enorme interés en describir el comportamiento del sólido en el sistema. Ha habido algunos intentos para definir si determinado sistema gas-sólido se va a comportar como un lecho particulado, agregativo, turbulento o a chorros; sin embargo el que causó mayor impacto debido a su simplicidad fue el trabajo hecho por Geldart en 1973 [6]. La ventaja del trabajo hecho por Geldart es que divide a los polvos en 4 grandes grupos y que sólo se necesita el diámetro promedio de partícula y la diferencia de densidades entre el sólido y el gas para definir el comportamiento del sistema.

A continuación se presentan los grupos definidos por Geldart [8] en orden creciente de tamaño de partícula.

#### Grupo C.

Son polvos cohesivos muy difíciles de fluidizar. El sólido sube como un tapón en recipientes angostos o canalea. El problema de estos sistemas es que el polvo es tan fino que las fuerzas entre partículas son más grandes de las que el fluido puede ejercer sobre éstas. Este problema se puede contrarrestar agregando un agitador que destruya los canales por donde fluye el gas y permita la fluidización.

#### Grupo A.

En esta clasificación es donde caen la mayoría de los reactores catalíticos, por lo que han sido objeto de mucha investigación. Los lechos de estas partículas se expanden considerablemente en un rango de velocidades entre  $U_{mf}$  (velocidad de fluidización mínima) y  $U_{mb}$  (velocidad de burbujeo mínima). A velocidades mayores a  $U_{mb}$ , la altura del lecho disminuye debido a que la porosidad de la fase densa disminuye más rápidamente que el incremento de las burbujas y la porosidad del lecho se estabiliza entre un valor  $\epsilon_{mf}$  y  $\epsilon_{mb}$ , al incrementarse la velocidad del gas a 6 cm/s se produce un incremento neto en la expansión del lecho.

Grupo B.

En este grupo, a diferencia del grupo A, las burbujas se empiezan a formar casi inmediatamente después de la velocidad de fluidización mínima. La expansión del lecho es mínima. El tamaño de las burbujas crece con la altura del lecho y la velocidad del gas en exceso ( $U-U_{mf}$ ).

Grupo D.

Las partículas grandes y densas pertenecen a este grupo. El mezclado de sólidos es muy pobre y la segregación es posible cuando hay distribuciones de partícula muy grandes. Es posible tener una fluidización a chorros. Normalmente se manejan lechos poco profundos ya que de lo contrario se puede provocar una fluidización turbulenta.

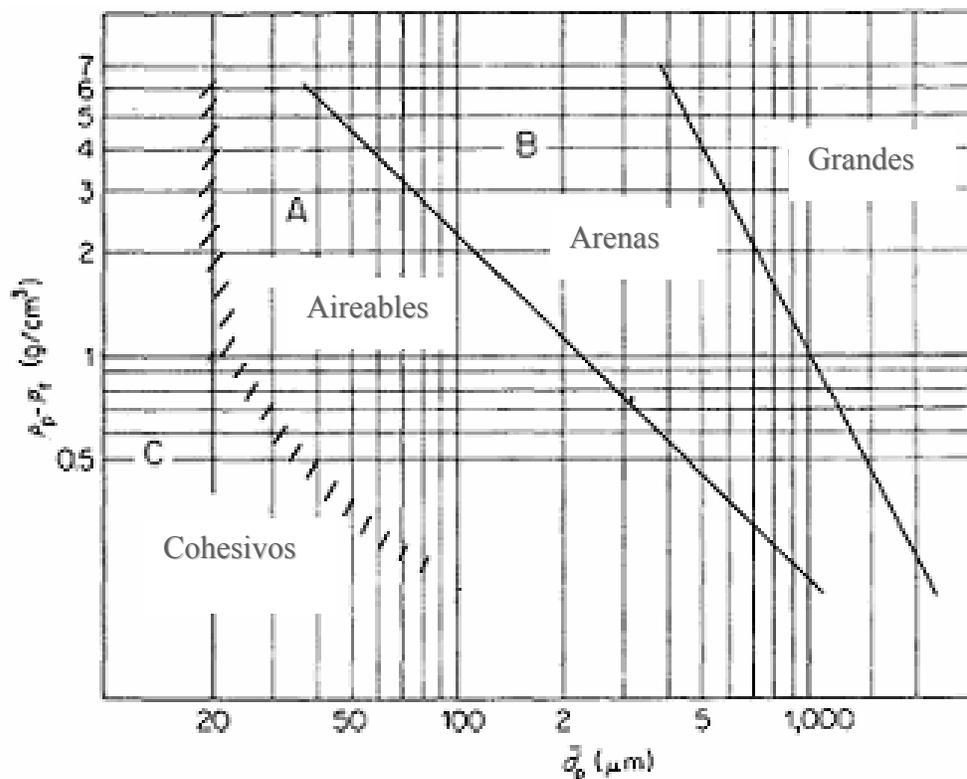


Figura 10. Clasificación de polvos según su densidad y tamaño de partícula (tomada de Geldart [8]).

Esta clasificación permite describir a grandes rasgos lo que se puede esperar de un sistema tan solo sabiendo el diámetro promedio de partícula, la densidad de partícula y la densidad del gas. Para esto utilizamos la gráfica que se muestra en la Figura 10. Para los

---

datos que se presentan en el Apéndice 1 el maíz sería clasificado como un polvo grande del tipo D, por lo que según las características antes descritas sería posible segregarlo con distribuciones de partícula amplias.

### 2.3.2 Velocidad de fluidización mínima.

Ya se estableció que el momento en que el flujo de gas es capaz de sostener el peso de los sólidos se considera como el inicio de la fluidización, esto es

$$(Fuerza\ de\ fricción\ del\ gas) = (Peso\ neto\ de\ los\ sólidos) \quad (1)$$

o

$$\Delta P_b A_t = W = A_t L_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) [(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c}] \quad (2)$$

donde:

$\Delta P_b$  = Caída de presión del lecho

$A_t$  = Área transversal

$W$  = Peso

$L_{mf}$  = Altura del lecho condiciones de mínima fluidización

$\varepsilon_{mf}$  = Porosidad del lecho en condiciones de fluidización mínima

$\rho_s$  = Densidad del sólido

$\rho_g$  = Densidad del gas

$g$  = Aceleración debido a la gravedad

Arreglando:

$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \quad (3)$$

Si se combina esta ecuación con la de Ergun para la caída de presión a través de camas fijas de profundidad  $L_{mf}$ .

---


$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} g_c = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu U_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g U_0^2}{\phi_s d_p} \quad (4)$$

donde:

$\Delta P_b$  = Caída de presión a través del lecho

$\mu$  = Viscosidad del gas

$U_0$  = Velocidad del gas

$\phi_s$  = Esfericidad de la partícula

$d_p$  = Diámetro de partícula

Se obtiene la ecuación cuadrática siguiente para  $U_{mf}$ .

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \left( \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left( \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (5)$$

donde:

$U_{mf}$  = Velocidad de fluidización mínima

Otra forma de determinar la velocidad de fluidización mínima es a través de una gráfica de caída de presión vs. velocidad superficial del gas. Para velocidades bajas, si se grafica en papel log-log, se obtiene una línea recta hasta que la caída de presión iguala a la presión estática del lecho. Una vez que se alcanzó ese valor aunque se aumente la velocidad del gas la caída de presión se mantiene constante. La velocidad de fluidización mínima se define como la intersección de la línea de la gráfica  $\Delta P$  vs  $U$  con la horizontal  $W/A_t$  como se muestra en la Figura 11. De esta gráfica también se puede observar la velocidad de inicio de la fluidización  $U_{bf}$  y la velocidad de fluidización total  $U_{tf}$  que representan las velocidades de fluidización de las partículas más ligeras y más pesadas respectivamente [14].

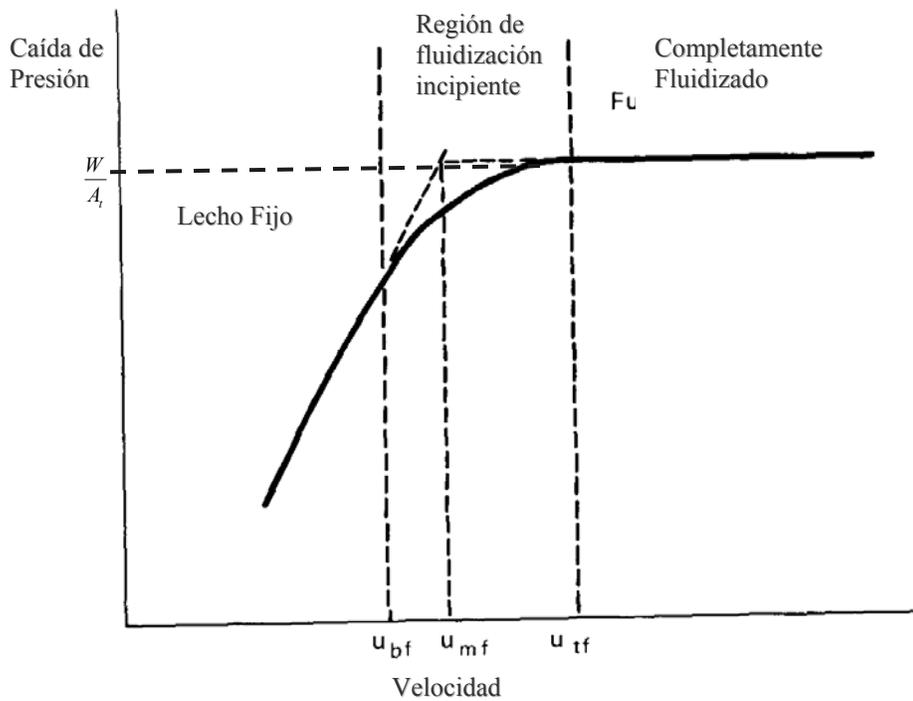


Figura 11. Gráfica típica de la caída de presión en lecho vs. velocidad superficial del gas.

Es importante conocer la velocidad de fluidización mínima del maíz para saber en que rangos se podría operar la limpiadora y que capacidad del ventilador se necesitaría.

### 2.3.3 Acarreo y elutriación de partículas del lecho fluidizado por el gas.

Acarreo y elutriación se refiere a la remoción de partículas del lecho fluidizado por el gas de fluidización. En la mayoría de los procesos industriales el lecho está compuesto por sólidos con distribuciones de partícula muy amplias, en estos casos, normalmente los finos son arrastrados por el gas y removidos permanentemente del sistema, a esto se le conoce como elutriación. El acarreo es función de la altura medida por encima del lecho fluidizado y disminuye al aumentar esta altura hasta llegar a un valor constante a una altura por encima del lecho fluidizado expandido denominada TDH (transport disengaging height). Este valor es función de la velocidad superficial en exceso ( $U-U_{mb}$ ), de la distribución del tamaño de partícula, de la profundidad del lecho expandido, de la densidad aparente del sólido, y de la viscosidad y densidad del gas [9].

---

En base a observaciones se ha encontrado que las burbujas son las responsables de transportar a los sólidos afuera del lecho. Esto puede ser por tres razones [6]:

- Como la presión de las burbujas es mayor a la presión de la superficie del lecho, éstas se revientan al llegar a la superficie y transportan a los sólidos afuera del lecho.
- Como las burbujas y su cascarón viajan a una velocidad mayor que el medio que los rodea, el material que forma el cascarón es aventado al espacio libre por encima del lecho fluidizado expandido.
- Cuando dos burbujas coalescen cerca de la superficie se puede observar que los sólidos del cascarón de la burbuja son arrastrados afuera del lecho.

Es importante recalcar que los sólidos que son llevados hacia la superficie por las burbujas son una muestra representativa del lecho y no sólo de los finos. Cuando los sólidos que arrastra el gas representan un peligro para el ambiente o es costoso perderlos, es necesario recuperarlos de alguna manera, la más común es a través de ciclones.

---

### **III MÉTODOLOGÍA**

Debido a la necesidad de sistemas de limpieza de maíz más eficientes, la empresa Investigación de Tecnología Avanzada (INTASA), filial del Grupo Industrial Maseca, inició la construcción de un equipo para remover las impurezas del maíz en un lecho fluidizado (ver Figuras 12, 13 y 14). El principio de separación en el que se basa este equipo es que las impurezas tienen una densidad menor a la del maíz y pueden ser separadas por flotación y elutriación en un lecho fluidizado. El maíz es alimentado a la cámara de fluidización por la parte de arriba y en el fondo hay una placa perforada que permite el paso del aire para llevar a cabo la fluidización. En un sistema de este tipo, si la velocidad del aire es suficiente, el maíz se comporta como si fuera un líquido [6] y la cañilla, el olote y el polvo empiezan a flotar, mientras que el maíz se mantiene en el fondo del lecho. Es importante que la velocidad del aire sea suficiente para crear un lecho burbujeante de tal manera que permita al material ligero percolar a través de la cama de sólidos [5]. La cámara de fluidización tiene una placa de bajo flujo que retiene el material en el equipo y un rebose que permite al olote y a la cañilla salir del sistema. El aire sube por una tubería y pasa a un ciclón donde se colectan los polvos que son arrastrados. Este equipo es la base de la presente investigación, la metodología seguida para su análisis se presenta en la Figura 15.

#### **3.1 Experimentación.**

Se realizaron experimentos en un equipo piloto (ver Figura 16) para determinar las condiciones de operación y el tipo de distribuidor de aire a utilizar. Con los datos de operación y la placa seleccionada se hicieron pruebas en la limpiadora INTASA (ver Figura 12). Se determinó el impacto cualitativo que tienen las variables en la capacidad de separación, y se determinaron los valores que debían tomar. También se analizaron las características de las corrientes de salida de la limpiadora y se comparó su desempeño con respecto al de la limpiadora Forsberg.

### 3.2 Modelación del fenómeno de separación.

Se realizó un modelo matemático para predecir la capacidad de separación de una limpiadora en lecho fluidizado o para el diseño de una nueva. Para esto fue necesario estimar algunas propiedades de los materiales involucrados como el diámetro equivalente del maíz y de las impurezas, sus densidades a granel y densidades de partícula. También fue necesario calcular propiedades del lecho de maíz como su viscosidad y su porosidad.

De la solución del modelo se obtuvieron los resultados de la velocidad de ascenso de las impurezas en el lecho. Se determinó el tiempo que tardan en subir las impurezas para una altura del lecho determinada, también se realizó un análisis de sensibilidad del tiempo necesario de separación contra el diámetro promedio de las impurezas y su densidad. Finalmente se desarrolló un procedimiento general para el cálculo de los flujos de salida de la limpiadora INTASA.

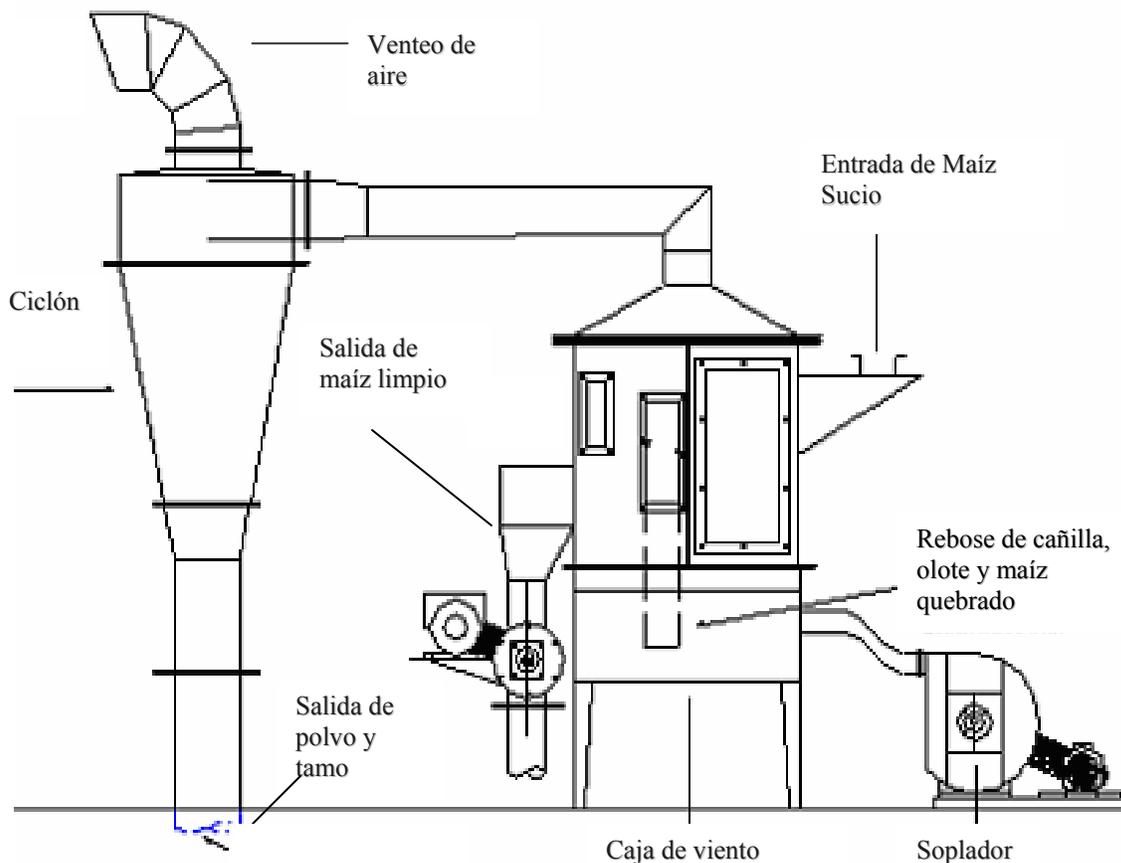
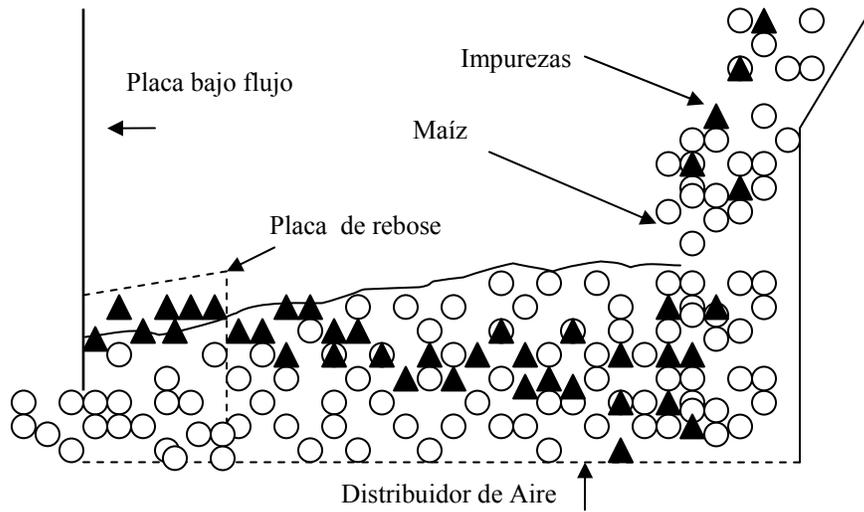
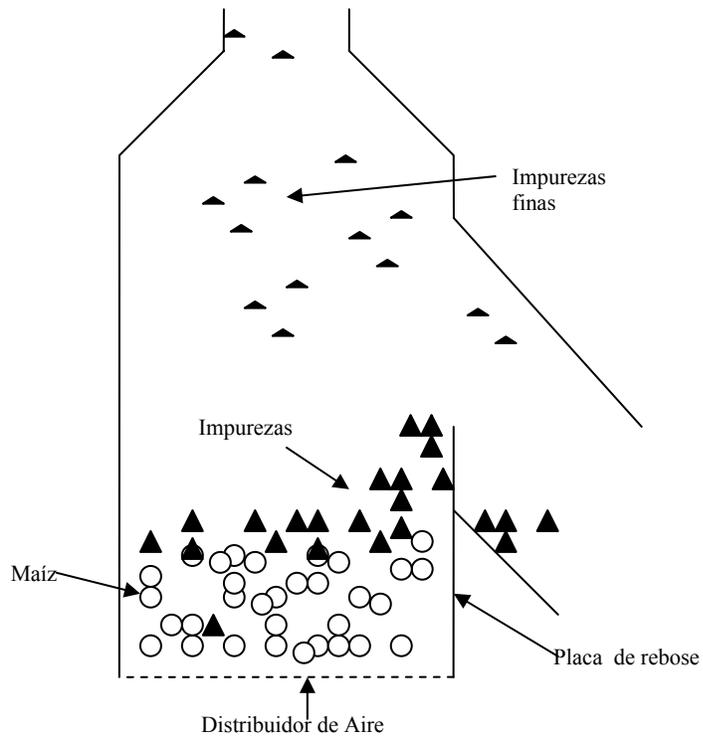


Figura 12. Limpiadora INTASA.



**Figura 13. Esquema de la separación del maíz y las impurezas en la limpiadora INTASA (vista lateral).**



**Figura 14. Esquema de la separación del maíz y las impurezas en la limpiadora INTASA (vista frontal).**

---

### PRUEBAS EN EQUIPO PILOTO

- Selección de placa de distribución de aire.
- Determinación de velocidad de fluidización mínima.

### EXPERIMENTOS EN LIMPIADORA INTASA

- Determinación cualitativa del impacto de las variables en la separación.
- Condiciones de operación.
- Análisis de las impurezas en la corriente de salida.
- Comparación de su desempeño con el de una limpiadora Forsberg.

### MODELACIÓN DEL FENÓMENO DE SEPARACIÓN

- Desarrollo de un modelo matemático que calcula la velocidad de ascenso de las impurezas.
- Determinación de parámetros necesarios en la modelación (diámetro equivalente de maíz e impurezas, viscosidad y porosidad del lecho).
- Análisis de sensibilidad de la capacidad de separación del equipo con respecto a las características de las impurezas de entrada.
- Desarrollo de un procedimiento general para calcular los flujos de salida de la limpiadora INTASA.

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

**Figura 15. Diagrama esquemático de la metodología seguida en esta investigación.**

---

## IV EXPERIMENTACIÓN Y RESULTADOS

### 4.1 Experimentación con equipo piloto.

Se utilizó un equipo piloto que consiste en un tubo de acrílico transparente de 6" de diámetro interno, conectado a un soplador de 7.5 hp (ver Figura 16), con la finalidad de establecer las condiciones de operación óptimas del proceso y poder diseñar un equipo para una línea de producción. Se realizaron pruebas con dos tipos diferentes de distribuidores de aire. En una se utilizó una placa alemana marca Hein Lehmann AG con agujeros finos No 7 de 0.75 mm de espesor, agujeros de 0.2 mm de diámetro y 2.5 mm de pitch. La otra placa es en acero inoxidable con agujeros de 1/8" de diámetro con pitch en arreglo triangular equilátero de 1/4". Los resultados se presentan a en las Figuras 17 y 18.

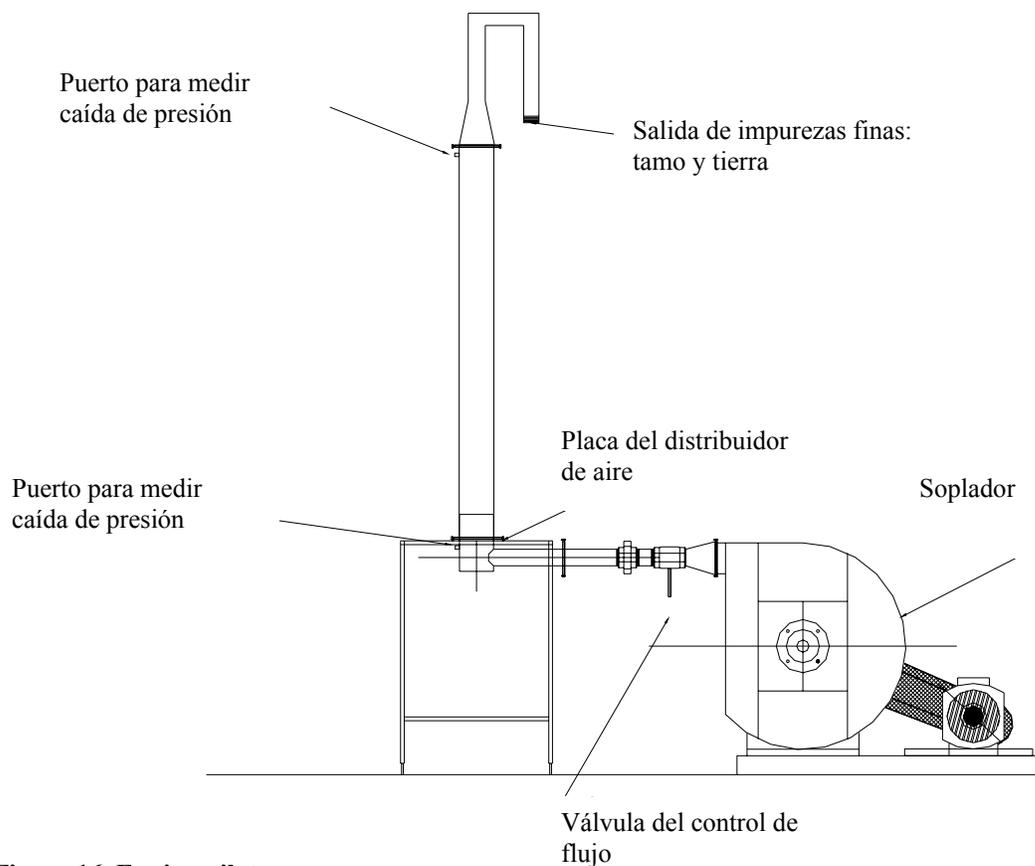


Figura 16. Equipo piloto.

---

## 4.2 Selección de placa de distribución de aire.

Antes de hacer los experimentos de fluidización del maíz, se midieron las caídas de presión de las placas sin carga. Para los experimentos con carga, se utilizó maíz blanco de la región de Sinaloa con las características descritas en el Apéndice 1. Se cargaron 2 kg de maíz al equipo y se inició la operación del soplador, registrando las velocidades del aire, las caídas de presión y la expansión del lecho. También se registraron los valores de la velocidad del aire a los cuales se observaba la expansión del lecho, el mezclado total del lecho y el transporte neumático del maíz.

Como se puede observar, en las Figuras 17 y 18, la caída de presión del lecho contra la velocidad del aire es muy parecido para ambas placas debido a que se utilizó la misma cantidad de material para ambas pruebas (2 kg) y la caída de presión por unidad de longitud, como lo indica la ecuación (3), sólo depende de la densidad del material y de la porosidad del lecho para un diámetro de partícula definido. Sin embargo se encuentran diferencias sustanciales en la caída de presión total (Lecho + Placa). Para la placa de agujeros finos la caída de presión es alrededor de 35% mayor que la de agujeros de 1/8". La placa alemana tiene la ventaja que los agujeros están orientados en la dirección del flujo, por lo que al mismo tiempo que el aire fluidiza al sólido, también lo hace avanzar, lo que representa una ventaja al momento de parar el equipo. Sin embargo se decidió escoger la placa de agujeros de 1/8 dado que la intención es construir un equipo que opere en forma continua por lo que no será necesario vaciar el equipo de forma manual frecuentemente. Por otro lado con la placa de agujeros de 1/8" se tiene un ahorro en el consumo de energía del ventilador y no se sacrifica la calidad de la fluidización del lecho.

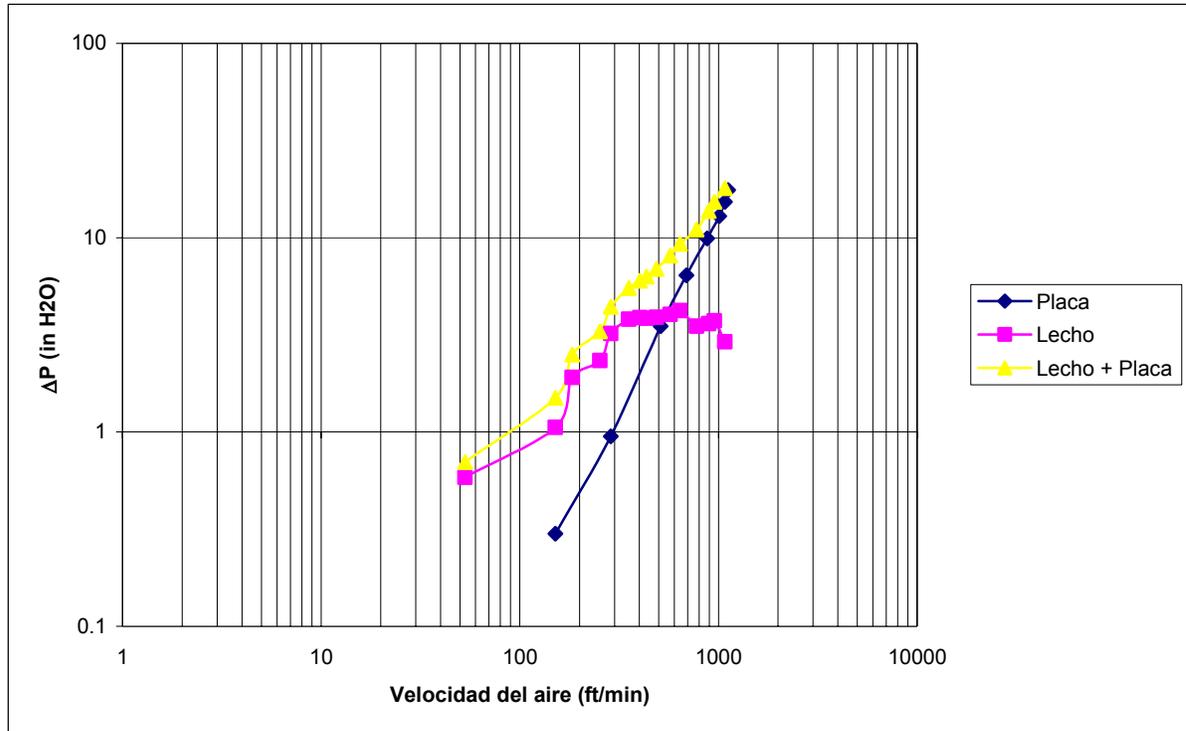


Figura 17. Caída de presión vs. velocidad del aire para una placa con agujeros finos de 0.2 mm de diámetro.

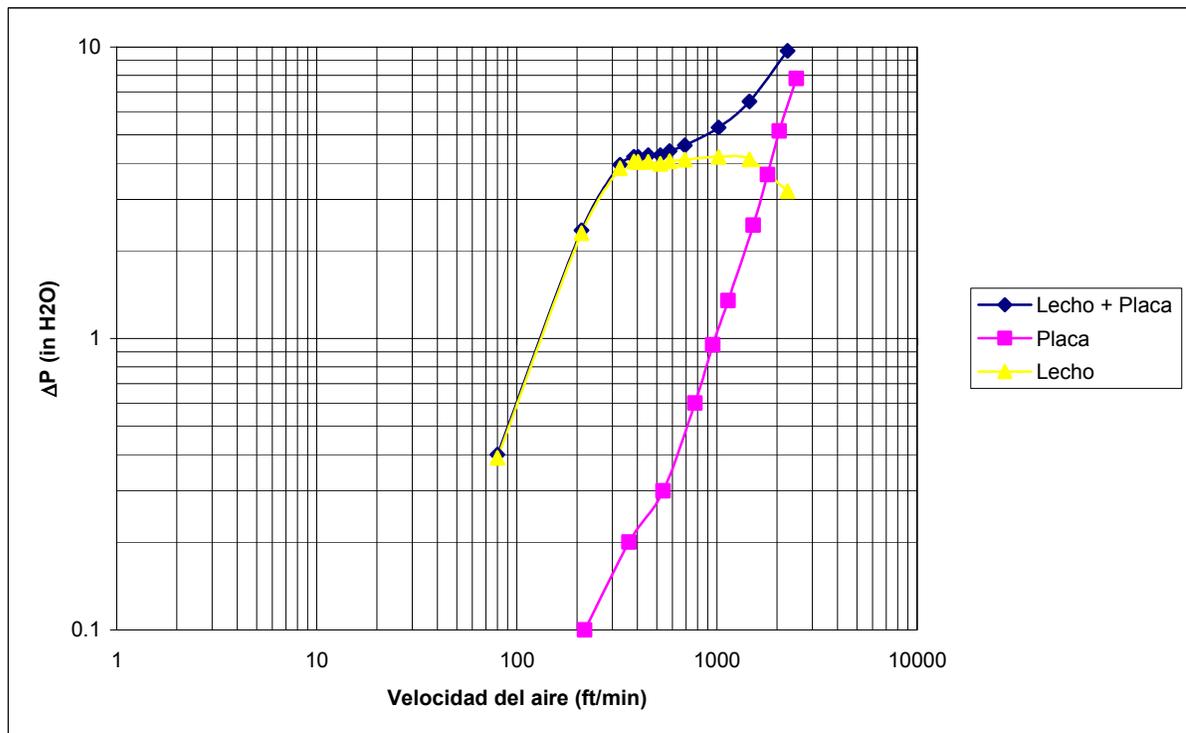


Figura 18. Caída de presión vs. velocidad del aire para una placa con agujeros de 1/8" de diámetro.

### 4.3 Condiciones de operación.

La velocidad de fluidización mínima obtenida por el método gráfico con datos experimentales, descrito en la sección 2.3.2, es alrededor de 1.8 m/s. Se observa de los experimentos que a una velocidad aproximada de 2.75 m/s el lecho está bien fluidizado pero la velocidad es relativamente alta tal que el flotante es mezclado con el maíz. A una velocidad de 3.3 m/s el lecho está completamente mezclado. El maíz es transportado neumáticamente a una velocidad aproximada de 5.2 m/s. Se sugiere diseñar la limpiadora de maíz para una velocidad de 1.8 a 2.75 m/s para evitar el mezclado de las impurezas.

En la Tabla 1 se pueden observar los valores obtenidos para la velocidad de fluidización mínima del maíz por diferentes correlaciones. En todos los casos los valores calculados son menores a los determinados de manea experimental, sin embargo el porcentaje de desviación (40%) está dentro de lo esperado según lo reportado por Davidson et al. [14]. Por lo que puede suponerse que los parámetros usados (principalmente el diámetro del maíz) para el uso de estas correlaciones son adecuados.

**Tabla 1. Velocidades de fluidización mínimas obtenidas con correlaciones reportadas en [14], [6] y [23]. Los valores utilizados para las correlaciones están reportados en el Apéndice 1.**

Velocidad de fluidización mínima $U_{mf}$ (m/s)	Correlación	Autores
0.9705	$1.75\rho_g U_{mf} + \frac{180(1-\varepsilon_{mf})\mu U_{mf}}{d_p} - \varepsilon_{mf}^3 d_p (\rho_s - \rho_g)g = 0$	Ergun
1.2586	$\frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} = \left[ (28.7)^2 + .0494 \left( \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \right) \right]^2 - 28.7$	Chitester
1.1121	$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left[ 1135.7 + .0408 \left( \frac{\rho_g d_p^3 (\rho_p - \rho_g)g}{\mu^2} \right) \right]^{\frac{1}{2}} - 33.7$	Wen y Yu
1.2732	$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left( 1.54 \times 10^{-2} \left( \frac{\rho_g^2 d_p^2 g}{\mu^2} \right)^{0.66} \left( \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right) \right)$	Riba

---

#### 4.4 Pruebas y Condiciones de operación para limpiadora INTASA.

Se realizaron pruebas en la limpiadora INTASA con dimensiones de 2 ft largo y 1 ft de ancho (ver Figura 12). Se utilizó la placa perforada de 1/8" que se había seleccionado con anterioridad y el aire es suministrado por un soplador de 10 hp. El equipo tiene tres variables que pueden ser controladas: la altura de la placa del rebose, la altura de la placa de bajo flujo y el gasto de aire. El funcionamiento es muy sencillo: el flujo de maíz entra por un extremo del equipo, hace contacto con la placa de distribución de aire, empieza a fluidizar al maíz al mismo tiempo que lo hace avanzar; la placa de bajo flujo retiene al maíz en el lecho, mientras más restringida esté, el material permanece más tiempo en el equipo. El maíz limpio se tiene que sumergir para pasar por debajo de la placa de bajo flujo y las impurezas que están sobre la superficie salen del sistema por la placa del rebose que se encuentra en uno de los costados del equipo. A la salida del rebose hay un juego de válvulas sincronizadas que abren y cierran para descargar las impurezas sin perder la presión de aire en el equipo. Originalmente se había colocado una mampara en la entrada del maíz que obligaba al maíz a sumergirse y llevar un flujo ordenado, sin embargo después se decidió removerla para no obligar a las impurezas a hundirse para después tener que ser separadas. Además en un trabajo anterior [12] se encontró que para separar las papas de las piedras en un lecho fluidizado la capacidad de separación aumenta al dejar caer los objetos desde una altura determinada a diferencia de si son alimentados a la misma altura del lecho.

Se realizaron pruebas para determinar de forma cualitativa el impacto de las variables en la eficiencia de separación. En la Tabla 2 se presentan los resultados de los experimentos.

La velocidad del aire y la altura de la placa de descarga del rebose se decidió mantenerlas fijas para poder observar el efecto de mover sólo la altura de la placa bajo flujo. Durante los experimentos se tomaron muestras y se les determinó, el porcentaje de impurezas a la entrada, el porcentaje de impurezas en el maíz limpio y el porcentaje de maíz en impurezas. Además se midió el flujo de maíz a la entrada, el flujo de impurezas

por la placa del rebose, el flujo de tamo colectado en el ciclón, la caída de presión en el equipo, la altura del lecho, la temperatura de entrada y de salida del aire.

**Tabla 2. Resultados de experimentos para determinar el impacto de las variables en la separación.**

Vel. Aire	Placa Bajo Flujo	Flujo maíz ent	% Imp ent.	%imp en maíz limpio	Flujo de Imp.	% maíz en Imp.	Flujo de Tamo	L
Ft/min	in	kg/min			kg/min		Kg/min	in
726	2.5	39.40	2.51	0.56	0.854	87.7	0.078	8.25
734	3.5	35.96	3.81	0.43	0.165	10.5	0.078	6.75
751	4.5	36.98	3.78	0.49	0.17	2.5	0.086	6.25

\* La placa del rebose se mantuvo fija en 8.75", la caída de presión se mantuvo en 5.5" H<sub>2</sub>O, la T entrada en 48°C y T salida en 25°C.

De los resultados presentados en la Tabla 2 se observa que en el nivel más bajo de la placa bajo flujo, es decir en el momento en que la salida de maíz limpio estuvo más restringida se obtuvo la peor separación. Por un lado, dado que la salida estaba muy restringida la altura del lecho fue la más alta registrada y provocó que mucho maíz limpio saliera por el rebose, por eso el valor de 88% de maíz en impurezas. Por otro lado la eficiencia de separación fue también más pobre, ya que a pesar de que el maíz entró con menor cantidad de impurezas (2.51%), a la salida registró 0.56% el valor más grande de las tres corridas. Esto pudo haber sido causado por la altura del lecho ya que al ser mayor se requería mayor flujo de aire para mantener la misma calidad de fluidización y es posible que el aire no fuera suficiente para que todas las impurezas libranan la altura de la placa bajo flujo. La tercer corrida fue la que mejores resultados arrojó. Con el valor más alto de la placa bajo flujo, es decir en el caso donde se restringió menos el flujo de maíz limpio, presentó la menor cantidad de maíz en impurezas con un valor de 2.5%. Es importante que las impurezas vayan libres de maíz limpio, ya que se venden como subproductos a un precio menor y la presencia de maíz representaría una merma de materia prima. Esta corrida presentó el valor más bajo de altura del lecho, aunque esto le permitió tirar menos maíz por el rebose quizá le perjudicó un poco en la eliminación de impurezas en maíz limpio ya que la distancia que tuvieron que recorrer las impurezas para librar la placa bajo flujo fue mayor y el tiempo de residencia en el equipo fue menor,

por lo que esto pudo haber provocado que no se obtuviera un valor más bajo en las impurezas en el maíz limpio.

#### 4.5 Datos de operación de la limpiadora de maíz INTASA.

Con la información obtenida de los experimentos anteriores se decidió fijar las condiciones de la limpiadora y monitorear su operación por varios días. A continuación se presentan los datos de operación de la limpiadora de maíz INTASA.

Parámetros constantes fijados en la limpiadora de maíz:

Altura de la mampara del bajo-flujo de maíz limpio 2.5”

Altura de la mampara de rebose de cañilla y olote  $10 \frac{9}{16}$ ”

**Tabla 3. Flujos máxicos de pruebas en limpiadora INTASA.**

Fecha	Hora	W <sub>r</sub> (Flujo del rebose de cañilla y olote)	W <sub>t</sub> (Flujo del Tamo recuperado en el ciclón)	W <sub>ml</sub> (Flujo del maíz limpio)	X <sub>impml</sub> (% peso de impurezas en maíz limpio básicamente maíz quebrado)
		(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	
16-May-06	11:45	-	-	10,462	0.120
	13:55	4.56	1.60	10,168	0.310
	15:45	5.30	1.61	10,200	0.020
	17:45	4.15	1.59	10,200	0.130
18-May-06	10:35	-	-	7,486	0.191
	12:45	4.21	2.28	10,645	0.076
	14:40	3.21	2.09	10,901	0.093
	16:05	3.81	1.69	9,743	-
19-May-06	10:40	-	-	9,641	0.202
	12:40	7.57	2.08	10,258	0.206
	14:40	8.16	2.21	10,080	0.100
	16:40	4.45	1.59	8,952	0.120
	18:40	4.87	1.57	10,067	0.130
Promedios		5.03	1.83	9,908.	0.142

**Tabla 4. Condiciones de operación del lecho de maíz en limpiadora INTASA.**

Fecha	Hora	$\Delta P_{d+B}$	$\Delta P_T$	$L_{Bf}$	$T_{ent}$	$T_{sal}$
		(in $H_2O$ )	(in $H_2O$ )	(cm)	$^{\circ}C$	$^{\circ}C$
16-May-06	11:45	5.0	8.4	21.59	38.0	21.0
	13:55	5.0	8.3	21.59	42.0	23.0
	15:45	5.0	8.3	20.32	43.0	23.0
	17:45	5.0	8.3	20.32	44.0	23.0
18-May-06	10:35	5.0	8.2	19.69	46.0	23.0
	12:45	5.1	8.3	22.23	49.0	23.5
	14:40	5.1	8.3	21.59	50.0	25.5
19-May-06	10:40	4.4	8.2	20.32	47.0	22.0
	12:40	5.0	8.1	20.32	51.5	25.0
	14:40	5.1	8.2	20.32	52.5	24.5
	16:40	5.1	8.3	20.32	52.0	24.5
	18:40	5.0	8.2	20.32	51.5	25.5
Promedios		4.98		20.74	47.2	23.6

De las Tablas 3 y 4 se encuentran algunos datos interesantes. En el momento que se midió el flujo de maíz más bajo (7, 486 kg), también se registró la altura del lecho más baja. Esto concuerda con lo esperado, ya que el flujo de salida del maíz por la placa de bajo flujo depende del área libre que deja la placa y de la velocidad lineal de salida del maíz. Si la placa de bajo flujo se mantuvo constante, entonces para un menor flujo de entrada de maíz, el lecho requiere una velocidad menor en la salida por la placa de bajo flujo y por lo tanto la altura del lecho disminuye.

De las Tablas 5 y 6 se puede observar que las densidades a granel de la limpiadora INTASA son significativamente mayores que las de la Forsberg. Esto se debe principalmente a que esta limpiadora tiene la capacidad de remover granos de baja densidad, cualidad que otras limpiadoras no tienen. Esta característica es importante para la manufactura de un producto seguro, ya que esos granos están dañados por el ataque de las plagas y frecuentemente tienen altos contenidos de fragmentos de insectos y aflatoxinas.

**Tabla 5. Densidades y porosidades de los materiales involucrados en limpiadoras INTASA y Forsberg.**

Muestra	Densidad a Granel	Densidad Aparente de Partícula	Porosidad del material Flojo.
	(kg/m <sup>3</sup> )	(kg/m <sup>3</sup> )	$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{\rho_{Bmf}}{\rho_p}$
Entrada a limpiadoras Forsberg	754.3	1223	0.3832
Salida de limpiadora Forsberg 1	757.3	1247	0.3927
Salida de limpiadora Forsberg 2	752.6	1217	0.3816
<b>Salidas de la limpiadora INTASA</b>			
Maíz Limpio	771.3	1240	0.3780
Rebose de cañilla, olote etc.	277.3	645	0.5701
Tamo recuperado	189.5	1109	0.8291

**Tabla 6. Densidades y porosidades del maíz limpio de salida en limpiadora INTASA.**

Fecha	Hora	Densidad a Granel	Densidad Aparente de Partícula	Porosidad del material Flojo.
		(kg/m <sup>3</sup> )	(kg/m <sup>3</sup> )	$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{\rho_{Bmf}}{\rho_p}$
18-May	10:35	773.1	1259	0.3861
	12:45	760.5	1179	0.3549
	14:40	765.7	1236	0.3805
19-May	10:40	761.8	1230	0.3807
	12:40	762.2	1270	0.3998
	14:40	772.1	1277	0.3954
	16:40	776.2	1273	0.3903
	18:40	-	-	-
Promedios		767.4	1246	0.3839

#### 4.6 Caracterización de las impurezas removidas por la limpiadora INTASA.

Se tomaron muestras de las impurezas removidas por la limpiadora INTASA y se mandaron analizar al laboratorio central de GRUMA. De forma manual se identificaron los componentes de las impurezas y se determinó su porcentaje en peso. A continuación se presentan los resultados del análisis..

**Tabla 7. Caracterización de las salidas de la limpiadora INTASA.**

Muestra	Impureza de Rebose	Impureza de Tamo
<b>Desglose de Impurezas:</b>		
Pedazos de Olote (%)	14.0	--
Maíz quebrado con daños (%)	24.8	--
Flor de la espiga (%)	0.2	--
Pedazos de caña de maíz (%)	8.5	--
Pedazos de hoja de maíz (%)	5.7	3.7
Otras semillas (%)	0.5	--
Tallos de malezas (%)	0.5	--
Partículas finas de grano, hojas y olote retenidas en M +18 (%)	19.0	---
Partículas finas de endospermo de maíz retenidas en M + 35 (%)	26.8	14.7
Tamo retenido M +18 (%)	--	32.4
Partículas finas de endospermo retenidas en M +25 (%)	--	17.3
Partículas finas de endospermo retenidas en M -35 (%)	--	31.2

Aunque el diseño de la limpiadora había sido concebido originalmente para separar impurezas como el olote, la cañilla y el tamo, se observa que las fracciones removidas son muy diversas. El olote y la cañilla representan únicamente el 22% de las impurezas, el maíz quebrado y con daños representa cerca del 25% y las partículas finas de maíz el 27%. Lo anterior es importante porque el maíz con daños (de baja densidad) puede ocasionar problemas en el proceso de producción de harina de maíz, principalmente colores oscuros en el producto y altas cuentas de fragmentos de insectos,

---

sin embargo es imposible retirarlo con los sistemas actuales de limpieza en Molinos Azteca.

#### 4.7 Comparación entre limpiadoras INTASA y Forsberg.

**Tabla 8. Comparación entre limpiadoras INTASA y Forsberg.**

Equipo	Potencia Consumida hp	Eficiencia de separación (impurezas grandes)
Forsberg	6	80-85 %
Limpiadora INTASA	10	Cercano al 100%

La ventaja que la limpiadora INTASA ofrece con respecto a la tradicional Forsberg es que integra dos equipos en uno, por un lado es muy eficiente para remover impurezas grandes como cañilla u olote e impurezas finas como fracciones de endospermo, tierra y tamo. En el caso de las otras limpiadoras se necesitaría un equipo adicional para remover por completo la fracción ligera. Sin embargo la limpiadora INTASA no remueve el grano quebrado como lo hace la limpiadora Forsberg y que es importante quitar antes de la etapa de maceración ya que pueden presentarse problemas de adhesividad en la masa [19].

---

## V MODELACIÓN

### 5.1 Desarrollo de un modelo de separación que sirva para predecir el comportamiento de un equipo y determinar sus dimensiones.

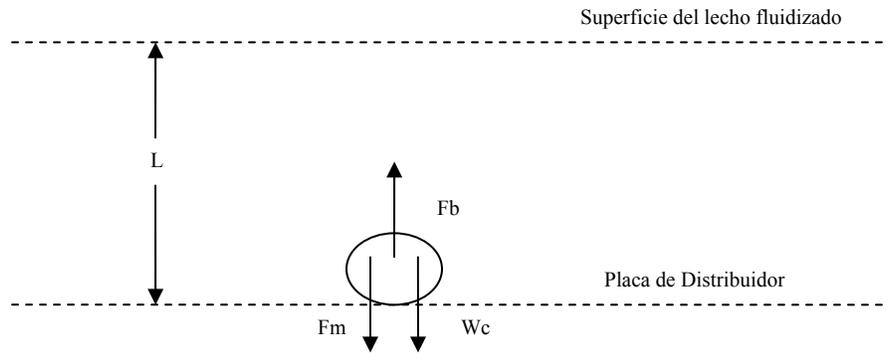
El desarrollo de un modelo que permita predecir la capacidad de separación del equipo es fundamental para el cálculo de las dimensiones de éste. La separación en un medio fluidizado está basada en las diferencias de las densidades de los productos que se quiere separar. La densidad aparente (densidad a granel) del lecho debe ser mayor que la del producto a separar [4], de esta manera se asegura que el material que se quiere separar flote en el medio. Para poder determinar las dimensiones de un equipo nuevo o para estimar la capacidad de separación de uno ya existente, es necesario conocer la velocidad con la que ascenderían las impurezas por el medio fluidizante, que en este caso es el maíz. Pocos trabajos se han encargado de predecir las propiedades de cuerpos moviéndose en un lecho fluidizado, algunos que sobresalen en este tema son los trabajos de Zaltzman [4], Daniels [10] y Mizrach [11]. En el equipo propuesto por INTASA, las impurezas del maíz: cañilla, olote y tamo pueden ser separadas por flotación y elutriación en un lecho fluidizado de maíz. Por lo tanto es necesario poder predecir el tiempo que tardaría un cuerpo sumergido en el lecho, en salir a la superficie y de esta manera determinar las dimensiones del equipo para asegurar que se cumpla el tiempo necesario para que pueda ser separado. Tomando el modelo de separación desarrollado por Mizrach et al. [11], este cuerpo está sujeto a 3 fuerzas: el peso del cuerpo  $W_c$ , la fuerza de resistencia al movimiento  $F_m$ , y la fuerza boyante de Arquímedes,  $F_b$  (ver Figura 19).

Si se hace una sumatoria de fuerzas en el cuerpo y se iguala a su masa por aceleración, se tiene la siguiente ecuación:

$$M_b \frac{d^2L}{dt^2} = F_b - W_c - F_m \quad (6)$$

donde:

$M_b$  = Masa del cuerpo  
 $L$  = Posición vertical en el lecho  
 $F_b$  = Fuerza boyante de Arquímedes  
 $W_c$  = Peso del cuerpo  
 $F_m$  = Fuerza de arrastre



**Figura 19. Diagrama de fuerzas actuando sobre el cuerpo en el medio fluidizante.**

A su vez, las fuerzas  $W_c$ ,  $F_m$ , y  $F_b$ , pueden escribirse como:

$$W_c = M_b g = \rho_a g V_b \quad (7)$$

$$F_m = \frac{1}{2} C_d \rho_f A_{tc} U_b^2 = \frac{1}{2} C_d \rho_s (1 - \varepsilon) A_{tc} U_b^2 \quad (8)$$

$$F_b = \rho_f g V_b = \rho_s (1 - \varepsilon) g V_b \quad (9)$$

donde:

$\rho_a$  = Densidad del cuerpo (impurezas)

$V_b$  = Volumen del cuerpo

$C_d$  = Coeficiente de arrastre

$\rho_s$  = Densidad del sólido (maíz)

$\varepsilon$  = Porosidad del lecho

$A_{tc}$  = Área transversal del cuerpo

$U_b$  = Velocidad de ascenso del cuerpo

---

Si se considera que el coeficiente de arrastre para régimen laminar se puede representar por [8]:

$$C_d = \frac{24}{\text{Re}} \quad (10)$$

Con el número de Reynolds definido de la siguiente manera:

$$\text{Re} = \frac{U_b D_b}{\nu_f} = \frac{U_b D_b \rho_f}{\mu_f} = \frac{U_b D_b \rho_s (1 - \varepsilon)}{\mu_f} \quad (11)$$

donde:

$D_b$  = Diámetro del cuerpo

$\mu_f$  = Viscosidad del lecho

Y con la relación para esferas de área transversal y volumen:

$$\frac{A_{tc}}{V_b} = \frac{3}{2D_b} \quad (12)$$

Entonces queda la siguiente ecuación diferencial:

$$\frac{dU_b}{dt} = C - K_1 U_b \quad (13)$$

Donde los parámetros C y  $K_1$  son:

$$C = \left[ \frac{\rho_s (1 - \varepsilon) - \rho_a}{\rho_a} \right] g \quad (14)$$

$$K_1 = 18 \frac{\mu_f}{D_b^2 \rho_a} \quad (15)$$

---

Si se resuelve la ecuación (13) se obtiene:

$$U_b = -\frac{C}{K_1} e^{(-K_1 t)} + \frac{C}{K_1} \quad (16)$$

donde:

$U_b =$  Velocidad de ascenso de las impurezas

Es importante destacar que la ecuación es válida siempre y cuando el cuerpo esté sumergido en el lecho. Una vez que llega a la superficie su velocidad es cero, por lo tanto no hay fuerza de arrastre, y la fuerza de flotación equilibra al peso del cuerpo para mantenerlo en reposo.

Para poder resolver las ecuaciones es necesario definir el diámetro de partícula del maíz,  $d_p$ , el diámetro de las impurezas  $D_b$ , la porosidad del lecho en fluidización mínima  $\varepsilon_{mf}$  y la viscosidad del lecho  $\mu_f$ .

## 5.2 Diámetro equivalente de impurezas.

Una de las aproximaciones que se puede hacer para obtener un diámetro de partícula es suponer que se trata de una esfera y luego asignarle un factor de esfericidad. De esta forma se puede definir el diámetro esférico [6]:

$$d_{esf} = \left( \frac{\text{diámetro de una esfera con el mismo volumen de partícula}}{\text{volumen de partícula}} \right) \quad (17)$$

Para medir la desviación del comportamiento de la partícula con respecto al de una esfera se utiliza la esfericidad  $\phi_s$  donde:

$$\phi_s = \left( \frac{\text{Superficie esfera}}{\text{Superficie partícula}} \right)_{\text{mismo volumen}} \quad (18)$$

Kunii y Levenspiel [6] presentan la siguiente tabla con valores de esfericidad para cuerpos regulares

**Tabla 9. Valores de esfericidad para cuerpos regulares.**

Tipo de Partícula	Esfericidad
<b>Cubo</b>	0.81
<b>Cilindros</b>	
h = d	0.87
h = 5d	0.70
h = 10d	0.58
<b>Discos</b>	
h = d/3	0.76
h = d/6	0.60
h = d/10	0.47

Así el diámetro efectivo,  $d_{ef}$ , de las partículas quedaría:

$$d_{ef} = \phi_s d_{esf} \quad (19)$$

Se tomó una muestra representativa de las impurezas removidas por las limpiadoras actuales en Maseca, la muestra, formada por 62 partículas, pesó 28.8 g. Para determinar la densidad real de las partículas se midió el volumen desplazado por la muestra en una probeta de un litro con 500 ml de aceite mineral. El volumen desplazado fue de 90 cm<sup>3</sup> con ese volumen y el peso de las partículas se obtiene que la densidad es:

$$\rho_p = \frac{m}{V} = \frac{28.8 \text{ g}}{90 \text{ cm}^3} = 0.320 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 320 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

---

Por lo tanto el volumen por partícula es:

$$V_p = \frac{\text{Volumen total}}{\text{Número de partículas}} = \frac{90 \text{ cm}^3}{62 \text{ partículas}} = 1.4516 \frac{\text{cm}^3}{\text{partícula}} \quad (20)$$

Y si el volumen de una esfera es  $V_{esf} = \frac{4\pi r^3}{3}$  entonces:

$$r = \sqrt[3]{\frac{3V_p}{4\pi}} = \sqrt[3]{\frac{1.4516(3)}{4\pi}} = 0.7024 \text{ cm}$$

Entonces el diámetro esférico es  $d_{esf} = 1.4048 \text{ cm}$ . Si consideramos que las impurezas son cilindros con altura igual a cinco veces el diámetro, entonces de la Tabla 9 tenemos que su esfericidad es  $\phi_s = 0.70$  por lo tanto el diámetro efectivo es:

$$d_{ef} = \phi_s d_{esf} = 0.70(1.4048 \text{ cm})$$

$$d_{ef} = 0.9834 \text{ cm} \approx 1 \text{ cm}$$

### 5.3 Diámetro equivalente del maíz.

Para el cálculo del diámetro equivalente del maíz se tomó una muestra y se seleccionaron granos de maíz de manera aleatoria, se les determinó su velocidad de sedimentación en agua y su velocidad promedio fue:

$$v_{prom} = 0.1370 \text{ m/s}$$

Con la gráfica modificada de coeficientes de arrastre para sedimentación propuesta por Zenz [9] podemos obtener el diámetro equivalente esférico: Se definen los parámetros  $\omega$  y  $\Delta$  de la manera siguiente:

---


$$\omega = \left[ \frac{4\mu_f(\rho_p - \rho_f)g}{3\rho_f^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (21)$$

$$\Delta = \left[ \frac{3\mu_f^2}{4\rho_f(\rho_p - \rho_f)g} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (22)$$

Con la densidad del maíz y las propiedades del agua a 25 °C, que se reportan en el Apéndice 1 se obtienen los siguientes valores:

$$\Delta = 61.068 \mu m$$

$$\omega = 0.0140 \frac{m}{s}$$

Si la ordenada de la gráfica es  $\frac{v}{\omega} = \frac{0.1370 \frac{m}{s}}{0.0140 \frac{m}{s}} \approx 9.8$  se puede obtener la abcisa de

la intersección de este punto con la línea de  $\varepsilon = 1$ . El resultado se puede observar en la Figura 19. El valor del abcisa es aproximadamente 54. Para obtener el diámetro esférico equivalente se despeja el valor de  $d_p$  y se obtiene:

$$\frac{d_p}{\Delta} = 54$$

$$d_p = 54(61.068 \mu m)$$

$$d_p = 3298.67 \mu m$$

$$d_p \approx 3.3 mm$$

## Velocidad Superficial del Fluido vs. Diámetro de Partícula.

Para densidades desde estados no-compactados, hasta partículas simples a  $\epsilon = 1.0$

$$\omega = [4\mu_f(\rho_p - \rho_f)g/3\rho_f^2]^{1/3}$$

$$\Delta = [3\mu_f^2/4\rho_f(\rho_p - \rho_f)g]^{1/3}$$

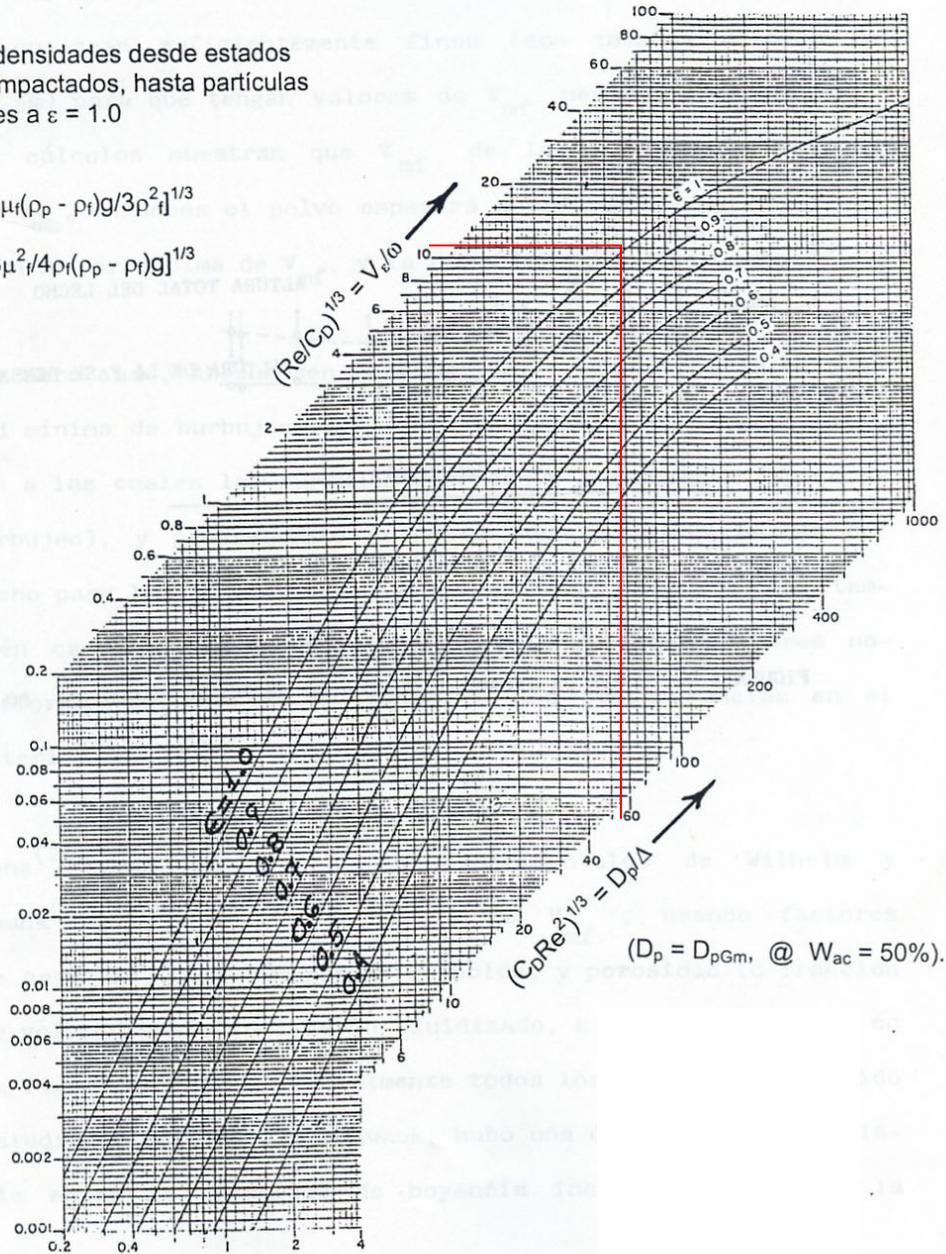


Figura 20. Gráfica modificada de coeficientes de arrastre para sedimentación (tomada de Sosa [9]).

---

#### 5.4 Porosidad del lecho en su condición de fluidización mínima.

La porosidad del lecho en su condición de fluidización mínima se puede obtener de la siguiente ecuación:

$$\rho_B = \rho_p(1 - \varepsilon_{mf}) \quad (23)$$

Si se considera que el maíz tiene las siguientes características:

$$\text{Densidad a granel del maíz} \quad \rho_B = 750 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad y$$

$$\text{Densidad aparente de partícula} \quad \rho_p = 1270 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

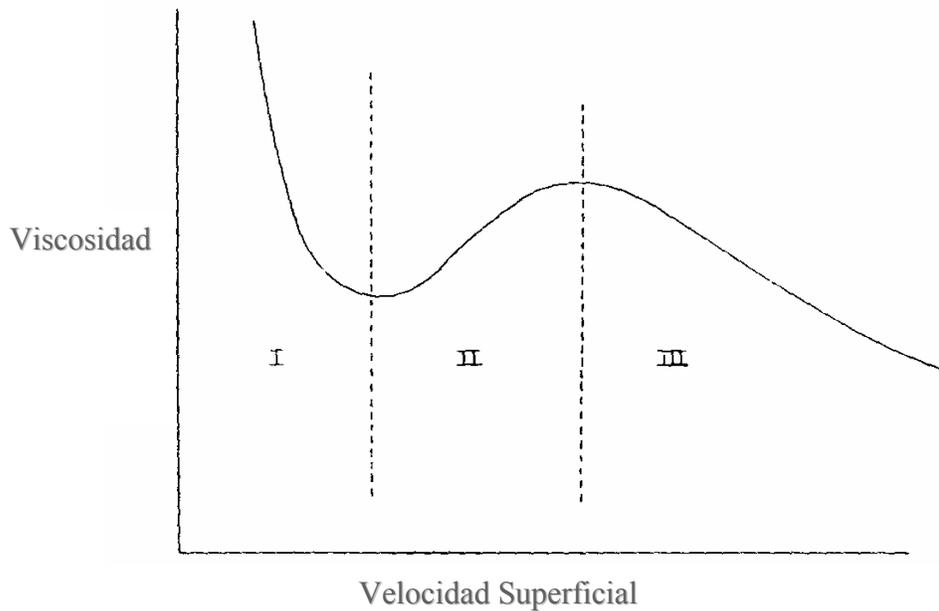
Entonces:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{\rho_B}{\rho_p} = 1 - \frac{750 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1270 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\varepsilon_{mf} = 0.4094 \approx 0.41$$

#### 5.5 Viscosidad del lecho fluidizado.

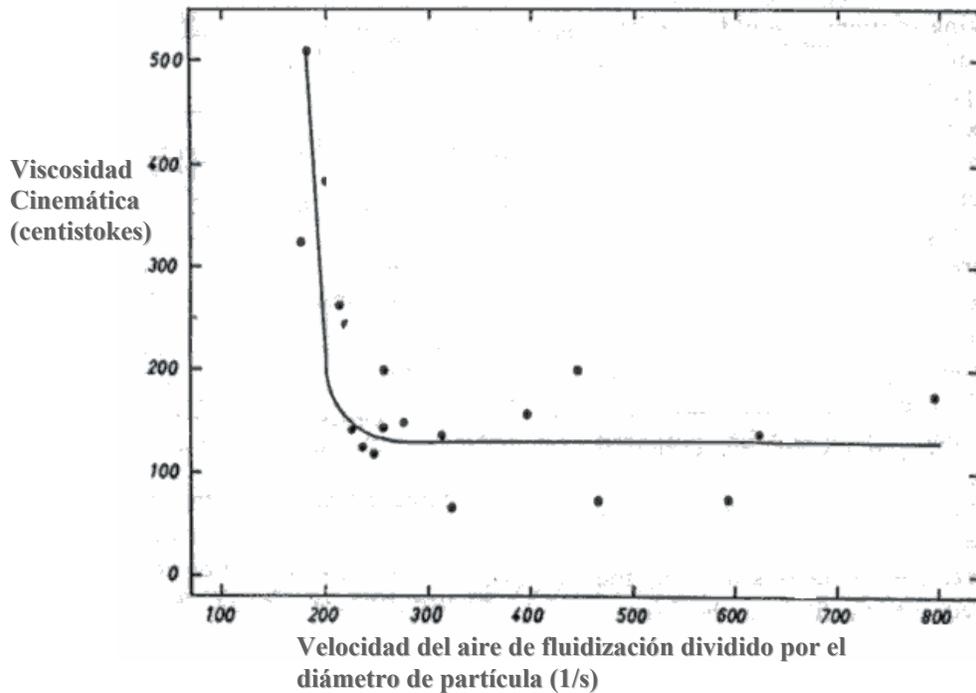
Para poder calcular el número de Reynolds de las impurezas, es necesario conocer la viscosidad del medio, en este caso la viscosidad del lecho de maíz. Este parámetro será fundamental para poder determinar el tiempo de separación de las impurezas. Mientras más viscoso sea el lecho, la velocidad de ascenso de las impurezas será más lenta, provocando un tiempo de separación mayor. A pesar de que la viscosidad es un parámetro muy importante en la caracterización de un lecho, no hay mucha información disponible en la literatura, sin embargo todas las publicaciones revisadas coinciden en que la viscosidad es alta a velocidades superficiales de aire bajas, y tiende a disminuir conforme se incrementa la velocidad superficial del aire, debido principalmente a la aireación del lecho y la consecuente disminución en su densidad [15] (ver Figura 21).



**Figura 21. Comportamiento cualitativo de la viscosidad con respecto a la velocidad superficial del gas.**

En la región I la viscosidad disminuye rápidamente con un aumento en la velocidad del fluido debido a la aireación del lecho. Prácticamente no se observa movimiento de las partículas. En la región II el movimiento de las partículas aumenta con incrementos en la velocidad del fluido, estos choques provocan un incremento neto en la viscosidad del lecho. En la región III la densidad del lecho disminuye y se convierte en el factor que controla la viscosidad, en algún momento a velocidades mayores se observa un equilibrio entre el efecto de la densidad del lecho y los choques de las partículas y se logra una viscosidad constante.

Dentro de esta área de investigación también sobresalen los trabajos hechos por Diekman y Forsyth [16] y Shugerl [17], sin embargo se ha utilizado el trabajo hecho por Haygard y Sacerdote [18] ya que a diferencia del resto presenta una gráfica generalizada de viscosidad del lecho contra la velocidad del aire dividida por el diámetro de partícula sin importar el tipo de material utilizado. De acuerdo a la gráfica presentada por Haygard y Sacerdote conforme se aumenta la velocidad superficial del aire para un diámetro de partícula constante la viscosidad del lecho llega a un valor constante igual a 130 centistokes (ver Figura 22).



**Figura 22. Gráfica de la viscosidad cinemática del lecho en función de la velocidad superficial del aire de fluidización dividida por el diámetro de partícula**

Para las condiciones de este experimento debido a que se tiene que operar a velocidades superiores a la de fluidización mínima para asegurar la separación, la viscosidad cinemática para este lecho sería constante e igual a 130 centistokes. Si se convierte a viscosidad dinámica con una densidad del maíz de  $1270 \frac{kg}{m^3}$  el valor sería de:

$$\mu = 0.1651 \frac{kg}{m-s} = 0.1651 Pa-s$$

### 5.6 Comparación de la viscosidad con resultados experimentales.

Con el valor de viscosidad sugerido en la sección anterior, se utilizó el modelo para predecir la velocidad de ascenso de las impurezas en el lecho y se observó que el tiempo que arrojaba el modelo era menor al tiempo que se determinó experimentalmente. Por esa razón se decidió realizar un experimento para determinar la viscosidad del lecho en donde se tenía un pedazo de cañilla en forma de cilindro con diámetro de 0.5 cm y

---

largo de 2.5 cm lo cual equivale a una esfera con diámetro de 1 cm. Del experimento se obtuvo el tiempo que tardaba la cañilla en subir por el lecho de maíz, con ese valor se obtuvo la velocidad de la cañilla y con la ecuaciones (14), (15) y (16) se calculó la viscosidad del lecho. La Figura 23 presenta la viscosidad del lecho en función de la velocidad del aire dividida por la velocidad de burbujeo mínimo. Se decidió dividir las velocidades superficiales de aire entre las velocidades de burbujeo mínimo, para compararlas con las gráficas reportadas por Haygard y Sacerdote [18]. En la Figura 24 Haygard y Sacerdote, presentan una gráfica de la viscosidad del lecho contra la velocidad superficial del aire dividida por su velocidad de fluidización mínima, para diferentes diámetros de partícula. La razón por la que a tamaños de partícula menores es necesario exceder en mayor medida la velocidad de fluidización mínima para disminuir la viscosidad, se debe a que estos polvos se expanden antes de comenzar el burbujeo, ya que pertenecen al grupo A de Geldart, y la viscosidad del lecho no disminuye de manera importante hasta que aparecen las burbujas. Conforme la partícula es más grande, la velocidad de fluidización mínima y la velocidad de burbujeo mínima son más parecidas. Si los valores de viscosidad reportados por Haygard y Sacerdote [18], fueran graficados contra la velocidad superficial del aire dividida por la velocidad de burbujeo mínima, notaríamos que no habría mucha diferencia entre las gráficas (ver Tabla 10).

De esta tabla se observa que según la gráfica reportada por Haygard y Sacerdote, si se dividiera la velocidad superficial del aire entre la velocidad de burbujeo mínima del lecho, la viscosidad de todos los lechos, independientemente de su tamaño de partícula, empezarían a disminuir a una velocidad aproximadamente 20% mayor que la de burbujeo

mínima. La razón  $\frac{U_{mb}}{U_{mf}}$  se obtiene a partir de las siguientes ecuaciones reportadas por

Geldart [8].

$$U_{mf} = \frac{(\rho_p - \rho_g)^{0.934} g^{0.934} d_p^{1.8}}{1,111\mu^{0.87} \rho_g^{0.066}} \quad (24)$$

$$U_{mb} = 2.07 \exp(0.716F) \frac{d_p \rho_g^{0.06}}{\mu^{0.347}} \quad (25)$$

---

donde:

$d_p$  = Diámetro de partícula

$\rho_g$  = Densidad del gas

$\rho_p$  = Densidad de partícula

$F$  = Fracción de finos con tamaño menor a  $45\mu\text{m}$  (se usó 0.1)

$\mu$  = Viscosidad del gas

**Tabla 10. Modificaciones a valores de viscosidad para obtener una gráfica generalizada de viscosidad vs. velocidad superficial del aire dividido entre la velocidad de burbujeo mínima.**

Tamaño de partícula  $\mu\text{m}$	$\frac{U_{mb}}{U_{mf}}$	Valor aproximado de $\frac{U}{U_{mf}}$ de la Figura 24 en que empieza a disminuir la viscosidad	Valor de $\frac{U}{U_{mb}}$ en el que empezaría a disminuir la viscosidad.
305	1.56	1.9	1.22
224	1.99	2.4	1.20
161	2.60	3.5	1.23
125	3.19	4.1	1.22

De la Figura 23 se observa que la viscosidad del lecho empieza a disminuir conforme se aumenta la velocidad del aire hasta llegar a un valor constante ligeramente mayor al que reportan Haygard y Sacerdote en la Figura 22 [18]. La disminución drástica de la viscosidad con el aumento en la velocidad del aire sucede a una velocidad del aire de aproximadamente 1.2 veces la de burbujeo mínima.

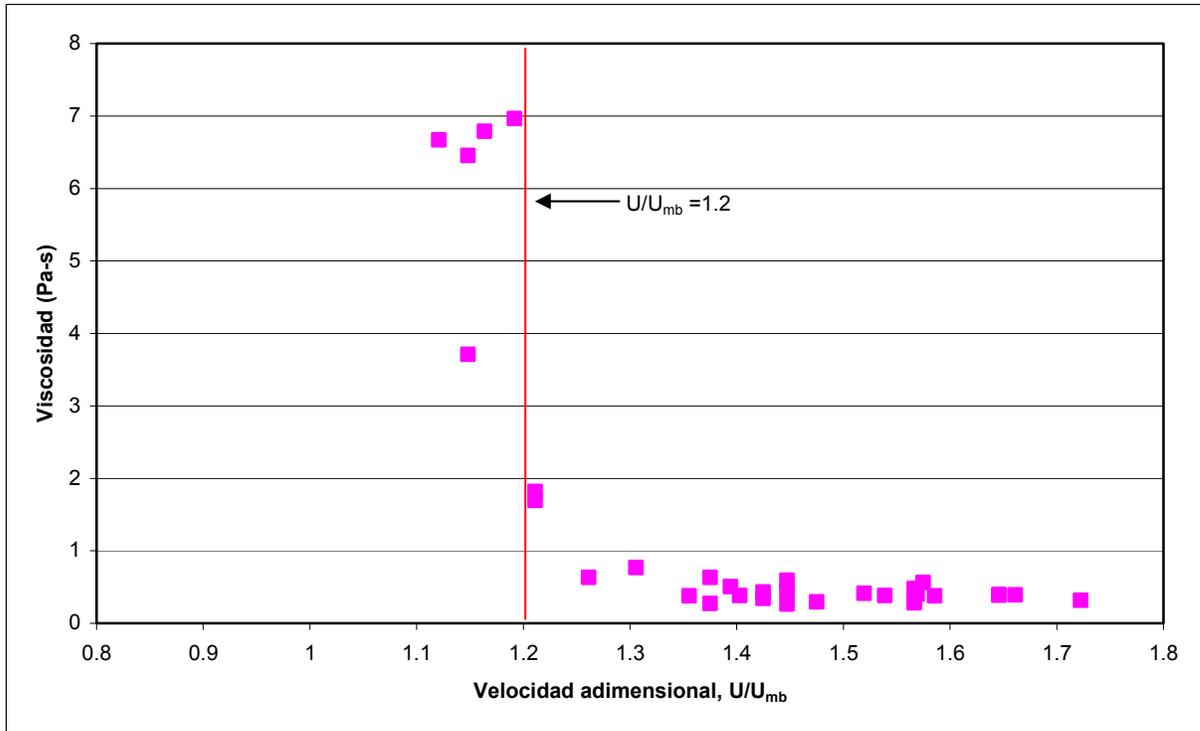


Figura 23. Viscosidad del lecho en función de la velocidad adimensional del aire de fluidización.

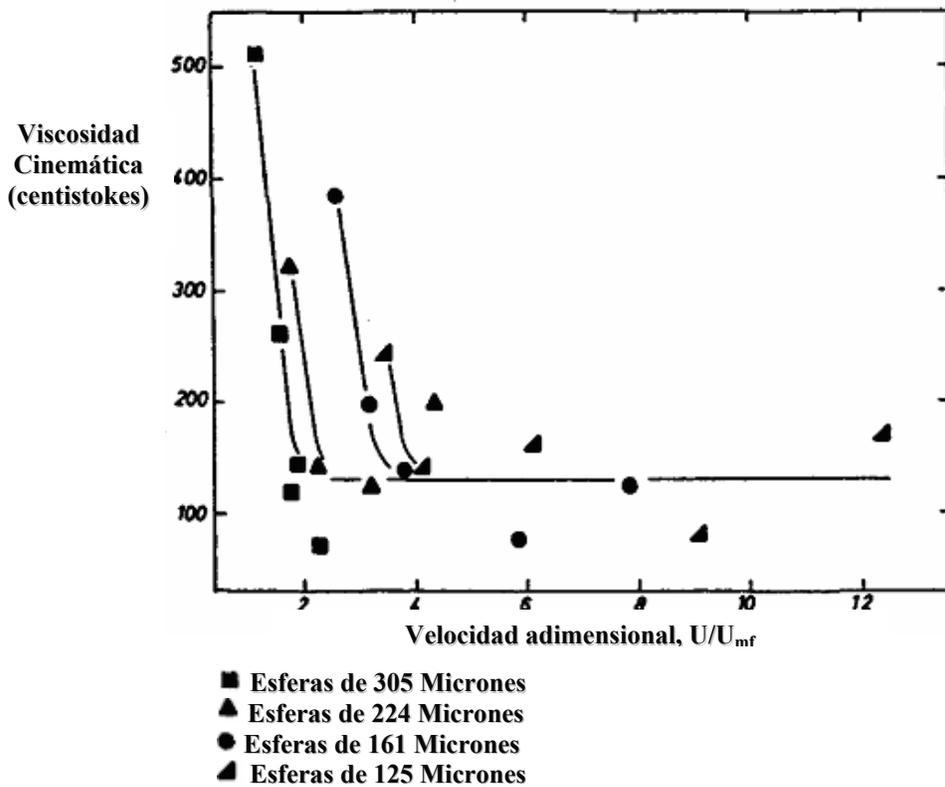


Figura 24. Gráfica de la viscosidad cinemática contra la velocidad reducida ( $U/U_{mf}$ ) para diferentes diámetros de partícula.

---

## 5.7 Resultados de la modelación.

Con la ecuación (16) se observó el impacto que tenía la modificación del diámetro y la densidad de las impurezas en la velocidad de separación del equipo. Los resultados se presentan en las Figuras 25 y 26. Se observa que las impurezas llegan muy rápido a su velocidad terminal ya que ésta prácticamente permanece constante a través del tiempo. Si se considera que la impureza es cañilla con las propiedades descritas en el Apéndice 2, alcanza una velocidad constante de 0.085 m/s después de 0.01 segundos. El Reynolds calculado con esa velocidad es de 1.6, está muy cerca del régimen considerado como laminar por lo que el coeficiente de arrastre supuesto en la sección 5.1 es razonable. Considerando una viscosidad del lecho de la Figura 23 de 0.41 Pa-s y una altura del lecho de 20.75 cm (tomado de la Tabla 4) se obtuvieron las gráficas del tiempo necesario de separación en función del diámetro y de la densidad de las impurezas.

De la Figura 25 se puede observar que conforme aumentamos el diámetro de las impurezas, el tiempo de separación es menor. Esto apoya el argumento de Zaltzman [7], donde afirma que la separación se debe no sólo a la diferencia de densidades entre los materiales a separar sino también a factores aerodinámicos. Se observa también que a diámetros más pequeños el tiempo de separación aumenta lo que implicaría que es más difícil para las partículas finas subir por el lecho de maíz. En la Figura 26 se presenta la sensibilidad del tiempo de separación contra la densidad de las impurezas. Se observa que a medida que se aumenta la densidad de las impurezas, la capacidad de separación es menor por lo tanto el tiempo que tardaríamos en remover las impurezas es mayor, conforme se acerca el valor de la densidad de las impurezas a la densidad a granel del maíz la separación se vuelve más difícil.

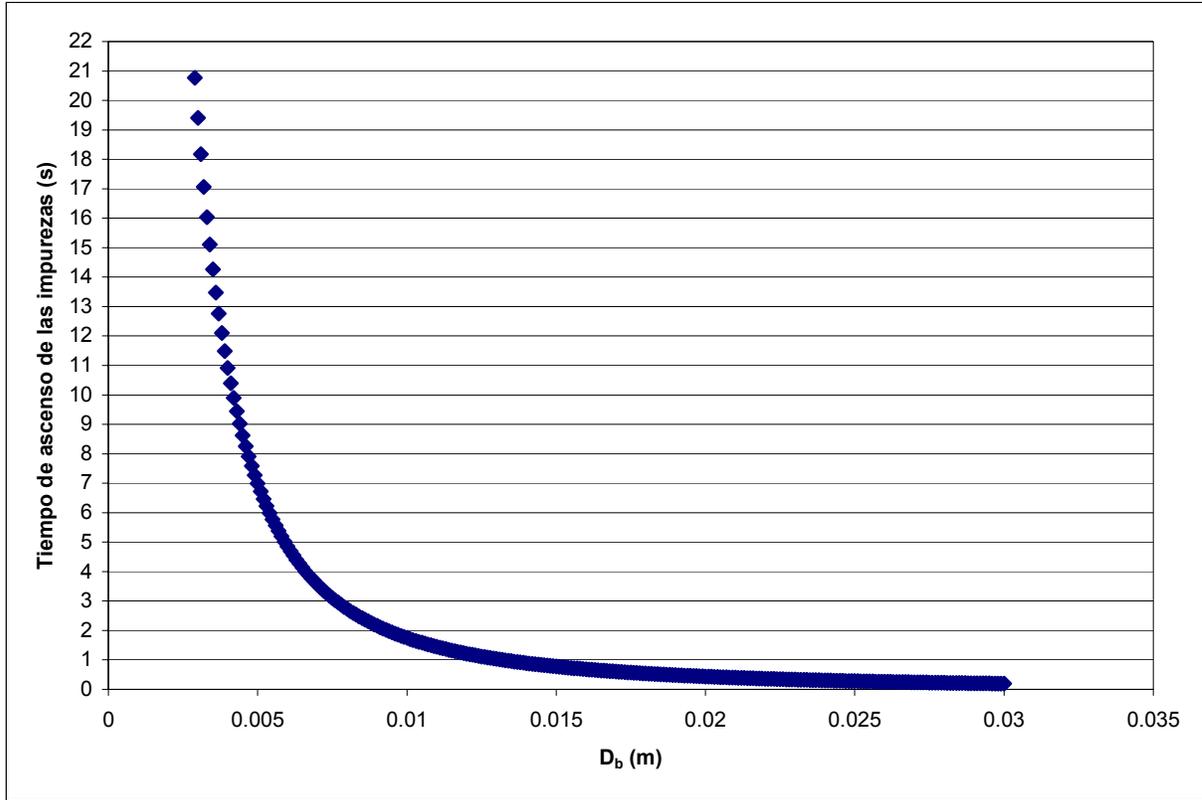


Figura 25. Tiempo de de ascenso de las impurezas en función de su diámetro.

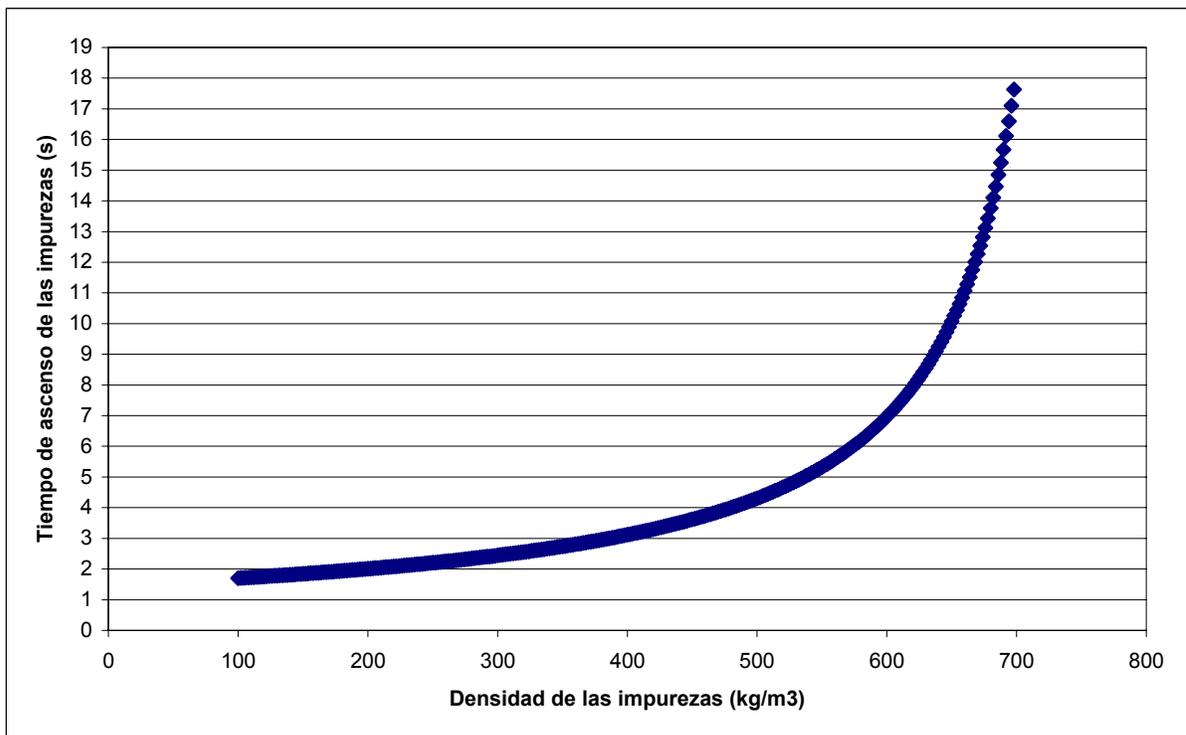


Figura 26. Tiempo de ascenso de las impurezas en función de su densidad.

---

## 5.8 Ejercicio para determinar la eficiencia de separación.

Para determinar la eficiencia de separación de la limpiadora bajo ciertas condiciones, es necesario calcular el tiempo de residencia de las impurezas en el equipo y verificar si es suficiente para garantizar que las impurezas que están por debajo de la altura de la placa bajo flujo alcancen a subir. Una vez superada esta altura las impurezas no volverán a bajar y eventualmente pueden ser separadas por la placa del rebose.

### 5.8.1 Algoritmo para determinar las composiciones de los flujos de salida de la limpiadora INTASA.

- 1 Con las dimensiones del equipo, la altura del lecho y el flujo de entrada a la limpiadora, calcular con la ecuación (26) el tiempo de residencia hidráulico del flujo de maíz con impurezas.

$$t_{rh} = \frac{\text{Volumen ocupado en el equipo}}{\text{Flujo volumétrico de entrada}} = \frac{A_d L}{\frac{FM}{\rho_b}} \quad (26)$$

donde:

$A_d$  = Área de la placa del distribuidor

$L$  = Altura del lecho

$FM$  = Flujo de maíz e impurezas

$\rho_b$  = Densidad a granel del maíz

- 2 Calcular el tiempo que tardan las impurezas en subir la altura necesaria para superar la placa bajo de flujo con la ecuación (27) y compararlo con el tiempo de residencia calculado en el paso 1.

$$t_{imp(i)} = \frac{h_{bf}}{U_b} \quad (27)$$

---

*Con:*

$h_{bf}$  = *Altura de la placa de bajo flujo*

$U_{b(i)}$  = *Velocidad de ascenso de la impureza i en el lecho de maíz*

$t_{imp(i)}$  = *Tiempo de ascensión de la impureza i*

- 3 Si el tiempo de las impurezas que se encuentran en el fondo del lecho es menor al tiempo de residencia hidráulico entonces las impurezas son separadas por la placa del rebose. Si el tiempo de ascensión de las impurezas es mucho mayor al tiempo de residencia hidráulico, entonces no alcanzan a ser separadas y toda la corriente de esa impureza se va con el maíz limpio. Finalmente, si el tiempo de ascensión de las impurezas es ligeramente mayor al tiempo de residencia hidráulico entonces no toda la corriente de impurezas podrá ser separada y es necesario calcular la altura crítica desde donde sí podrían ser separadas.

$$d_{(i)} = U_{b(i)} t_{rh} \quad (28)$$

$$L_{(i)}^* = h_{bf} - d_{(i)} \quad (29)$$

*donde:*

$d_{(i)}$  = *Distancia que viajaría la impureza i en el tiempo de residencia hidráulico.*

$L_{(i)}^*$  = *Altura crítica a la cual se debe de identificar la cantidad de impurezas que se encuentran por debajo de este valor.*

- 4 Con la distribución vertical de las impurezas en el lecho, determinar la cantidad de impurezas que se encuentran por debajo de la altura crítica y por consiguiente, tendrían que ser separadas.
- 5 Calcular los flujos de maíz limpio y de impurezas de la siguiente manera:

$$FML = FM \left( 1 - \sum_{i=1}^n x_{imp(i)} \right) + \sum_{i=1}^n FM(x_{imp(i)}) F_{0(i)}(L^*) (dec(i)) + \sum_{i=1}^n FM(x_{imp(i)}) dec2(i) \quad (30)$$

donde:

*FML* = Flujo de maíz limpio (por debajo de la placa de bajo flujo)

*FM* = Flujo de maíz e impurezas

$x_{imp(i)}$  = Composición de la impureza *i* en la corriente

$F_{0(i)}(L^*)$  = Distribución longitudinal de la impureza *i* en el lecho evaluado en la altura crítica

*dec(i)* = Si  $t_{imp(i)} > t_{rh}$  entonces es igual a 1, en caso contrario es cero

*n* = Número de impurezas

*dec2(i)* = Si  $t_{imp(i)} \gg t_{rh}$  entonces es igual a 1 en caso contrario es cero

En el caso del flujo de impurezas quedaría de la siguiente forma:

$$FIMP = FM - FML \quad (31)$$

donde:

*FIMP* = Flujo de impurezas

*FM* = Flujo de maíz e impurezas

*FML* = Flujo de maíz limpio

Para poder calcular el valor de *dec(i)* y *dec2(i)* es necesario evaluar el tiempo que necesitan las impurezas para recorrer la altura de la placa de bajo flujo, y compararlo contra el tiempo de residencia hidráulico del flujo en el equipo.

Siguiendo los pasos descritos anteriormente es posible calcular los flujos de salida de la limpiadora INTASA. A continuación se presenta un ejemplo con datos de operación que se obtuvieron del 16 al 19 de mayo de 2006 y que se presentan en las Tablas 3 y 4.

Para un flujo de maíz e impurezas de 9915 kg/h, con una altura del lecho de 20.75 cm, densidad a granel del maíz de 750 kg/m<sup>3</sup> y con un área de la placa del distribuidor de

---

0.19 m<sup>2</sup> se puede utilizar la ecuación (26) para calcular el tiempo de residencia hidráulico del flujo de maíz e impurezas en el equipo.

$$t_{rh} = \frac{A_d L}{\frac{FM}{\rho_b}} = \frac{0.19(0.2075)}{\frac{9915}{750}} = 0.002982 \text{ h} = 10.74 \text{ s}$$

De los 9915 kg/h del flujo de entrada 5.029 kg/h corresponden a las impurezas que salen por el rebose, 1.83132 kg/h pertenecen al tamo arrastrado por el gas de fluidización y que es colectado por el ciclón; y 14.02 kg/h es maíz quebrado que se va con el flujo de maíz limpio y no puede ser separado en el equipo. El tamo y las partículas de endospermo no serán analizados en este estudio ya que la modelación solo considera cuerpos moviéndose en el lecho a bajas velocidades, es decir, números de Reynolds bajos. Las impurezas mencionadas con anterioridad tienen diámetros y densidades tan pequeñas que son arrastradas por el gas. Es seguro que todas las partículas finas serán arrastradas por el gas de fluidización debido a que las velocidades de operación que se manejan son superiores a sus velocidades terminales. Se analizarán en el modelo la cañilla, el olote, el maíz con daños y el maíz quebrado.

Se tomaron muestras de todas las salidas de la limpiadora, en la Tabla 11 se presentan los valores que se obtuvieron de las densidades a granel de todas las muestras y en algunos casos los diámetros de partícula (ver también Apéndice 1).

Con los datos que se presentan en la Tabla 11 y con los parámetros que se usaron para la modelación de la separación, se puede calcular cuanto tiempo tardaría cada impureza en rebasar la altura de la placa bajo flujo que es de 6.35 cm. Los resultados se presentan en la Tabla 12.

**Tabla 11. Propiedades de las impurezas colectadas en el rebose de salida de limpiadora INTASA**

Muestra	Impureza del rebose %	X <sub>imp</sub> (% peso con respecto al flujo) %	Densidad a granel kg/m <sup>3</sup>	Diámetro de partícula cm
<b>Desglose de Impurezas:</b>				
Pedazos de Olote	14.0	0.00709	176	1
Maíz quebrado con daños	24.8	0.01256	286	0.33
Flor de la espiga	0.2	0.00010		
Pedazos de caña de maíz	8.5	0.00431	116	1
Pedazos de hoja de maíz	5.7	0.00289	74	
Otras semillas	0.5	0.00025		
Tallos de malezas	0.5	0.00025		
Partículas finas de grano, hojas y olote retenidas en M +18	19.0	0.00962	256	0.109
Partículas finas de endospermo de maíz retenidas en M + 35	26.8	0.01358	207	0.075
Tamo retenido M +18	--	--	--	--
Partículas finas de endospermo retenidas en M +25	--	--	--	--
Partículas finas de endospermo retenidas en M -35	--	--	--	--
Maíz quebrado		0.14150	625	0.0825
Tamo		0.00019		

Ahora es necesario calcular la altura crítica para el caso en que el tiempo necesario de separación de las impurezas es mayor que el tiempo de residencia hidráulico. Si la velocidad de ascenso es 0.005420 m/s para el maíz quebrado con daños entonces la altura crítica sería:

$$L_{(maíz\ con\ daños)}^* = h_{bf} - d = h_{bf} - U_b t_{rh}$$

$$L_{(maíz\ con\ daños)}^* = 6.35 - 5.81 = 0.54\text{cm}$$

Debido a que la velocidad de ascenso del maíz quebrado es muy pequeña, el tiempo que se tardaría en ser separada es muy largo, se comporta realmente como si fuera maíz

entero. Es posible que los efectos de mezclado del lecho, no considerados en el modelo, puedan influir en el movimiento del grano quebrado y tenga una velocidad neta hacia abajo.

**Tabla 12. Tiempo necesario de separación de las impurezas**

Impureza	Tiempo necesario de separación $t_{imp}$ (segundos)	Tiempo necesario de separación es mayor o menor al tiempo de residencia hidráulico	dec	dec2
Pedazos de Olote	0.9898	Menor	0	0
Maíz quebrado con daños	11.7165	Mayor	1	0
Pedazos de caña de maíz	0.8807	Menor	0	0
Maíz Quebrado	2108	Mucho mayor	0	1

Si se considera que se tiene una distribución uniforme de las impurezas a toda la altura del lecho entonces se puede obtener  $F_{0(i)}(L^*) = \frac{L^*}{L}$  por lo tanto:

$$F_{0(\text{maíz con daños})}(L^*) = 0.026$$

Es importante recalcar que la distribución de probabilidad de las impurezas en la altura del lecho debe ser en función de la masa y que en ausencia de esta función se puede utilizar la fracción másica en esa porción del lecho.

---

Aplicando la ecuación (30) para el cálculo del flujo de maíz limpio se tiene:

$$\begin{aligned}
 FML &= FM \left( 1 - \sum_{i=1}^n x_{imp(i)} \right) + \sum_{i=1}^n FM(x_{imp(i)}) F_{0(i)} (L^*) (dec(i)) + \sum_{i=1}^n FM(x_{imp(i)}) dec2(i) \\
 FML &= 9915 [1 - (0.002103)] + 9915 [0.0001256 (0.026)] (1) + 9915 (0.001415) (1) \\
 FML &= 9908.2013
 \end{aligned}$$

Y para el cálculo del flujo de impurezas con la ecuación (31) quedaría:

$$\begin{aligned}
 FIMP &= FM - FML \\
 FIMP &= 9915 - 9908.2013 \\
 FIMP &= 6.7987 \text{ kg / h}
 \end{aligned}$$

Los flujos que se obtienen a partir de las ecuaciones presentadas aquí son muy parecidos a los que se obtienen en la realidad, con la única diferencia que el modelo predice que una pequeña cantidad de maíz con daños se va en el flujo de maíz limpio y que en la práctica no se pudo identificar. En la Tabla 13 se puede observar que el modelo predice de manera acertada la separación de las impurezas que flotan en el lecho como la cañilla, el olote y el maíz con daños. Para el caso de las partículas finas el modelo no arroja resultados satisfactorios. Una de las razones podría ser que el coeficiente de arrastre ( $C_d$ ) no se ajusta al régimen laminar. Además estas partículas deberían ser modeladas como partículas arrastradas. En la práctica se observa que muchas de estas partículas aparecen tanto en la corriente recuperada en el ciclón, como en el rebose. Esto indica que algunas de esas partículas lograron llegar a su altura de desprendimiento (TDH) mientras que otras vuelven a caer al lecho y salen por la abertura de la placa del rebose. Finalmente, en el caso del maíz quebrado el modelo predice una velocidad de ascenso muy pequeña, lo cual indicaría que una pequeña fracción de maíz quebrado sería separado por la placa del rebose, sin embargo se observa que en realidad el maíz quebrado se comporta como si fuera maíz entero y se va con el flujo de maíz a la salida por la placa de bajo flujo. Es posible que para estos casos sea necesario considerar algún efecto de mezclado del lecho que provoca que esta impureza en particular sea arrastrada hacia abajo.

**Tabla 13. Comparación resultados del modelo con datos experimentales.**

Muestra	Experimental	Modelo
<b>Desglose de Impurezas en el Rebose:</b>		
Pedazos de Olote	0.7029	0.7029
Maíz quebrado con daños	1.2453	1.2129
Flor de la espiga	0.0099	-
Pedazos de caña de maíz	0.4273	0.4273
Pedazos de hoja de maíz	0.2865	-
Otras semillas	0.0247	-
Tallos de malezas	0.0247	-
Partículas finas de grano, hojas y olote retenidas en M +18	0.9538	-
Partículas finas de endospermo de maíz retenidas en M + 35	1.3464	-
Tamo retenido M +18	--	--
Partículas finas de endospermo retenidas en M +25	--	--
Partículas finas de endospermo retenidas en M -35	--	--
<b>Impurezas en el flujo de maíz limpio</b>		
Maíz quebrado	14.0297	-
Tamo	1.8300	-

### 5.9 Diseño de los equipos necesarios para la separación del maíz.

Con la información que se obtuvo de los experimentos y del modelo de separación, es posible diseñar los equipos necesarios para limpiar un cierto flujo de maíz sin necesidad de sobreestimar sus dimensiones. Para una línea típica de producción de harina de maíz con capacidad de 15 ton/hr el diseño quedaría como se muestra a continuación:

Si se considera que el maíz tiene una densidad a granel de:

$$\rho_b = 750 \frac{Kg}{m^3}$$

---

Para un flujo másico de alimentación de 250 kg/min entonces el flujo volumétrico es:

$$q_m = \frac{\dot{w}}{\rho_{bm}} = \frac{250}{750} = 0.3333 \frac{m^3}{min} = 11.7716 \frac{ft^3}{min}$$

Si se usa una retentora de 12" X 12" con un desplazamiento volumétrico de 0.66 ft<sup>3</sup>/rev entonces la velocidad de operación de la retentora debe ser:

$$N_{op} = \frac{q_d}{desp\ vol} = \frac{11.7716 \frac{ft^3}{min}}{0.66 \frac{ft^3}{rev}} = 17.8357 \frac{rev}{min}$$

Para un rotor de extremo cerrado usar:

$$N_d = 1.1 N_{op} = 1.1(17.8357) = 19.6193 \frac{rev}{min}$$

La cual está dentro de la velocidad máxima de operación de la retentora que es de 30 rpm.

### 5.9.1 Cálculo del tamaño del ventilador

Considerando que la placa del distribuidor es de agujeros de 1/8" de diámetro con arreglo triangular equilátero y "pitch" de 1/4" de la Figura 18 se tiene que para una velocidad de diseño de 2.44 m/s la caída de presión a través de la placa es de:

$$\Delta P_d = 0.3 \text{ in } H_2O$$

---

La caída de presión a través del lecho sería:

$$\Delta P_b = \rho_b g L_{mf} = 750 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \left( 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) (0.2075 \text{ m}) = 1526.68 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_b = 6.135 \text{ in } H_2O$$

Si se considera que la caída de presión del ciclón es de 5 in H<sub>2</sub>O

Entonces la caída de presión total del sistema sería:

$$\Delta P_T = \Delta P_d + \Delta P_b + \Delta P_c$$

$$\Delta P_T = 0.3 + 4.5 + 5$$

$$\Delta P_T = 11.435 \text{ in } H_2O$$

Para obtener el flujo volumétrico de gas se necesita saber el área transversal por consiguiente se necesitan las dimensiones del equipo. De la sección 5.6 se obtiene que para una separación efectiva considerando los diferentes diámetros de las impurezas se necesitan aproximadamente 12 seg (0.2 min). Con el tiempo de residencia y el flujo volumétrico de entrada podemos obtener el volumen necesario de equipo y con una altura del lecho fija se puede obtener el área transversal.

Entonces el volumen necesario de equipo sería:

$$V_{eq} = q_d \tau = 11.7716 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} (0.2 \text{ min}) = 2.3543 \text{ ft}^3$$

$$V_{eq} = 0.0666 \text{ m}^3$$

Si se tiene que:

$$V_{eq} = A_T L \quad \text{entonces :}$$

$$A_T = \frac{V_{eq}}{L} = \frac{0.0666 \text{ m}^3}{0.2075 \text{ m}} = 0.3213 \text{ m}^2$$

Entonces se puede seleccionar una placa de 2 ft de ancho por 2 ft de largo esto daría un área transversal de  $A_T=0.3716 \text{ m}^2$

Entonces el flujo de aire a través del equipo está dado por la siguiente ecuación:

$$q_{\text{aire}} = A_T U_0$$

$$q_{\text{aire}} = 4 \text{ ft}^2 \left( 8 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \right) = 32 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

$$q_{\text{aire}} = 1920 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

Este flujo está a una presión de:

$$P_{\text{sal}} = P_{\text{atm}} + \Delta P_c$$

$$P_{\text{sal}} = 0.9474 + 5 \text{ in } H_2O \left( \frac{\text{psia}}{27.684 \text{ in } H_2O} \right) \left( \frac{\text{atm}}{14.7 \text{ psia}} \right) = 0.9597 \text{ atm}$$

Corrigiendo para las condiciones de entrada tenemos que:

$$\frac{P_{\text{ent}} q_{\text{ent}}}{T_{\text{ent}}} = \frac{P_{\text{sal}} q_{\text{sal}}}{T_{\text{sal}}} \quad \text{si } T_{\text{ent}} = T_{\text{sal}} \text{ entonces:}$$

$$q_{\text{ent}} = \left( \frac{P_{\text{sal}}}{P_{\text{ent}}} \right) q_{\text{sal}} = \left( \frac{0.9597 \text{ atm}}{0.9474 \text{ atm}} \right) 1920 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$q_{\text{ent}} = 1944.92 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

Con los valores de caída de presión y flujo volumétrico se puede calcular la potencia del ventilador:

$$P = 1.57 \times 10^{-4} (q_{\text{ent}} \Delta P_T)$$

$$P = 3.4917 \text{ hp}$$

---

Considerando una eficiencia del ventilador  $\eta = 0.70$ . La potencia requerida para el motor del ventilador sería:

$$P_{req} = \frac{P}{\eta} = \frac{3.4917}{0.70} = 4.9881 \text{ hp}$$

---

## VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 6.1 Conclusiones

El objetivo de esta investigación fue evaluar la limpieza del maíz en un lecho fluidizado y verificar su viabilidad como equipo alternativo. Del análisis realizado surgen las siguientes conclusiones:

Se determinó que el modelo presentado aquí tomado de Mizrach et al. [11], es adecuado para predecir el comportamiento de algunas impurezas en un lecho fluidizado de maíz y puede ser usado con fines de diseño. Los resultados de la separación de la cañilla, el olote y el maíz con daños, concuerdan con los experimentos. Sin embargo es necesario completar el modelo para poder describir el comportamiento de impurezas finas que son arrastradas afuera del lecho y que son recuperadas en el ciclón o con las impurezas del rebose.

El modelo no arroja resultados satisfactorios para el comportamiento del maíz quebrado en el lecho. Es posible que se tengan que considerar otros efectos como el mezclado, para predecir con exactitud lo que sucede con las impurezas que se comportan de manera similar a las partículas que están fluidizadas.

Se describe una forma general de calcular la viscosidad del lecho, que concuerda con datos reportados por Haygard y Sacerdote [18]. Es posible generar una correlación generalizada de la viscosidad del lecho para cualquier tipo de partícula en función de su velocidad adimensional  $\frac{U}{U_{mb}}$ .

Los gastos de operación de la limpiadora INTASA pueden ser más elevados que los de la limpiadora Forsberg, debido principalmente a la potencia consumida por el ventilador. Sería necesario evaluar los equipos complementados, es decir, la Forsberg con

---

un ventilador que remueva las impurezas ligeras, y la limpiadora INTASA con un sistema que remueva el grano quebrado, para poder determinar cual representa la mejora opción.

---

## 6.2 Recomendaciones

Es conveniente determinar con mayor precisión algunos de los parámetros necesarios para el uso del modelo como el diámetro equivalente de las impurezas o la viscosidad del lecho. De esta manera se puede realizar una modelación que se acerque más a la realidad y determinar las dimensiones del equipo sin necesidad de sobreestimarlas.

La altura del lecho es función del flujo de entrada y de la abertura de la placa de bajo flujo. Se demostró que el modelo funciona para predecir la composición de las corrientes de salida de la limpiadora, sin embargo la altura del lecho fue un dato de entrada. La incorporación de este parámetro en el modelo es fundamental para hacer un análisis de sensibilidad en la calidad de la separación.

También es importante ampliar el modelo para que incluya a las partículas arrastradas por el gas de fluidización y de esta manera describa el comportamiento de la mayoría de las impurezas.

La incapacidad para remover el grano quebrado y las impurezas pesadas como piedras representan una área de oportunidad para el equipo, por lo que sería conveniente evaluar la forma de contrarrestarlas, ya sea con modificaciones en el mismo equipo o con equipos complementarios.

También es recomendable comparar esta limpiadora con otras que están en el mercado, y que operan también en un lecho fluidizado como la comercializada bajo la marca Camas International, para identificar las fortalezas de cada una y determinar cual es más recomendable.

## REFERENCIAS

- [1] Watson, Stanley y Ramstad, Paul. *Corn: Chemistry and Technology*. American Association of Cereal Chemists. St. Paul, Minnesota, USA. 1987
- [2] Thomas, David y Atwell, William. *Starches*. Eagan Press. St. Paul Minnesota USA.
- [3] González Alquinzones, Ubaldo, *El maíz y su conservación*, Editorial Trillas, Mexico D.F. 1995.
- [4] Zaltzman A. R. Feller, A. Mizrach, Z. Schmilovitch, *Separating Potatoes from Clods and Stones in a Fluidized Bed Medium*, Transactions of the ASAE, 1983.
- [5] Clarke B. *Cleaning Seeds by Fluidization*, Journal of Agricultural Engineering Research, Vol. 31, 1985.
- [6] Kuni, Levenspiel *Fluidization Engineering* Butterworth-Heinemann second edition, USA 1991
- [7] Zaltzman A. Z. Schmilovitch, P. Verma, Aharon Hoffman, United States Patent Number 4,861,464, *Method and Apparatus for Separation Using Fluidized Bed* 1989.
- [8] Geldart D. *Gas Fluidization Technology*, John Wiley and Sons, first edition, Great Britain, 1986
- [9] Sosa, Francisco. *Fluidización Gas-Sólido Conceptos Fundamentales* Manual personal.
- [10] Daniels T. C. *Measurement of the Drag on Spheres Moving Through Gaseous Fluidized Beds*, Journal Mechanical Engineering Science, Vol. 4, No. 2, 1962.
- [11] Mizrach A. A. Zaltzman, G. Manor, Z. Nir, *Gravitational Motion of Spheres in a Fluidized Bed*, Transactions of the ASAE, 1984.
- [12] Zaltzman A. A. Mizrach, Z. Schmilovitch, *Analytical model of a Gravitational Separation Process in a Fluidized Bed Medium*, Journal Agricultural engineering Research, Vol. 34, 1986.
- [13] Chakraverty, Amalendu, et al. *Handbook of Postharvest Technology*, Dekker, Nueva York, USA, 2003.
- [14] Davidson J.F. R. Clift, D. Harrison, *Fluidization*, Academic Press, Segunda Edición, USA 1985.

- [15] Shuster, William, Frederick C. Haas, *Point Viscosity Measurements in a Fluidized Bed*, Journal of Chemical Engineering Data, Vol. 5, No 4, 1960.
- [16] Diekman, Robert, W. L. Forsythe Jr. *Laboratory Prediction of Flow Properties of Fluidized Solids* Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 45, No. 6, 1953.
- [17] Shugerl, K.(1971) Capítulo 6 en *Fluidization* (Ed. J. f. Davidson y D. Harrison), Academia Press, Nueva York.
- [18] Haygard, Thomas y Albert, Sacerdote, *Viscosity of Suspensionsof Gas-Fluidized Spheres*, I&EC Fundamentals, Vol. 5 No. 4, 1966.
- [19] Bedolla, Santiago, W. Rooney, *Cooking Maize for Masa Production* Cereal Foods World, Vol. 27 No. 5 1982.
- [20] Miklus, Michael, Bruce Hamaker, *Isolation and Characterization of a Soluble, Branched Starch Fraction From Corn Masa Associated with Adhesiveness*, Cereal Chemistry, Vol. 80 No. 60 2003.
- [21] Salinas Moreno Y. Herrera Corredor J.A. Castillo Merino J. y Pérez Herrera P. *Cambios Fiscoquímicos del almidón durante la nixtamalización del maíz en variedades con diferente dureza de grano*, Archivos Latinoamericanos de Nutrición, Vol. 53 No. 2 2003.
- [22] Sosa, Francisco, Valentín Argüello, Reporte interno de condiciones de operación de limpiadora INTASA, 2006
- [23] Geldart, D. R.R. Cranfield, *The Gas Fluidisation of Large Particles* ,The Chemical Engineering Journal, Vol. 3. 1972

## APÉNDICE 1.

### Propiedades del maíz e impurezas.

#### Maíz

Densidad a granel	750	kg/m <sup>3</sup>
Densidad de partícula	1270	kg/m <sup>3</sup>
Diámetro de partícula	3.3	mm

#### Cañilla

Densidad a granel	116	kg/m <sup>3</sup>
Densidad de partícula	330	kg/m <sup>3</sup>
Diámetro de partícula	1	cm

#### Olote

Densidad a granel	176	kg/m <sup>3</sup>
Densidad de partícula	350	kg/m <sup>3</sup>
Diámetro de partícula	1	cm

#### Maíz Quebrado (pasa por agujeros de 12/64")

Densidad a granel	625	kg/m <sup>3</sup>
Diámetro de partícula	0.0825	cm

#### Partículas finas de grano, hojas y olote retenidas en M +18

Densidad a granel	256	kg/m <sup>3</sup>
Diámetro de partícula	0.109	cm

#### Partículas finas de endospermo de maíz retenidas en M + 35

Densidad a granel	207	kg/m <sup>3</sup>
Diámetro de partícula	0.075	kg/m <sup>3</sup>

El diámetro del olote se calculó de la misma forma que el de la cañilla presentado en la sección 5.2. Se considera que las impurezas de olote son cubos de 1cm de lado, y con la esfericidad de 0.81 se puede calcular su diámetro equivalente.

El diámetro del maíz quebrado se calculó como la cuarta parte del diámetro del maíz completo.

El diámetro de las partículas finas de grano, hojas y olote retenidas en M+18 se calculó como el promedio de la abertura de las mallas M +14 y M +18.

El diámetro de las partículas finas de endospermo de maíz retenidas en M +35 se calculó como el promedio de las aberturas de las mallas M +18 y M +35.

Las densidades a granel se calcularon midiendo el peso necesario para llenar una probeta de plástico de 1 litro. Y las densidades de partícula se calcularon registrando el peso necesario para desplazar un cierto volumen de aceite mineral para el caso del olote y la cañilla, y de agua para el maíz.