

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE  
GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

Mejoramiento del proceso de secado y  
dosificación de vitamina A en azúcar blanco en  
el Ingenio el Baúl

Trabajo de investigación presentado por Victor Fidel  
Alvarado Ruiz para optar al grado académico de  
Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala  
2004



Mejoramiento del proceso de secado y  
dosificación de vitamina A en azúcar blanco en  
el Ingenio el Baúl

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE  
GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

Mejoramiento del proceso de secado y  
dosificación de vitamina A en azúcar blanco en  
el Ingenio el Baúl

Trabajo de investigación presentado por Victor Fidel  
Alvarado Ruiz para optar al grado académico de  
Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala  
2004

Vo.Bo.:

(f) \_\_\_\_\_  
Ing. Jorge Luis Muñoz

Tribunal

(f) \_\_\_\_\_  
Ing. José Eduardo Calderón García

(f) \_\_\_\_\_  
Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus

(f) \_\_\_\_\_  
Ing. Jorge Luis Muñoz

Fecha de aprobación: 27/enero/2005

## RESUMEN

Con el objetivo de evitar la pérdida de polvillo de azúcar y mejorar la operación de secado mediante automatización, se realizó un análisis teórico de las condiciones con las que se debe operar el secador rotatorio de azúcar. Estas condiciones, tales como flujo de aire a través del secador y temperatura del aire salida del secador, son obtenidas mediante cálculos que se presentan en el apéndice y discutidas en el cuerpo del reporte.

La propuesta para la automatización presenta las variables que deben ser medidas en el proceso y los elementos finales que deben ser controlados para que el secador trabaje en condiciones apropiadas, se obtenga azúcar a 0.04% m/m de humedad, no cambie de color el azúcar durante el secado y se obtenga un producto con vitamina A, con una concentración homogénea requerida.

Como resultado de los cálculos teóricos, se obtiene una ecuación que describe cuál debe ser el flujo de aire requerido al secador dependiendo de variaciones de temperatura de bulbo húmedo y del flujo de azúcar producido entre 8,000 y 15,000 kg/h.

Al utilizar esta ecuación con mediciones continuas de las variables necesarias, permitirá tener un proceso con el que se obtenga el producto con las condiciones deseadas. El redimensionamiento del colector de polvillo evitará pérdidas del producto al ambiente. Además, se propone un homogenizador para asegurar la distribución homogénea de la vitamina A en el producto final

## ÍNDICE GENERAL

RESUMEN.....	iv
ÍNDICE GENERAL.....	v
ÍNDICE DE TABLAS.....	vii
ÍNDICE DE GRÁFICAS.....	viii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	ix
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. ANTECEDENTES:.....	2
A. PRODUCCIÓN E AZÚCAR.....	2
1. EXTRACCIÓN DEL JUGO.....	2
2. CLARIFICACIÓN.....	2
3. EVAPORACIÓN.....	2
4. CRISTALIZACIÓN.....	2
5. CENTRIFUGACIÓN.....	3
6. SECADO.....	3
7. EMPAQUE.....	3
B. TEORÍA DE SECADO.....	4
1. MECANISMOS DE SECADO.....	4
2. FORMAS DE ENLACE DE LA HUMEDAD CON EL MATERIAL.....	4
3. DEFINICIONES FUNDAMENTALES.....	5
4. CLASIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES DE SECADO.....	6
5. TIPOS DE SECADORES.....	6
a) SECADORES DE CALENTAMIENTO DIRECTO.....	6
b) SECADORES DE CALENTAMIENTO INDIRECTO.....	6
6. MECANISMOS Y CINÉTICA DE SECADO.....	7
7. MOVIMIENTO DE LA HUMEDAD DENTRO DEL SÓLIDO.....	7
8. CURVA DE SECADO.....	8
9. EQUILIBRIO DURANTE EL SECADO.....	10
10. SECADORES ROTATORIOS.....	10
11. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA EN SECADOR.....	11
12. RETENCIÓN EN SECADORES ROTATORIOS.....	13
13. UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	14
14. RECUPERACIÓN DE POLVILLO.....	14
a) SEPARADORES DE CICLÓN.....	15
b) CAMPOS DE APLICACIÓN.....	15
c) FUNCIONAMIENTO.....	15
d) CÁLCULOS.....	18
C. INTRODUCCIÓN AL CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS.....	20
1. DEFINICIONES.....	20
2. CONTROL AUTOMÁTICO.....	21
3. INSTRUMENTACIÓN.....	22
4. DIFERENCIAS ENTRE CONTROL MANUAL Y AUTOMÁTICO.....	22
5. VARIABLES EN CONTROL.....	22
6. COMPONENTES DE CONTROL.....	23
a) SENSORES Y TRANSMISORES.....	23

b) ELEMENTOS FINALES DE CONTROL .....	24
7. OTROS LAZOS DE CONTROL.....	24
8. MODOS DE CONTROL DE PROCESO.....	27
9. CONTROL DE DOS POSICIONES.....	27
10. CONTROL PROPORCIONAL.....	28
11. CONTROL PID.....	31
12. SÍMBOLOS DE INSTRUMENTACIÓN.....	34
13. CONTROL AUTOMÁTICO DE SECADORES.....	37
D. FORTIFICACIÓN DE AZÚCAR CON VITAMINA A.....	38
1. FUNDAMENTOS.....	38
2. CRITERIOS DE FORTIFICACIÓN.....	38
3. TECNOLOGÍA.....	39
4. ESTABILIDAD DEL PALMITATO DE RETINOL.....	40
5. CONTROL DE CALIDAD.....	40
III. JUSTIFICACIÓN.....	42
IV. OBJETIVOS .....	43
V. PROBLEMA A RESOLVER.....	44
VI. RESULTADOS.....	45
VII. DISCUSIÓN.....	48
VIII. CONCLUSIONES.....	52
IX. RECOMENDACIONES.....	53
X. BIBLIOGRAFÍA.....	54
XI. APÉNDICE:.....	55
A. DIAGRAMA ACTUAL.....	55
B. DATOS ORIGINALES.....	56
C. CÁLCULO DE MUESTRA.....	58
D. DATOS CALCULADOS.....	65
E. ANÁLISIS DE ERROR.....	70

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA	DESCRIPCIÓN	PÁGINA
1	Simbología de instrumentos.....	34
2	Simbología de posición de instrumentos.....	35
3	Simbología de posición de instrumentos .....	35
4	Consumo per. cápita azúcar.....	38
5	Retención de azúcar dentro del secador.....	47
6	Datos originales equipo.....	56
7	Datos originales aire y azúcar.....	57
8	Análisis granulométrico.....	61
9	Humedad absoluta para diferentes humedades relativas.....	65
10	$T_{bh}$ para diferentes humedades absolutas.....	65
11	Temperatura de salida de secador en función de $T_{bh}$ de entrada.....	66
12	Flujo de aire en función de flujo de azúcar.....	66
13	Flujo de aire requerido en función de $T_{bh}$ de 28 a 34 °C.....	67
14	Flujo de aire requerido en función de $T_{bh}$ de 35 a 42 °C.....	67
15	Ecuaciones de $F_{aire}$ en función de $T_{bh}$ para diferentes $F_{azúcar}$ .....	67
16	Medidas de ciclón para diferentes $F_{aire}$ .....	68
17	Diseño homogenizador.....	69
18	Desviación porcentual.....	70

## ÍNDICE DE GRÁFICAS

GRÁFICA	DESCRIPCIÓN	PÁGINA
1	Flujo de aire requerido en función de $T_{bh}$ a diferentes $F_{azúcar}$ .....	72
2	Coficiente a en función de $F_{azúcar}$ .....	73
3	Coficiente b en función de $F_{azúcar}$ .....	73
4	Coficiente c en función de $F_{azúcar}$ .....	73
5	Análisis granulométrico.....	74
6	Desviación porcentual de ecuación teórica propuesta.....	74

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA	DESCRIPCIÓN	PÁGINA
1	Tipos de humedad.....	5
2	Curva típica de rapidez de secado.....	9
3	Secador rotatorio.....	11
4	Balance de masa y energía.....	12
5	Ciclón.....	16
6	Fuerzas ejercidas en ciclón.....	17
7	Eficacia de ciclones.....	17
8	Proporciones de separador ciclónico.....	19
9	Lazo de control.....	24
10	Lazo de control retroalimentado.....	26
11	Lazo retroalimentado combinado.....	26
12	Lazo de control de dos posiciones.....	27
13	Lazo de control de dos posiciones.....	28
14	Control proporcional.....	29
15	Banda proporcional 50%.....	30
16	Banda proporcional 200% .....	31
17	Efecto de banda proporcional angosta.....	32
18	Efecto de banda proporcional ancha.....	32
19	Error en control proporcional.....	32
20	Efecto de acción integral.....	33
21	Lectura de un lazo de control.....	36
22	Control automático de secador rotatorio.....	37
23	Microesfera de vitamina A en cristal de azúcar.....	39
24	Puntos posibles para agregar premezcla.....	40
25	Lazos de control propuestos para automatización de proceso.....	45
26	Dimensiones de ciclón.....	46
27	Dimensiones de homogenizador.....	47
28	Diagrama actual de equipo.....	55
29	Dimensiones de ciclón ejemplo.....	63
30	Carta psicométrica.....	71
31	Vista de planta de ciclón actual instalado.....	75

## I. INTRODUCCIÓN

La producción de azúcar en Guatemala es una contribución al desarrollo económico del país. Existen en la república 14 ingenios azucareros con producciones de millones de kilogramos anuales. Las exigencias del mercado requieren de la producción de azúcar de buena calidad para el consumo humano. Sumado a esto, en nuestro país existen leyes que establecen un marco regulatorio que restringen y orientan la fabricación de azúcar blanco fortificado con vitamina A (retinol).

El Ingenio El Baúl es uno de los ingenios azucareros del país. De acuerdo con el informe del ingenio, su producción durante la zafra 2003-2004 fue de 1,750,000 sacos de azúcar (45.5 kg/saco), de la cual 35% corresponde a azúcar blanco de consumo nacional y el 65% corresponde a azúcar moreno de exportación.

En nuestro país, existen leyes que imponen la fortificación del azúcar blanco con vitamina A en una concentración de 15 ppm. Por tal razón, fue necesario que, desde hace algunos años, los ingenios azucareros implementaron un método para la adición de vitamina A (retinol) en el azúcar. Actualmente, la vitamina A es suministrada a los ingenios como una premezcla de 15 g  $\pm$  1 g por kg de azúcar, la cual deben agregar y homogenizar al azúcar producido con el fin de obtener el producto final con la concentración requerida. Éste ha sido un problema para varios ingenios hasta la fecha, ya que debe lograrse que la vitamina se mezcle correctamente a una temperatura moderada con el fin de impedir degradación y evitar costos altos. Actualmente, la adición del retinol es de manera manual por los operarios en las centrífugas.

El secado del azúcar es la última etapa del proceso de producción antes del almacenamiento. Éste consiste en reducir la humedad del azúcar desde 1% m/m hasta 0.04-0.05% m/m de humedad.

## II. ANTECEDENTES

### A. PRODUCCIÓN DEL AZÚCAR

Para lograr producir azúcar a partir de la caña, es necesario seguir un proceso establecido, desde que la caña se corta hasta que llega el azúcar a la bodega de almacenamiento. El llamado proceso de fabricación de azúcar, consiste esencialmente en separar la sacarosa, en su forma pura definitiva, de los distintos materiales a que está asociada en la planta de caña.

**1. Extracción del jugo.** La extracción del jugo de la caña constituye la primera etapa del procesamiento del azúcar. Primero, la caña se prepara para la molienda mediante cuchillas giratorias que cortan los tallos en pedazos pequeños, pero que no extraen jugo. La sección de molinos, consta de unidades múltiples que usan combinaciones de cuatro rodillos, a través de los cuales, pasa sucesivamente la caña exprimida. Para ayudar a la extracción de sacarosa, se aplican aspersiones de agua sobre la capa de bagazo que sale de cada unidad de molienda. Mediante lixiviación, se logra extraer la sacarosa contenida en el bagazo, aumentando la cantidad de azúcar obtenida. Este proceso, conocido como imbibición, puede presentar muchas modificaciones. En las prácticas de molienda, más eficientes, más del 95% del azúcar contenido en la caña es extraído. El bagazo final, que sale del último molino contiene azúcar no extraído, fibra leñosa y de un 45 a 50% de agua. En algunos ingenios, este bagazo se seca antes de llegar a las calderas, donde se utiliza de combustible para generar el vapor usado en fábrica y para cogeneración (Chen, 2000).

**2. Clarificación.** Este proceso está diseñado para remover las impurezas tanto solubles como insolubles. Se emplea como forma universal cal y calor como agentes clarificantes. La lechada de cal, alrededor de 0.45 kg por cada tonelada de caña neutraliza la acidez natural del guarapo, formando sales insolubles de calcio, en su mayor parte fosfato de calcio. El calentamiento del guarapo hasta el punto de ebullición o ligeramente arriba coagula la albúmina y algunas grasas, ceras y gomas; el precipitado así formado atrapa los sólidos en suspensión al igual que las partículas más finas. Los lodos se separan por sedimentación, que luego se filtran en tambores rotatorios. El jugo clarificado transparente pasa a los evaporadores sin tratamiento adicional. Asimismo, se ha desarrollado una amplia variedad de modificaciones del tratamiento con calor y cal (Chen, 2000).

**3. Evaporación.** El jugo clarificado proveniente de la sección anterior contiene alrededor de 85% de agua. Dos terceras partes se evaporan en los evaporadores de múltiple efecto, los cuales consisten en una sucesión de efectos simples al vacío, dispuestos en serie de manera que cada efecto siguiente tiene un grado mayor de vacío y, en consecuencia, hierve a una temperatura menor. Los vapores que salen de un efecto hacen hervir el jugo contenido en el efecto siguiente. Con este sistema, el vapor introducido en el primer efecto efectúa una operación de múltiple efecto. El vapor del último efecto pasa a un condensador. El producto que sale de los evaporadores es conocido comúnmente como meladura (Chen, 2000).

**4. Cristalización.** La formación del grano se lleva a cabo en evaporadores de simple efecto, donde la meladura se evapora hasta quedar saturado de azúcar. Con la finalidad de aumentar los sitios de nucleación, se añaden semillas al cristalizador o tacho. El crecimiento de los cristales continúa hasta que se llena el tacho. Bajo la supervisión de un operario experto o utilizando instrumentos adecuados, los cristales originales crecen sin que se formen cristales adicionales, de manera que cuando el tacho está totalmente lleno todos

los cristales tienen el tamaño deseado, y los cristales de azúcar y el jarabe forman una masa densa conocida como masa cocida. La templa (el contenido del tacho) se descarga por medio de una válvula hacia un mezclador donde se reúne las masas de todos los tachos y donde se dosifica a las centrífugas (Chen, 2000).

**5. Centrifugación.** La masa cocida con granos de azúcar se lleva a máquinas giratorias llamadas centrífugas. Una centrífuga consiste en un tambor perforado o canasta que gira sujeto de una flecha vertical o eje. La canasta gira dentro de un envoltura metálica llamada cubierta o caja que recoge las mieles expedidas por la fuerza centrífuga (Chen, 2000).

El tambor cilíndrico suspendido de un eje tiene paredes laterales perforadas forradas en el interior con tela metálica, entre ésta y las paredes hay láminas metálicas que contienen de 60 a 90 perforaciones por centímetro cuadrado. El tambor gira entre 400 y 600 rpm. El revestimiento perforado retiene los cristales que se lavan con agua. La miel, pasa a través del revestimiento debido a la fuerza centrífuga, y después que el azúcar es purgado se corta, dejando la centrífuga lista para recibir otra carga (Chen, 2000).

**6. Secado.** Los azúcares húmedos que se descargan de las centrífugas contienen aproximadamente 1% de agua y son llevados por medio de conductores tipo espiral, vibratorio, de banda, y/o elevadores de canjilones. El azúcar blanco procede al secador. El secado puede hacerse por medio del tipo lecho fluidizado o con tambor rotatorio (Chen, 2000). En Guatemala, el método utilizado es el segundo.

El granulador, así llamado porque separa los cristales uno de otro, consiste en un tambor metálico de aproximadamente 1.8 m de diámetro y 7.5 m de largo, ligeramente inclinado con respecto a la horizontal en dirección al extremo de descarga, y que gira sobre rodillos. Una serie de repisas estrechas con bordes aserrados fijadas longitudinalmente al interior del cilindro elevan el azúcar y lo dejan caer a través de aire caliente a medida que gira el tambor. El aire se calienta por medio de un grupo grande de tupos de vapor en el extremo de descarga del cilindro. El aire se hace pasar sobre los tubos y a través del secador mediante un ventilador de extracción que elimina el polvo de azúcar. Es corriente operar dos cilindros granuladores, uno encima del otro. El azúcar abandona el tambor superior parcialmente seco y muy caliente; de aquí que se requiera muy poco vapor para terminar el secado en el tambor inferior (Chen, 2000).

Es necesario tener cuidado de no secar el azúcar con demasiada rapidez en los granuladores; en caso contrario, se formará una película de jarabe seco sobre la superficie, atrapando la humedad dentro de los cristales. En forma ideal, la terminación del secado debe tener lugar en los últimos centímetros del tambor (Chen, 2000).

**7. Empaque.** El azúcar es empacado directamente de los silos hacia bolsas de material sintético de 100, 50 y 25 lb. El empaque está automatizado en la mayoría de ingenios. El azúcar empacado es transportado por medio de bandas hacia cuartos secos donde es almacenado para su posterior entrega al cliente. Se realizan pruebas de control de calidad del azúcar a empacar, de acuerdo con las normas recomendadas por la International Commission for Uniform Methods of Sugar Analysis, ICUMSA (Chen, 2000).

## B. TEORÍA DE SECADO

**1. Mecanismos de secado.** El exceso de humedad contenida por los materiales puede eliminarse por métodos mecánicos (sedimentación, filtración, centrifugación). Sin embargo, la eliminación más completa de la humedad se obtiene por evaporación y eliminación de los vapores formados, es decir, mediante el secado térmico, ya sea empleando una corriente gaseosa o sin la ayuda del gas para extraer el vapor (Knoule, 1968).

Esta operación se utiliza ampliamente en la tecnología química y es muy común que sea la última operación en la producción precedente a la salida del producto resultante. Es evidente que la eliminación de agua o en general de líquidos existentes en sólidos es más económica por acción mecánica que por acción térmica. La dificultad de los medios mecánicos surge cuando los productos finales y gran número de productos intermedios deben cumplir especificaciones rigurosas en cuanto a la humedad final. Habitualmente una centrífuga trabajando con grandes cargas de sólido húmedo dejará humedades entre 10 y 20% (Kasatkin, 1985).

La operación de secado es una operación de transferencia de masa de contacto gas-sólido, donde la humedad contenida en el sólido se transfiere por evaporación hacia la fase gaseosa, en base a la diferencia entre la presión de vapor ejercida por el sólido húmedo y la presión parcial de vapor de la corriente gaseosa. Cuando estas dos presiones se igualan, se dice que el sólido y el gas están en equilibrio y el proceso de secado cesa (Treybal, 1988).

**2. Formas de enlace de la humedad con el material.** El mecanismo del proceso de secado depende considerablemente de la forma de enlace de la humedad con el material: cuanto más sólido es dicho enlace, tanto más difícil transcurre el secado. Durante el secado el enlace de la humedad con el material se altera. Las formas de enlace de la humedad con el material se clasifican en: químico, físico-químico y físico-mecánico (Kasatkin, 1985).

La humedad ligada químicamente es la que se une con mayor solidez al material en determinadas proporciones (estequiométricas) y puede eliminarse sólo calentando el material hasta altas temperaturas o como resultado de una reacción química. Esta humedad no puede ser eliminada del material por secado (Kasatkin, 1985).

Durante el secado se elimina, como regla, sólo la humedad enlazada con el material en forma físico química y mecánica. La más fácil de eliminar resulta la enlazada mecánicamente. El enlace físico químico une dos tipos de humedad que difieren por la solidez del enlace con el material, la humedad ligada osmóticamente y por adsorción. La primera llamada también humedad de hinchamiento, se encuentra dentro de las células del material y se retiene por las fuerzas osmóticas. La segunda se retiene sólidamente sobre la superficie y en los poros del material. La humedad de adsorción requiere para su eliminación un gas con una energía considerablemente mayor que la utilizada para eliminar la humedad de hinchamiento. La existencia de estos tipos de humedad especialmente se manifiesta en materiales coloidales y poliméricos (Kasatkin, 1985).

### 3. Definiciones fundamentales.

Contenido de humedad, base seca (x):

$$\frac{\text{kg humedad}}{\text{kg sólido seco}}$$

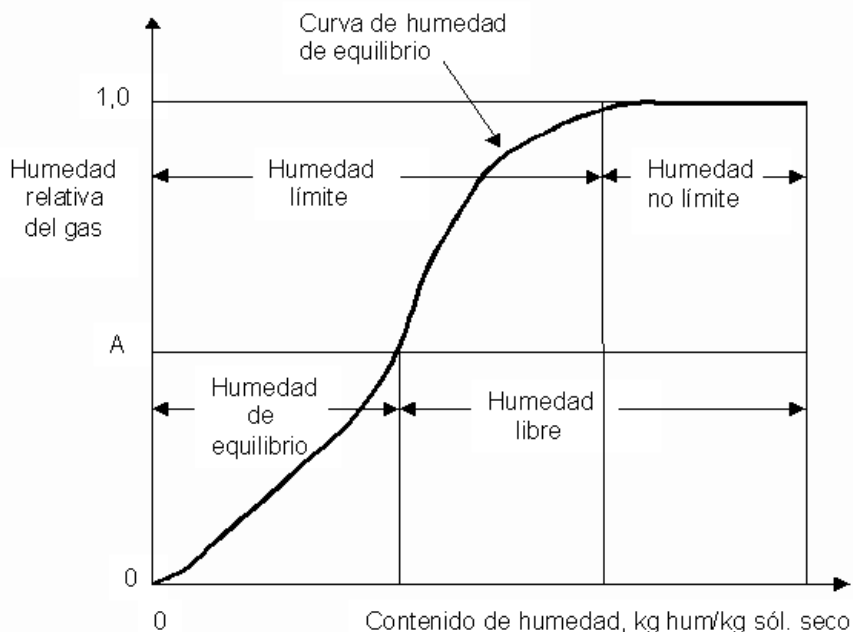
Contenido de humedad, base húmeda:

$$\frac{\text{kg humedad}}{\text{kg sólido húmedo}} = \frac{\text{kg humedad}}{\text{kg humedad} + \text{kg sólido seco}}$$

Humedad de equilibrio ( $x^*$ ): Humedad del sólido cuando su presión de vapor se iguala a la presión de vapor del gas. Es decir, humedad del sólido cuando está en equilibrio con el gas (Treybal, 1988).

Humedad libre  $x - x^*$ : Es la humedad del sólido que está en exceso con relación a la humedad de equilibrio. Es ésta la humedad que se puede evaporar y depende de la concentración de vapor en la corriente gaseosa (Treybal, 1988).

Existen otras definiciones como humedad límite, que es la humedad del sólido que ejerce una presión de vapor de equilibrio menos que aquella que ejerce el líquido puro a la misma temperatura. La humedad no límite es la humedad del sólido que ejerce una presión de vapor igual a la del líquido puro a la misma temperatura (Treybal, 1988). En la Figura 1 se muestran representadas dichas humedades.



**Figura 1.** Tipos de humedad (Treybal, 1988)

**4. Clasificación de las operaciones de secado.** De modo general se pueden clasificar las operaciones de secado en continuas y discontinuas. En las operaciones continuas pasan continuamente a través del equipo tanto la sustancia a secar como el gas. La operación no continua en la práctica se refiere generalmente a un proceso semicontinuo, en el que se expone una cierta cantidad de sustancia a secar a una corriente de gas que fluye continuamente en la que se evapora la humedad (Treybal, 1988).

Los equipos utilizados para secar se pueden clasificar también de acuerdo a cualquiera de estas categorías:

- Métodos de operación: continuos o discontinuos.
- Métodos de propiciar el calor necesario para la evaporación de la humedad: en secadores directos e indirectos
- Naturaleza de la sustancia a secar: puede ser la sustancia un sólido rígido como la madera, un material flexible como el papel o la tela, un sólido granular tal como la masa de cristales, una pasta espesa o delgada o una solución. Es probable que la forma física de la sustancia y los distintos métodos de manipulación empleados, ejerzan la influencia más grande en el tipo de secadero a utilizar (Knoule, 1968).

**5. Tipos de secadores.** De acuerdo a la clasificación de la operación de secado encontramos los siguientes tipos de equipos (Treybal, 1988):

**a) Secadores de calentamiento directo:**

- 1) Equipos discontinuos:
  - Secadores de bandejas con corriente de aire.
  - Secadores de cama fluidizada.
  - Secadores con circulación a través del lecho sólido.
- 2) Equipos continuos:
  - Secadores de túnel.
  - Secadores neumáticos.
  - Secadero de lecho fluidizado.
  - Secadores sprays.
  - Secadores de tipo turbina.
  - Secadores rotatorios.

**b) Secadores de calentamiento indirecto:**

- 1) Equipos discontinuos:
  - Secadores de bandejas a vacío.
  - Secadores de bandejas a presión atmosférica.
  - Secadores por congelación.
- 2) Equipos continuos:
  - Secadores de tambor.
  - Secadores con circulación a través del lecho.

**6. Mecanismos y cinética de secado.** Un elemento fundamental en el proceso de secado es el estudio de la intensidad de la transferencia de masa en el mismo. Para esto es necesario conocer los elementos más útiles de la transferencia de calor y masa que funcionen en los secadores de contacto directo. Esta depende de una serie de factores que van desde condiciones internas a externas (Maradiaga, 1995).

Las condiciones externas están definidas por la resistencia a la transferencia de calor y de masa de la capa límite del gas, y en el caso que predominen, el secado no dependerá de las características del sólido sino de las condiciones del gas, y estará controlado por la transferencia de masa y calor entre el gas y la superficie del sólido, empleándose en la evaporación todo el calor que se recibe del gas, la cual se comporta como una superficie libre de agua (Maradiaga, 1995).

Las condiciones internas están definidas, por la transferencia de calor y de masa a través del sólido. En el caso que predominen, es decir, que la resistencia a la transferencia de masa a través del material sea muy superior a la de la capa límite del gas, la difusión interna controlará el proceso y lo más importante será las propiedades del sólido (Maradiaga, 1995).

Cuando se seca un sólido se producen dos procesos fundamentales y simultáneos:

- Transmisión del calor para evaporar el líquido.
- Transferencia de masa en humedad interna y líquido evaporado.

Independientemente del mecanismo de transmisión de calor el cual puede ser por conducción, convección, radiación o una combinación de cualquiera de estos, el calor tiene que pasar primero a la superficie exterior y desde esta al interior del sólido. Excepto el secado por electricidad de alta frecuencia, que genera el calor intercambiante, esto conduce a la circulación de calor desde el interior hasta la superficie exterior. También se ha reportado otro tipo de secado llamado secado por sublimación (Menon y Mujundar, 1992).

En el secado por convección el calor necesario para la evaporación del líquido se transmite por un agente gaseoso o un vapor que pasa por encima del sólido o lo atraviesa. En el secado por conducción el producto que debe secarse se encuentra en recipientes calentado o se desplaza por encima de estos. El calor también se difunde en el sólido a través de la conductividad del propio sólido (Menon y Mujundar, 1992). En el secado por radiación el calor se transmite por las superficies radiantes próximas.

En el secado dieléctrico la energía es generada en el interior del propio material mediante un campo electromagnético de alta frecuencia en la zona de microondas. También se reporta en la literatura el secado por sublimación, denominando así al secado en estado de congelación al vacío profundo. Según el método de transmisión del calor este procedimiento es análogo al secado por conducción pero debido a sus peculiaridades el secado por sublimación se destaca como un grupo especial (Kasatkin, 1985).

**7. Movimiento de la humedad dentro del sólido.** Cuando se produce la evaporación superficial, debe haber un movimiento de humedad desde las profundidades del sólido hacia la superficie. La naturaleza del movimiento influye en el secado en los períodos de caída del régimen (Menon y Mujundar, 1992). A continuación se explicarán brevemente algunas de las

teorías que se adelantaron para explicar el movimiento de la humedad y la relación de ésta con las curvas de régimen.

**a)** Difusión líquida: Se puede producir la difusión de la humedad líquida debido a los gradientes de concentración entre las profundidades del sólido, donde la concentración es alta y la superficie donde ésta es baja (Treybal, 1988).

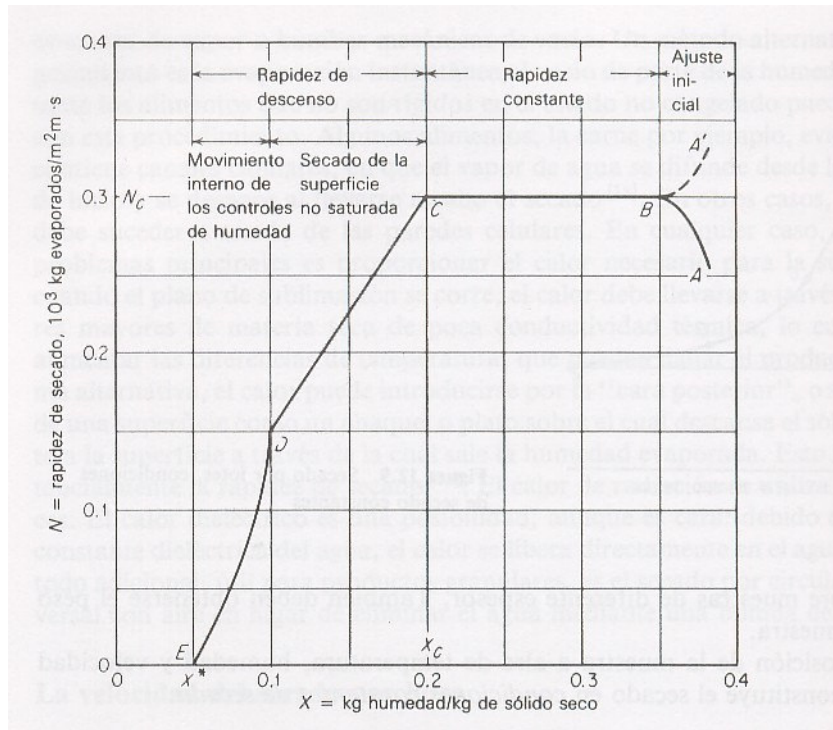
**b)** Movimiento capilar: La humedad no límite en sólidos granulares y porosos tales como arcillas, pigmentos de pinturas y otros semejantes, se traslada a través de capilares e intersticios de los sólidos mediante un mecanismo que implica tensión superficial. Los capilares se extienden desde pequeños receptáculos de humedad dentro del sólido hasta la superficie de secado. A medida que se lleva a cabo el secado, al principio la humedad se traslada por capilaridad hacia la superficie con suficiente rapidez, siendo constante el régimen de secado (Treybal, 1988).

**c)** Difusión de vapor: Especialmente si se suministra calor a una superficie de un sólido mientras en otra el secado continúa, se puede evaporar la humedad debajo de la superficie, difundiéndola hacia afuera como vapor. También se puede evaporar debajo de la superficie, las partículas de humedad existentes en sólidos granulares en forma aislada de la porción mayor de humedad que fluye a través de los capilares (Treybal, 1988).

**d)** Presión: Durante el secado debido a la concentración de las capas externas de un sólido, se puede compeler la humedad hacia la superficie. Usualmente solo podemos conjeturar sobre cual de los mecanismos es el apropiado para cada sólido en particular, debiendo apoyarnos en el trabajo más o menos empírico de los regímenes experimentales de secado (Treybal, 1988).

**8. Curva de secado.** La cinética de secado de un material no es más que la dependencia de la humedad del material y de la intensidad de evaporación con el tiempo o variables relacionadas con este, como la propia humedad o las dimensiones del equipo. La intensidad de evaporación se determina mediante la velocidad de secado, que es el cambio de humedad (base seca) en el tiempo. A partir de las curvas de cinética de secado ( $x$  vs  $t$ ,  $dx/dt$  vs  $x$ ), que deben ser obtenidas en laboratorio, puede tenerse una idea del tiempo de secado, del consumo de energía, del mecanismo de migración de humedad, de las condiciones predominantes en la transferencia de calor y masa y de la influencia que tienen en la velocidad de secado las variables del proceso tales como: temperatura, humedad de entrada, velocidad del aire, etc (Menon y Mujundar, 1992).

Se puede obtener abundante información si se convierten los datos a regímenes de secado, expresados como  $N$  (kg de humedad evaporada/  $h\ m^2$ ), y se lleva a un gráfico en función del contenido de humedad. Se puede hacer esto midiendo las pendientes a las tangentes trazadas a la curva de humedad contra tiempo, o por medio de la determinación con base a la curva, de pequeños cambios  $\Delta x$  en el contenido de humedad para los correspondientes cambios en el tiempo  $\Delta t$  y calculando el régimen de secado como:  $N = -L_s \cdot \Delta x / A \cdot \Delta t$ . Donde  $L_s$  es el peso del sólido seco y  $A$  es la superficie húmeda sobre la que sopla el gas y a través de la cual se lleva a cabo la evaporación en el caso del secado con circulación cruzada de aire (Treybal, 1988).



**Figura 2.** Curva típica de rapidez de secador. Condiciones de secado constantes.

Generalmente se pueden apreciar dos partes notorias de la curva de régimen de secado: un período de régimen constante y uno de caída de régimen, aunque teóricamente existen o se pueden apreciar tres etapas del proceso o períodos de secado.

Etapa A-B: Es una etapa de calentamiento (o enfriamiento) inicial del sólido normalmente de poca duración en la cual la evaporación no es significativa por su intensidad ni por su cantidad. En esta etapa el sólido se calienta desde la temperatura ambiente hasta que se alcance el equilibrio entre el enfriamiento por evaporación y la absorción de calor de los gases. Este equilibrio se alcanza a la temperatura de bulbo húmedo del gas (Treybal, 1988).

Etapa B-C: Es el llamado primer período de secado o período de velocidad de secado constante; donde se evapora la humedad libre o no ligada del material y predominan las condiciones externas. En este período el sólido tiene un comportamiento no higroscópico. La velocidad de secado se mantiene constante si el gas tiene un estado estacionario y en general depende solo de las propiedades y velocidad del mismo. Si durante el proceso, el gas se enfría, la velocidad de secado decrece pero sigue en esta zona dependiendo de factores externos al sólido. Durante este período la temperatura del sólido se mantiene igual a la de bulbo húmedo del gas, ya que se mantiene el equilibrio alcanzado al final de la etapa de calentamiento (Treybal, 1988).

Etapa C-E: Es el segundo período de secado o período de velocidad de secado decreciente, donde se evapora la humedad ligada del material y predominan las condiciones internas o las características internas y externas simultáneamente. En estas condiciones el sólido tiene un comportamiento higroscópico. Durante el período, la temperatura del material sobrepasa la de bulbo húmedo debido a que el descenso de la velocidad de secado rompe el equilibrio térmico

que mantiene estable la temperatura y una parte considerable del calor se emplea en un calentamiento del sólido. Ahora la humedad deberá ser extraída del interior del material con el consiguiente incremento de la resistencia a la evaporación (Treybal, 1988).

Este período de velocidad decreciente puede dividirse en dos partes, con diferentes comportamientos de la velocidad de secado, la cual decrece cada vez más al disminuir la humedad del sólido. Esto implica dos modelos de secado diferente en dicha zona. Un parámetro muy importante a determinar en los materiales a secar es la humedad a la cual se cambia del primero al segundo período, llamada humedad crítica. Esta depende del tipo del material y de la relación de secado en el primer período. La forma de la curva de secado en el segundo período varía en dependencia de las características del material a secar. Existen curvas típicas de cuerpos capilar porosos con grandes superficies específicas y de pequeñas superficies específicas así como de cuerpos coloidales (Madariaga, 1995).

**9. Equilibrio durante el secado.** Si el material a secar se pone en contacto con el aire húmedo entonces en principio son posibles dos procedimientos: 1- secado (desorción de la humedad del material) siendo la presión parcial del vapor ( $P_m$ ) sobre la superficie del material superior a su presión parcial en el aire o el gas ( $P_v$ ), es decir para  $P_m > P_v$ ; 2- humectación (sorción de la humedad del material) para  $P_m < P_v$ . En el proceso de secado la magnitud  $P_m$  disminuye y se aproxima a su límite  $P_m = P_v$ . En este caso comienza el estado de equilibrio dinámico, al que corresponde la humedad límite del material, llamada humedad de equilibrio ( $X_{eq}$ ). La humedad de equilibrio depende de la presión parcial del vapor sobre el material ( $P_v$ ) o de la magnitud de la humedad relativa del aire ( $H_r$ ) que es proporcional a dicha presión y se determina por vía experimental (Menon y Mujundar, 1992).

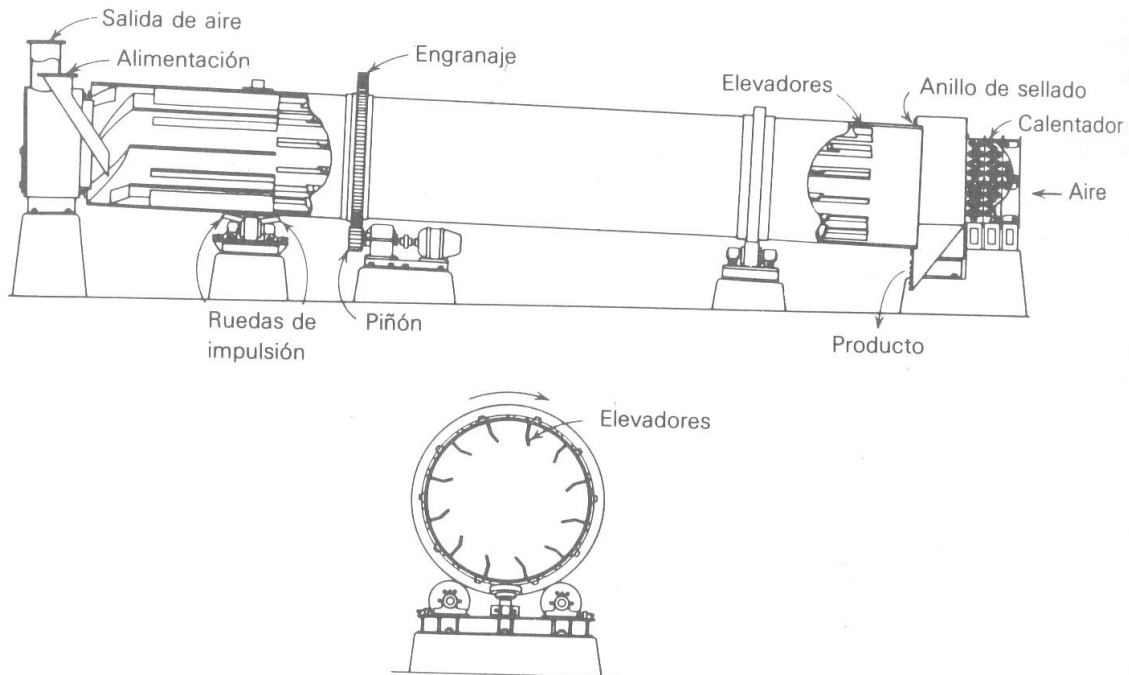
Para este fin una muestra del material a secar se coloca en un medio ambiente con distinta humedad relativa ( $H_r$ ), siendo el tiempo constante y se pesa periódicamente. La humedad del material al lograr que su masa no varíe, alcanza el (Menon y Mujundar, 1992).

**10. Secadores rotatorios.** Estos secadores forman un grupo muy importante de secadores, son adecuados para manejar materiales granulares de flujo libre que pueden arrojarse sin temor de romperlos. El sólido a secar se introduce continuamente en uno de los extremos de un cilindro giratorio, como se muestra, mientras que el aire caliente fluye por el otro extremo. El cilindro está instalado con cierto ángulo de declinación. Como consecuencia, el sólido se mueve lentamente a lo largo del aparato. Dentro del secador, unos elevadores que se extienden desde las paredes del cilindro en la longitud total del secador levantan el sólido y lo riegan en una cortina móvil perpendicular al flujo del aire; así lo exponen completamente a la acción secadora del gas. Esta acción elevadora también contribuye al movimiento hacia delante del sólido. En el extremo de alimentación del sólido, unos cuantos elevadores espirales pequeños ayudan a impartir el movimiento inicial del sólido hacia delante, antes de que éste llegue a los elevadores principales (Treybal, 1988).

El secador puede alimentarse con gas de combustible caliente o con aire. Para el secado de azúcar, se hace pasar aire se precalienta mediante un serpentín de tuberías de vapor. Se utiliza un ventilador de extracción para extraer el gas del secador, porque así se obtiene un control más complejo del flujo de gas. Se puede interponer un recolector de polvo, de tipo ciclón, filtro o de lavado entre el ventilador y el gas saliente. También puede ponerse una presión cercana a la atmosférica en el secador; éste previene la fuga de aire frío en los extremos de almacenamiento

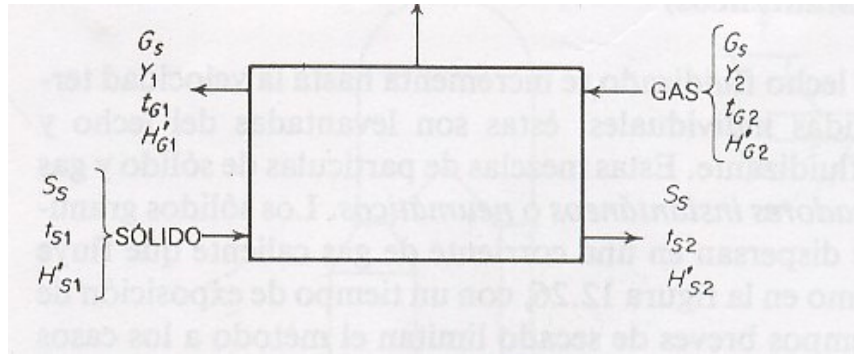
del secador; si la presión está bien balanceada, la fuga hacia el exterior también puede reducirse al mínimo (Treybal, 1988).

Los diferentes arreglos de estos secadores son: calor directo y flujo a contracorriente; calor indirecto y flujo a corriente paralela; calor indirecto y flujo a contracorriente. Para materiales que pueden calentarse a temperaturas elevadas, como minerales, arena, piedra caliza, arcillas, etc., se puede utilizar un gas de combustible como gas de secado. Para sustancias que no pueden calentarse excesivamente, como ciertos productos cristalinos, como sulfato de amonio y azúcar de caña, se puede utilizar aire caliente. El arreglo general es el que se muestra en la siguiente Figura (Treybal, 1988).



**Figura 3.** Secador de aire caliente (Treybal, 1988).

**11. Balances de masa y energía en secador.** En la Figura 4 se muestra un diagrama de flujo para un secador continuo, arreglado para el flujo a contracorriente. El sólido entra con un flujo  $S_s$  masa sólido seco/tiempo (área); se seca de  $X_1$  a  $X_2$  masa humedad/masa sólido seco y sufre un cambio de temperatura de  $t_{s1}$  a  $t_{s2}$ . El gas fluye con una rapidez  $G_s$  masa gas seco/tiempo (área) y sufre un cambio de humedad de  $Y_2$  a  $Y_1$  masa humedad/masa gas seco y un cambio de temperatura  $t_{g2}$  a  $t_{g1}$ .



**Figura 4.** Balance de masa y energía de secador rotatorio. (Treybal, 1988).

Entonces, un balance de humedad es

$$S_s X_1 + G_s Y_2 = S_s X_2 + G_s Y_1 \quad (\text{Ec. B.11-01})$$

$$S_s (X_1 - X_2) = G_s (Y_1 - Y_2) \quad (\text{Ec. B.11-02})$$

Si la pérdida neta de calor en el secador es  $Q$  energía/tiempo, el balance de energía se vuelve:

$$S_s H's_1 + G_s H'g_2 = S_s H's_2 + G_s H'g_1 + Q \quad (\text{Ec. B.11-03})$$

En donde la entalpía del gas,  $H'g$  energía/masa gas seco, esta dada por la ecuación:

$$H'g = CH (t - t_0) + Y' \lambda_0 \quad (\text{Ec. B.11-04})$$

donde,

$\lambda_0$  = calor latente de evaporación a la temperatura de referencia;

$t_0$  = temperatura de referencia ( $0^\circ\text{C}$ ); y

$CH$  = Calor húmedo, es el calor que se requiere para aumentar la temperatura de la masa unitaria del gas y su vapor acompañante  $1^\circ\text{C}$  a presión constante, para una mezcla de humedad absoluta  $Y'$

$$CH = C_B + Y' C_A \quad (\text{Ec. B.11-05})$$

donde  $C_B$  es la capacidad calorífica del aire.

Para el sistema aire-agua:

$$C_s = 1005 + 1884 Y' \quad \text{J para la mezcla/ kg aire} \quad (\text{Ec. B.11-06})$$

$t_0 = 0^\circ\text{C}$

$\lambda_0 = 2502300 \text{ J/kg}$

$$H'g = (1005 + 1884 Y') t_g + 2502300 Y' \quad (\text{Ec. B.11-07})$$

Dada en J para la mezcla/kg aire, con referencia a aire gaseoso y agua líquida saturada a 0 °C .

La entalpía del sólido húmedo esta dada por la ecuación:

$$H's = C_s(t_s - t_o) + XCA (t_s - t_o) + \Delta HA \quad (\text{Ec. B.11-08})$$

donde,

$H's$  = entalpía del sólido húmedo en  $t_s$ , con respecto al sólido y líquido a la temperatura de referencia  $t_o$ , energía/masa sólido seco.

$C_s$  = capacidad calorífica del sólido seco, energía/masa(temperatura)

$CA$  = capacidad calorífica de la humedad, como un líquido, energía/masa(temperatura)

$\Delta HA$  = calor integral de humidificación (o de absorción, hidratación o solución) con referencia al líquido y sólido puros, en  $t_o$ , energía/masa sólido seco.

La humedad contenida generalmente exhibe un calor de humidificación, aunque no se tienen muchos datos, por lo que se utiliza valor de 0 en varios casos.

Para la operación adiabática,  $Q=0$ . (Treybal, 1988)

**12. Retención en secadores rotatorios.** En un secador rotatorio, la acción de vuelo es la acción de levantar y dejar caer las partículas mediante los elevadores en la cubierta del secador: en ausencia de flujo de aire, cada vez que el sólido se levanta y se deja caer avanza una distancia igual al producto de la longitud de la caída y la pendiente del secador. La retención ( $\Phi$ ) del sólido se define como la fracción del volumen seco ocupado por el sólido en cualquier momento; el tiempo promedio de retención ( $\theta$ ) puede calcularse dividiendo la retención entre el flujo volumétrico de alimentación (Treybal, 1988).

$$\theta = (L\Phi\rho)/S \quad (\text{Ec. B.12-01})$$

donde,

$\theta$  = tiempo promedio de retención (s)

$L$  = longitud de tambor rotatorio (m)

$\Phi$  = retención

$\rho$  = densidad aparente de sólido seco ( $\text{kg/m}^3$ )

$S$  = flux másico de sólido seco ( $\text{kg/s m}^2$ )

Aunque el efecto de las características de los sólidos puede ser considerable, para condiciones normales de operación, se encontró para un gran número de sólidos que la retención puede expresarse así,

$$\Phi = \Phi_o \pm KG \quad (\text{Ec. B.12-02})$$

donde,

$\Phi_o$  es la retención sin flujo de gas y  $KG$  es la corrección por el efecto del gas,  $G$  ( $\text{kg/s m}^2$ ).

El signo + se aplica a flujo a contracorriente y el signo - se aplica para el flujo a corriente paralela (Treybal, 1988). Cuando no se tiene flujo de gas, la retención depende en cierto grado del diseño de los elevadores y de la naturaleza del sólido; sin embargo para condiciones normales, sus datos pueden calcularse por

$$\Phi_0 = 0.3344S / (\rho N^{0.9} s D) \quad (\text{Ec. B.12-03})$$

Con  $N = \text{rev/s}$ ;  $s = \text{pendiente (m/m)}$ ; y  $D = \text{diámetro (m)}$  (Treybal, 1988).

La constante  $K$  depende del sólido y para cálculos aproximados puede tomarse en unidades SI como,

$$K = 0.6085 / \rho D_p^{0.5} \quad (\text{Ec. B.12-04})$$

$D_p = \text{diámetro promedio de partícula (m)}$ , (Treybal, 1988).

**13. Unidades de transferencia de calor.** A menos que las características del material limite la temperatura del gas, la temperatura de entrada es usualmente corregida para la temperatura media empleada, 400 a 450 K para vapor o de 800 K a 1100 K para quemadores de gas. La temperatura del gas de salida es una función económica (Perry, 1999). Su valor puede ser determinado de la manera siguiente:

$$Nt = (t_1 - t_2) / (\Delta t)_m \quad (\text{Ec. B.13-01})$$

donde  $Nt = \text{número de unidades de transferencia de calor}$ ;

$t_1 = \text{temperatura inicial de gas}$

$t_2 = \text{temperatura de salida permitida}$

$(\Delta t)_m = \text{diferencia media logarítmica entre } T_{bs} \text{ y } T_{bh}$

$$(\Delta t)_m = \frac{(T_{gin} - T_{bhin}) - (T_{gout} - T_{bhout})}{\ln \left\{ \frac{T_{gin} - T_{bhin}}{T_{gout} - T_{bhout}} \right\}} \quad (\text{Ec. B.13.02})$$

Para sistema aire-agua.

$$Nt = \ln \left\{ \frac{T_{gin} - T_{bhout}}{T_{gout} - T_{bhin}} \right\} \quad (\text{Ec. B.13-03})$$

La temperatura de más conveniente del gas de salida es una cuestión económica; se estima a partir de la ecuación anterior, ya que se ha demostrado empíricamente que los secadores rotatorios resultan más económicos cuando  $Nt$  varía entre 1.5 y 2.5 (McCabe, 2002).

**14. Recuperación de polvillo.** Las operaciones básicas en la recolección de polvo por medio de cualquier dispositivo son:

- La separación de las partículas transportadas por el gas de la corriente gaseosa por deposición sobre una superficie de recolección;
- La retención del depósito sobre la superficie; y
- La eliminación del depósito recolectado sobre la superficie para su recuperación o desecho.

El paso de separación requiere: la aplicación de una fuerza que produzca un movimiento diferencial de la partícula con relación al gas; y un tiempo suficiente de retención del gas para que la partícula emigre hasta la superficie de recolección. Los principales mecanismos de la deposición de los aerosoles que se aplican en los recolectores de polvo son: 1) deposición por

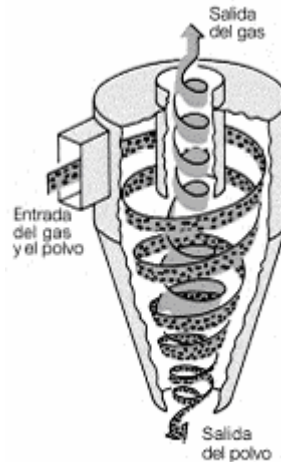
gravedad; 2) intersección en la línea de flujo; 3) deposición por inercia; 4) deposición por difusión; y 5) deposición electrostática (Internet, 13).

**a) Separadores de ciclón.** El equipo de recolección de polvo que se emplea con mayor frecuencia es el ciclón, en el cual el gas cargado de polvo penetra tangencialmente en una cámara cilíndrica o cónica en uno o mas puntos, y sale de la misma a través de una abertura central. En virtud de su inercia, las partículas de polvo tienden a desplazarse hacia la pared exterior del separador, desde la cual son conducidas hacia un receptor. El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye con la aceleración centrífuga. En las condiciones de operación utilizadas comúnmente, la fuerza o aceleración centrífuga de separación varía de cinco veces la gravedad, en los ciclones de baja resistencia y diámetro muy grande, hasta 2500 veces la gravedad en las unidades muy pequeñas de alta resistencia (Internet, 13).

**b) Campos de aplicación.** Dentro del intervalo de sus capacidades de funcionamiento, los recolectores de ciclón son unos de los medios menos costosos para la recolección de polvo desde el punto de vista de la inversión y de la operación. Su limitación principal es que, a menos que se utilicen unidades muy pequeñas, la eficiencia de recolección es muy baja para partículas menores de 5  $\mu\text{m}$  y, en especial, para partículas menores de 2 o 3  $\mu\text{m}$ . A pesar de que los ciclones se pueden utilizar para recolección de partículas mayores a 200  $\mu\text{m}$ , las cámaras de asentamiento por gravedad o los separadores sencillos por inercia, suelen dar resultados satisfactorios y están sujetos a una abrasión menor. En casos especiales, en los que el polvo está altamente floculado o se tienen elevadas concentraciones de polvo (mas de 230  $\text{g}/\text{m}^3$ , o 100  $\text{g}/\text{ft}^3$ ), los ciclones eliminan el polvo con diámetros pequeños de partícula. En ciertos casos se han obtenido eficiencias tan altas como 98% en polvos cuyos diámetros de partícula varían entre 0.1 y 2.0  $\mu\text{m}$  por el efecto de predominante de la floculación (Internet, 14).

Los ciclones se utilizan para eliminar tanto sólidos como líquidos presentes en los gases y se han operado a temperaturas tan elevadas como 1000  $^{\circ}\text{C}$  y presiones tan altas como 50 700 kPa (500 atm) (Internet, 13).

**c) Funcionamiento.** El aire cargado de polvo entra tangencialmente por la parte superior cilíndrica. La corriente de aire sigue una trayectoria en espiral que primero se dirige hacia el fondo del tronco de cono, ascendiendo después por el centro del mismo. El aire, una vez depurado, abandona el ciclón por la parte superior. Las partículas separadas se descargan por el fondo del ciclón (Internet, 14).



**Figura 5.** Ciclón (Internet, 13).

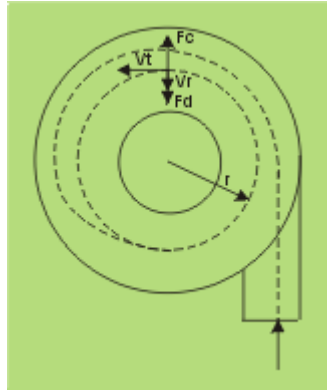
El gas se mueve en el interior del ciclón con una trayectoria de doble hélice. Inicialmente realiza una espiral hacia abajo, acercándose gradualmente a la parte central del separador, y a continuación se eleva y lo abandona por una salida central situada en la parte superior dejando atrás las partículas. Una vez que el gas penetra tangencialmente en el equipo se distinguen dos zonas de características distintas de movimiento:

- En la zona próxima a la entrada del gas y en aquella más exterior del cilindro predomina la velocidad tangencial, la velocidad radial es centrípeta y la axial de sentido descendente. La presión es relativamente alta.
- En la zona más interior del cilindro, correspondiente al núcleo del ciclón y con un diámetro aproximadamente igual a 0,4 veces el del conducto de salida del gas, el flujo es altamente turbulento y la presión baja. Se da el predominio de la velocidad axial con sentido ascendente (Internet, 15).

Estas dos zonas se encuentran separadas por el llamado cilindro ideal de Stairmand

Por tanto, cualquier partícula se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de rozamiento. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de la partícula, por esta razón las partículas de tamaños distintos tienden a girar en órbitas de radios distintos (Internet, 15).

Como la fuerza dirigida hacia el exterior que actúa sobre la partícula aumenta con la componente tangencial de la velocidad, y la fuerza dirigida hacia el interior aumenta con la componente radial, el separador se debe diseñar de manera que la velocidad tangencial sea lo más grande posible mientras que la velocidad radial debe ser lo más pequeña posible (Internet, 15).

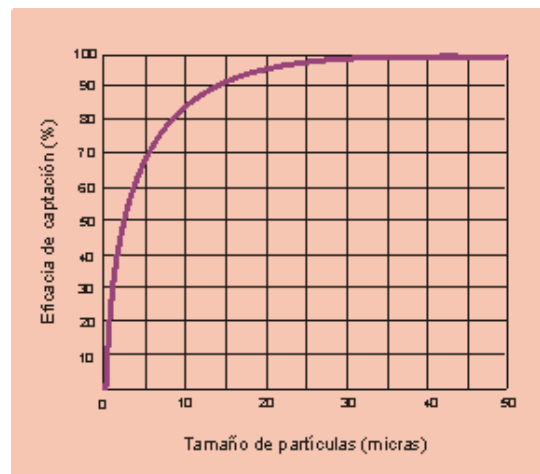


**Figura 6.** Fuerzas ejercidas en ciclón (Internet, 13).

donde:

- Fc: fuerza centrífuga
- Fd: fuerza de rozamiento
- Vt: velocidad tangencial
- Vr: velocidad radial
- r: radio de la órbita

Existe una órbita de diámetro  $0.4 D_e$  (donde  $D_e$  el diámetro del cilindro concéntrico de salida de los gases), conocida como cilindro ideal de Stairmand, que separa la zona en la cual las partículas van a ser capturadas de aquella en la que los sólidos escapan junto con el gas (Internet, 13). Si la partícula sigue una trayectoria cuya órbita se encuentra dentro del cilindro de Stairmand y con una componente axial ascendente, la partícula abandonará el ciclón sin ser retenida. Si en caso contrario la órbita es exterior a este diámetro  $0.4 D_e$ , entonces la componente axial será descendente y la partícula acabará depositándose en el fondo del ciclón (Internet, 13). En cuanto a la eficacia, los ciclones son equipos muy eficaces. Sin embargo, se observa que partículas de tamaño menor que el mínimo calculado son capturadas mientras que otras de mayor tamaño salen con el gas. Esto indica que existen otros factores que interfieren en la captura de las partículas, como colisiones entre las partículas y turbulencias que pueden afectar a la eficacia del ciclón. Así se tiene una curva con distintos valores de eficacia para cada diámetro (Internet, 13).



**Figura 7.** Eficacia de ciclones (Internet, 13).

Son capaces de soportar condiciones de operación extremas, de esta forma las temperaturas pueden alcanzar los 1000 °C y presiones de hasta 500 atm. Para un buen funcionamiento del ciclón se debe garantizar que la salida de las partículas se lleve a cabo con una cierta estanqueidad. Se debe impedir que el aire exterior penetre en el interior del ciclón provocando la dispersión de las partículas ya depositadas (Internet, 14).

**d) Cálculos.** Los parámetros clave en el diseño de un ciclón son la eficiencia y la pérdida de carga. Hasta ahora no se ha conseguido definir de manera teórica exacta el funcionamiento de un ciclón. La mayoría de las aproximaciones se hallan en la determinación del diámetro de partícula crítico, es decir, aquel diámetro a partir del cual todas las partículas mayores serían retenidas. Estas aproximaciones establecen ciertas suposiciones relativas al modelo de flujo del gas y a la trayectoria seguida por las partículas en el interior del ciclón (Internet, 14).

De esta manera surge la siguiente ecuación, conocida como ecuación de Rosin-Rammler, que es bastante exacta para la estimación de la eficacia de los ciclones. En ella se supone que la corriente de gas realiza un determinado número de vueltas a una velocidad constante e igual a la de la entrada de la corriente gaseosa en el ciclón, sin considerar turbulencias ni efectos de mezclado (Internet, 13).

La eficiencia se define a partir del diámetro de corte que equivale a aquel diámetro para el que la curva de eficiencia tiene un valor del 50%. Este valor constituye una medida del tamaño de las partículas capturadas (Internet, 13).

$$D_{th} = \sqrt[2]{\frac{9Bc\mu}{2\pi NsV_i(\rho_{part} - \rho_{gas})}} \quad (\text{Ec. B.14-01})$$

donde:

Bc es una dimensión que representa el ancho de la entrada al ciclón.

Ns es el número de vueltas que el gas realiza alrededor del ciclón antes de que salga del área de captura, normalmente se toma N = 5.

V<sub>i</sub> es la velocidad del gas en la admisión del ciclón.

μ es la viscosidad del gas de entrada

ρ es densidad de partícula o del gas

A partir de aquí se puede expresar el rendimiento con la siguiente ecuación, que representa de manera satisfactoria los datos experimentales.

$$\eta = \frac{\left(\frac{D_p}{D_{th}}\right)^2}{1 + \left(\frac{D_p}{D_{th}}\right)^2} \quad (\text{Ec. B.14-02}).$$

donde:

D<sub>p</sub> es el tamaño de partícula que se requiere coleccionar

D<sub>th</sub> representa el tamaño de partícula para el que la eficiencia de recolección tiene 50% eficiencia (Perry, 1999). También es el tamaño de partícula más pequeño capaz de atravesar el ancho completo y alcanzar las paredes en el tiempo disponible (Zenz, 2001).

Por otro lado, la pérdida de carga se puede representar por la siguiente ecuación:

$$\Delta P = K \left( \frac{D_c}{D_e} \right)^2 \quad (\text{Ec. B.14-03})$$

K es un parámetro cuyo valor suele ser normalmente igual a 16.

La velocidad típica en la admisión de un ciclón suele ser de 15 a 20 m/s. Esta velocidad se establece por motivos de pérdida de carga, para vencer la pérdida de carga existente se recurre a un ventilador o soplante. Existen dos posibilidades de colocación del ventilador: bien en impulsión o bien en aspiración, colocándolo antes del ciclón en la primera opción o bien tras el ciclón en la segunda opción (Perry, 1999).

Lo normal es que las dimensiones de un ciclón guarden unas determinadas relaciones entre sí como muestra la figura siguiente (Perry, 1999):

$$B_c = D_c/4$$

$$D_e = D_c/2$$

$$H_c = D_c/2$$

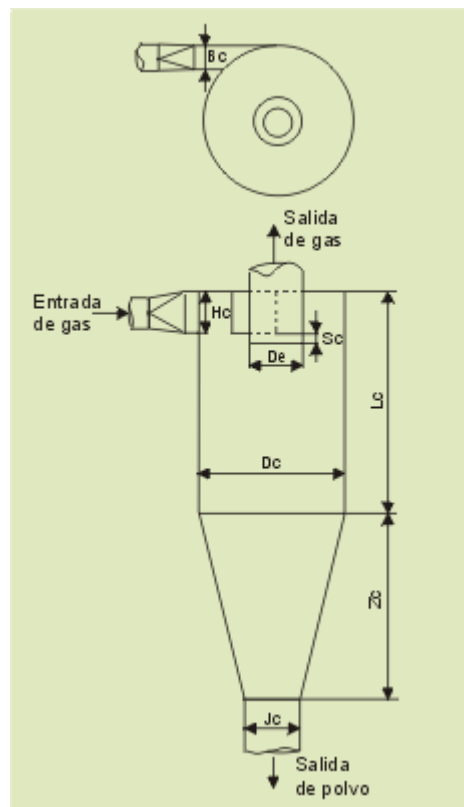
$$L_c = 2D_c$$

$$S_c = D_c/8$$

$$Z_c = 2D_c$$

Jc arbitrario,  
normalmente  $D_c/4$

$H_c/B_c$  puede calcularse a  
discreción entre 2 y 3.



**Figura 8.** Proporciones de separador ciclónico (Perry, 1999).

## C. INTRODUCCIÓN AL CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS

**1. Definiciones.** Para un mejor entendimiento de estos, se tienen las siguientes definiciones:

- **Alarma:** Es un dispositivo o función que detecta la presencia de una condición anormal por medio de una señal audible o un cambio visible discreto, o puede tratarse de ambas señales al mismo tiempo, las cuales tienen el fin de atraer la atención.

- **Controlador lógico programable (PLC):** Un controlador, usualmente con entradas y salidas múltiples que contiene un programa alterable.

- **Controlador:** Dispositivo con una salida que varía para regular una variable de control de una manera específica. Un controlador manual varía su salida automáticamente en respuesta a una entrada directa o indirecta de un proceso variable. Un controlador manual es una estación manual de carga y su salida no depende de una medida de un proceso variable pero puede variarse solamente por medio de un procedimiento manual.

- **Convertidor:** Es un dispositivo que recibe información en determinada manera de un instrumento y transmite una señal de salida en otra forma. Un convertidor es también conocido como transductor, de cualquier forma, transductor es un término general, y su uso para conversión de señales no es recomendado.

- **Elemento final de control:** Dispositivo que controla directamente los valores de la variable manipulada en un lazo de control. Generalmente el elemento final de control es una válvula de control.

- **Elemento primario:** Sinónimo de sensor.

- **Estación de control:** Una estación de carga manual que también proporciona un control en el cambio de manual a automático de los modos de control dentro de lazo de control.

- **Instrumentación:** Colección de instrumentos o sus aplicaciones con el fin de observar mediciones, control, o cualquier combinación de estos.

- **Lazo:** Combinación de uno o más instrumentos o funciones de control que señalan el paso de uno a otro con el propósito de medir y controlar las variables de un proceso.

- **Luz piloto:** Es una luz que indica cual número o condiciones normales de un sistema o dispositivo existe. Una luz piloto es también conocida como una luz monitor o de monitor.

- **Panel:** Estructura que tiene un grupo de instrumentos montados sobre ella. El panel puede consistir de una o varias secciones, cubículos, consolas o escritorios.

- **Programa:** Secuencia respetable de acciones que definen el nivel de las salidas como una compostura de las relaciones al establecimiento de las entradas.

- **Sensor:** Parte de un lazo o un instrumento que primero detecta el valor de una variable de proceso y que asume una correspondencia, predeterminación, y estado inteligible o salida. El sensor puede ser integrado o separado de un elemento funcional o de un lazo. Al sensor también se le conoce como detector o elemento primario.

- **Valor de consigna:** Punto de referencia puede ser establecido manualmente, automáticamente o programado. Su valor se expresa en las mismas unidades que la variable controlada.

- **Sistemas de control distribuidos:** Sistema el cual, mientras es funcionalmente integrado, consiste de subsistemas los cuales pueden ser físicamente separados y colocarse de una forma remota unos de otros.

- **Interruptor:** Dispositivo que conecta, desconecta, selecciona, o transfiere uno o más circuitos y no está diseñado como un controlador, o una válvula de control.

- **Transductor:** Término general para un dispositivo que recibe información en forma de uno o más cuantificadores físicos, modificadores de información y su forma si requiere, y produce una señal de salida resultante. Dependiendo de la aplicación un transductor puede ser un elemento primario, un transmisor, un convertidor u otro dispositivo. Porque el término transductor no es específico, su uso para aplicaciones específicas no es recomendado.

- **Transmisor:** Dispositivo que detecta la variable de un proceso mediante de un sensor y tiene una salida la cual varía su valor solamente como una función predeterminada de la variable del proceso. El sensor puede estar o no integrado al transmisor.

- **Válvula de control:** Es un dispositivo, el más comúnmente usado, que actúa manualmente o por sí mismo, que directamente manipula el flujo de uno o más procesos.

**2. Control automático.** Los procesos industriales se tienen su propósito principal, el de transformar materias primas en un producto final. Durante el proceso de la producción de estos bienes, se tienen diversos procesos, ya sea que sean reutilizados los materiales, o se convierta energía para producir el producto final (Dorf, 1981).

La instrumentación provee el significado del proceso de producción para asegurar que los productos sean elaborados apropiadamente. Aunque hay varios procesos industriales y ninguno es idéntico es importante saber que los principios que aplica en los procesos son semejantes en sus principios. Un proceso puede ser descrito como la secuencia de cambios en una sustancia (Dorf, 1981).

La secuencia de cambios puede ocurrir en el aspecto químico, físico o ambos en la composición de una sustancia incluyendo parámetros como el flujo, nivel, presión, temperatura densidad volumen, acidez y gravedad específica, así como muchos otros. También muchos procesos requieren de transferencia de energía. La mezcla de fluidos, el calentamiento o el enfriamiento de sustancias, el bombeo de agua de un lugar a otro, el enlatado de comida, la destilación de gasolina, el pasteurizado de la leche, y convertir la luz solar en energía eléctrica todos pueden ser descritos como procesos. Cuando una sustancia es calentada, su temperatura y

su composición puede cambiar. Cuando la luz solar es convertida en electricidad, pueden ocurrir cambios físicos como químicos (Dorf, 1981).

En todo proceso tenemos diversas variables, las cuales afectan las entradas o salidas del proceso. Temperatura, nivel, flujo, presión, son las variables más comunes en los procesos industriales, las cuales son monitoreadas y controladas por medio de la instrumentación del proceso (Dorf, 1981).

**3. Instrumentación.** Los instrumentos son diseñados para medir, indicar, controlar o almacenar la información de las variables del proceso, además de manipular mecanismos que controlen diversos estados de un proceso. Algunos procesos son muy similares, pero eso no significa que sean exactamente iguales, por lo tanto, no todos los procesos tienen las mismas necesidades de control (Internet, 16).

La medición de una o más variables, hace posible determinar con certeza que sucede en un punto específico del proceso. El sistema de calefacción de una casa es ejemplo de un proceso, el cual tiene una variable controlada, el termostato de la calefacción indica el estado de la variable existente medida y controlada (Internet, 16).

Un proceso industrial comienza con la medición de una variable. Por ejemplo, la temperatura del fluido del proceso fuera del intercambiador de calor es medida. Esta información es utilizada para llevar a cabo una decisión acerca del proceso. Finalmente, se lleva a cabo la acción basada en la decisión tomada (Internet, 16).

**4. Diferencias entre control manual y automático.** Cuando se conduce un automóvil, el tripulante debe considerar ciertas variables. La velocidad es una de esas variables, la cual es necesaria para reunir información acerca de que tan rápido avanza el auto. El velocímetro indica la velocidad actual del auto. La velocidad límite del auto indica la velocidad deseada del auto. Estos valores pueden ser comparados para tomar una decisión. El estado actual de la variable comparado con el estado deseado es lo que determina una apropiada acción, con el objeto de aumentar o disminuir la velocidad, o simplemente no llevar a cabo ninguna acción (Internet, 16).

Una vez que la decisión ha sido tomada e implementada, el siguiente paso es verificar de nuevo la velocidad del auto, para determinar que efecto han tenido los cambios hechos con anterioridad. Cuando la información ha sido reunida, se ha tomado una decisión y realizado una acción, se dice que se lleva a cabo un control manual del auto. La decisión de aumentar, disminuir, o mantener la velocidad del auto, es realizada automáticamente por un instrumento. El control que se realiza por medio de instrumentos, se dice que es un control automático (Internet, 16).

**5. Variables usadas en control.** El lazo de control de un proceso es diseñado para tener todas las variables bajo control. El término utilizado para llamar a la variable que ha sido manipulada, es el de variable manipulada. A la o las variables que han sido medidas con anterioridad se les denomina variable medida. De la misma manera, el término utilizado para expresar el valor de ajuste, es set point o valor de consigna, y la diferencia entre el valor actual de la variable y el valor de consigna, se denomina desviación (Internet, 16).

La acción es realizada para eliminar la desviación. En términos prácticos, el control es un ciclo continuo de medición, toma de decisión, y realizar una acción. El proceso de control es un lazo diseñado para mantener la variable controlada en el valor de consigna (Internet, 16).

**6. Componentes de control.** Un disturbio es un cambio en la demanda del sistema, usualmente es un factor fuera del lazo, el cual afecta la variable controlada. Con el fin de compensar los disturbios y mantener el control, el proceso de toma de decisión debe ser continuo (Perry, 1999).

Retroalimentación (feedback) es el término utilizado para indicar una medición y respuesta continuas a la información generada. Esta es la forma mas simple de control. el termino usado para definir los instrumentos en un sistema de control da información, decide y toma acción en un sistema de control retroalimentado, es un lazo de control retroalimentado (Internet, 16).

El lazo de control retroalimentado, incluye un sensor, un transmisor, un controlador, y un elemento final de control. Sensores, transmisores, y los elementos finales de control, a menudo están localizados en campo cerca del proceso. Los controladores, comúnmente se localizan en el cuarto de control (Perry, 1999).

El sensor detecta el valor de la variable medida. El transmisor convierte la señal del sensor a una señal normalizada y la envía al controlador. El controlador compara el valor de la señal transmitida con el valor de consigna y envía una señal de salida al elemento final de control. El elemento final de control es reposicionado para corregir la desviación provocada por los disturbios en el sistema (Dorf, 1981).

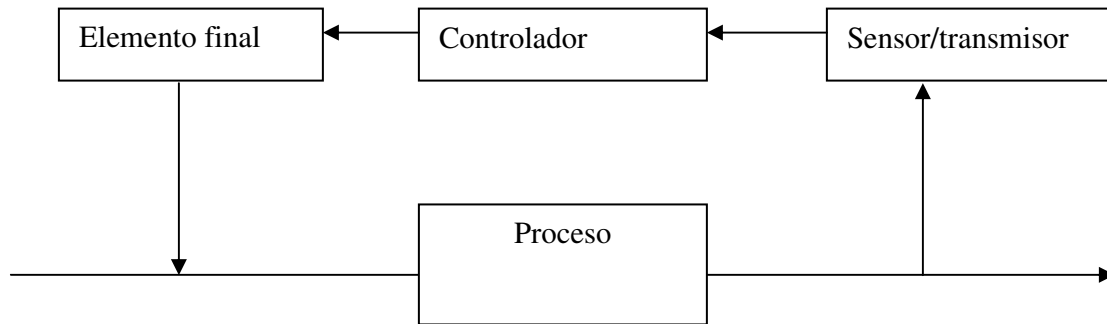
**a) Sensores y transmisores.** Diversos factores determinan que sensores deben usarse para monitorear una variable, como son tiempo de respuesta, exactitud, precisión. Los sensores no responden inmediatamente, se requiere un periodo de tiempo para que los sensores respondan a los cambios (Internet, 17).

El término “tiempo de respuesta” es utilizado para designar al tiempo que requiere un instrumento como puede ser un sensor para responder a los cambios en la variable medida. Distintos factores son los que afectan el tiempo de respuesta del sensor, como son el tipo de sensor, la proximidad del sensor a la variable medida. Por ejemplo, un instrumento de presión responderá a cambios en la presión en un par de segundos, mientras que un sensor de temperatura tomará más tiempo para responder, porque el sensor tiene que calentarse o enfriarse en respuesta a los cambios en la temperatura de la variable medida. Este efecto es conocido como retraso térmico (Internet, 17).

Por ejemplo, el tiempo de respuesta de un sensor de temperatura en un termopozo es mucho más largo que el de un sensor posicionado en contacto directo de la variable medida. Similarmente, un sensor de presión de aire que esta directamente conectado a la pipa, responderá más rápido que un sensor idéntico conectado a la tubería del proceso y a una distancia mayor. Este efecto es conocido como retraso hidráulico (Internet, 16).

La capacidad de un sensor está determinada por tres características: tiempo de respuesta, exactitud, y precisión. Sensores de distintos tipos están disponibles para usarse en diferentes procesos, consecuentemente tenemos un vasto rango de posibles señales de salida. Por ejemplo, un sensor puede proveer un movimiento mecánico, variación de flujo, variación de mili

voltajes, variación en la resistencia o en la capacitancia. Cuando una o varias de estas señales es recibida por el transmisor, estas son convertidas a una señal estandarizada (Internet, 16).



**Figura 9.** Lazo de control.

El sensor mide el cambio el valor de la variable controlada retransmitido al transmisor, este convierte el valor en una señal estándar representando la medición. Esta señal es enviada al controlador para ser comparada con el valor de consigna. Las señales electrónicas y neumáticas son referidas como una señal analógica porque cada tipo de señal puede asumir un valor en cualquier punto entre un valor mínimo y máximo predeterminado. Las señales ópticas usualmente son transmitidas en uno o dos estados: on/off. Las señales que tienen solo dos valores discretos, son referidas comúnmente como señales digitales. En función de valores específicos a representar, las señales ópticas son transmitidas en series de pulsos on/off (Internet, 16).

**b) Elementos finales de control.** La posición del elemento final de control está determinada por los controladores. Específicamente la posición del elemento final de control está determinada por la o las señales representando el valor de la desviación que es transmitida al controlador. El diseño de un elemento final de control está determinado por las necesidades del sistema de control (Internet, 16).

Válvulas de control, bombas, bombas de medición, relevadores, ventiladores con aspas ajustables, son algunos tipos de elementos finales de control más comunes. Otros tipos de elementos finales de control son: variadores de velocidad, bombas o compresores, y bandas ajustables de velocidad en sistemas de transportación. La aplicación es la que dicta que tipo de mecanismo es el adecuado para el control de las variables en el proceso (Perry, 1999).

Los elementos finales de control eléctricos, generalmente son activados por motores o solenoides. Las válvulas solenoides solo tienen dos posiciones: “abierto” o “cerrado”. Las válvulas de control operadas neumáticamente son muy comunes en la industria. En operación, aire a presión aplicado al diafragma del actuador causa una flexión, esta flexión posiciona la válvula (Internet, 16).

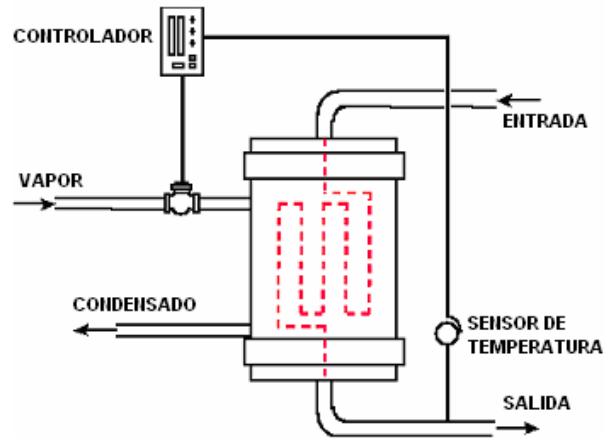
**7. Otros lazos de control.** El “control en cascada” a menudo puede controlar un proceso más precisamente que un sencillo lazo de control retroalimentado, porque el control en cascada permite que una segunda variable sea monitoreada en adición a la variable controlada. En aplicaciones del control de cascada, la selección de la segunda variable está basada en la

capacidad para reflejar rápidamente cualquier disturbio a la variable manipulada. El control en cascada es un lazo de control instalado dentro de otro lazo de control (Internet, 17).

Una aplicación semejante a la operación de mezclado es una en la cual el control en cascada puede ser aplicado. Con una sola variable monitoreada existente, el control no es tan preciso como se requiere. Asumimos que los químicos son bombeados hacia el tanque de mezclado y mantenidos a una temperatura controlada. Si la temperatura de la variable controlada, crece o decrece debajo del valor del valor de consigna, un sensor transmite la señal al controlador. En respuesta, el controlador, reposiciona las válvulas de agua y vapor para subir o bajar la temperatura del vapor y agua en la cubierta del tanque. Con sólo un lazo sencillo de control, el sistema responderá bien a los cambios en la variable controlada, pero no podría responder eficientemente a los cambios en la variable manipulada, que en este caso es la presión. Un disturbio como una disminución en la presión del vapor podría afectar adversamente la etapa del control preciso requerido por la primera variable controlada (temperatura) (Internet, 17).

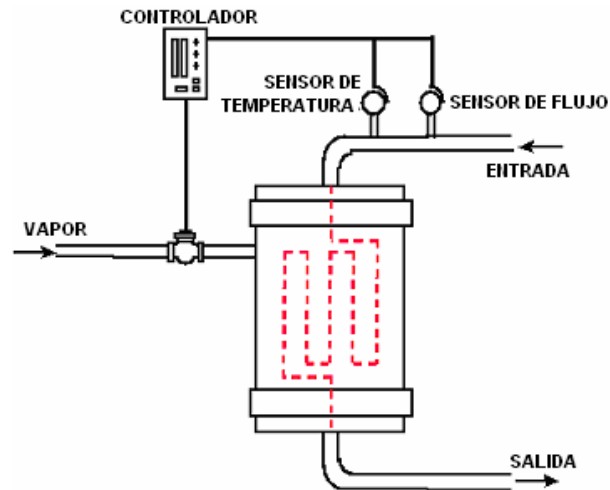
Una etapa más precisa de control puede ser obtenida por el seguimiento de la temperatura del agua y el vapor en adición al seguimiento de la temperatura del producto en el tanque. En este ejemplo, un segundo lazo de control es creado por la suma de dos componentes más al sistema, un sensor y un controlador. El sensor adicional monitorea la temperatura del agua y vapor. El controlador adicional posiciona la válvula de vapor y agua. El segundo lazo es llamado lazo secundario o interior. El lazo primario o exterior, continua para responder a la temperatura del liquido en el tanque (Internet, 17). De tal manera que en lugar de posicionar directamente las válvulas de vapor y agua, la salida del controlador en el lazo primario ajusta el valor de consigna del controlador secundario. El controlador secundario posiciona las válvulas en respuesta a cambios en el valor de consigna (Internet, 17).

El control proporcional a menudo es implementado en procesos en que los materiales deben ser mezclados en proporción a otro. Un controlador proporcional, mantiene una proporción predeterminada entre dos o más variables, usualmente flujo. Por ejemplo, un producto requiere una parte de un material A por dos partes de un material B. Con el control proporcional, la razón de flujo de uno de los materiales está determinada por partes específicas del proceso. Esta razón de flujo es esencialmente incontrolada y es comúnmente designada flujo deshabilitado. En suma, el control proporcional monitorea el valor de una variable y ajusta el valor de la segunda variable en razón de la primera variable (Internet, 17). El control retroalimentado es otro tipo de control usado cuando se requiere una mayor efectividad y precisión como puede proveer un lazo sencillo de control retroalimentado. El control retroalimentado esta capacitado para compensar el sistema antes de que los disturbios afecten la variable controlada. En otras palabras, los disturbios son medidos y controlados antes que afecten el proceso (Internet, 17).



**Figura 10.** Lazo de control retroalimentado

El diagrama ilustra un lazo de control retroalimentado monitoreando un intercambiador de calor. La temperatura de salida es la variable controlada. El suministro de vapor es la variable manipulada. Como la temperatura de salida del proceso varía, el controlador abre o cierra la válvula de vapor para subir o bajar la temperatura dentro del intercambiador de calor. Con este modo de control, puede desviarse desde el valor de consigna antes de que la acción de control sea aplicada. El lapso de tiempo entre el punto en el que la desviación ocurre y el punto en el que se realiza la acción correctiva, provoca que la temperatura del proceso varíe (Internet, 17).



**Figura 11.** Lazo retroalimentado combinado

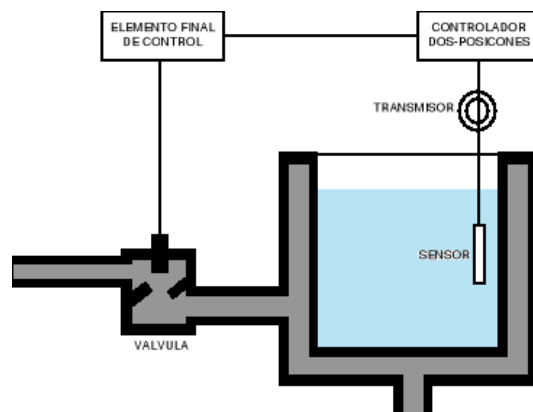
Este diagrama ilustra un lazo de control retroalimentado es combinado con un control retroalimentado. Con el control retroalimentado, dos sensores son usados para monitorear el proceso. Uno de los sensores da seguimiento a la temperatura que entra al proceso, mientras que el segundo da seguimiento a la razón de flujo, basado en las señales de salida de los dos sensores, el controlador calcula la cantidad de vapor necesaria para mantener el valor de la variable controlada. El resultado final es que la temperatura de la variable controlada, está más exacta o precisamente controlada. Este tipo de control se utiliza en aplicaciones en las que no

pueden tolerarse desviaciones en el valor de consigna. También es utilizado en combinación con el control retroalimentado para alcanzar el punto necesario de exactitud o precisión que la aplicación requiere (Internet, 17).

**8. Modos de control de proceso.** Algunos procesos no requieren un control muy complejo, esos procesos operan con gran éxito con un alto rango de tolerancia. Otros procesos requieren un control mucho más complejo, por lo tanto el proceso es el que determina que tipo de control se requiere (Internet, 16).

Los mecanismos en un proceso típico, incluyen un sensor, un transmisor, un controlador, y un elemento final de control. el sensor mide el valor de la variable controlada, este valores convertido a una señal estándar por el transmisor. El transmisor envía esta señal al controlador. El controlador compara la señal con el valor de consigna, y basado en la desviación, decide cual es la acción adecuada a realizar. La señal de salida del controlador posiciona el elemento final de control. El elemento final de control responde a la señal de salida cambiando el valor de la variable manipulada. Hay cuatro modos de control: control dos-posiciones, control proporcional, control integral, y el control derivativo. Los modos de control proporcional, integral y derivativo son continuos. Un controlador puede estar equipado con uno o más modos de control continuo (Internet, 16).

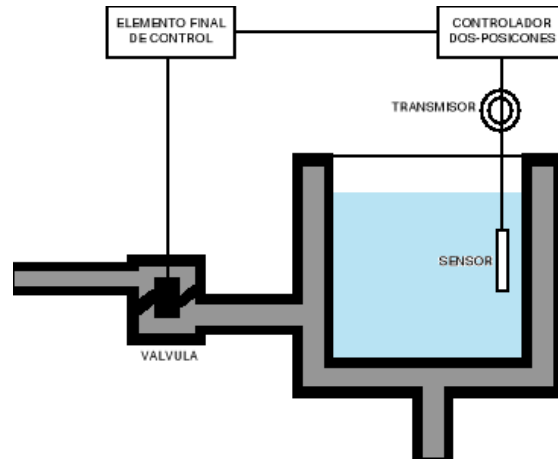
**9. Control de dos posiciones.** En procesos en los que no se requiere un control muy preciso, el control dos posiciones on/off, puede ser el adecuado. El funcionamiento del control de dos posiciones se ilustra en la siguiente Figura. El líquido en el tanque puede ser mantenido en una temperatura específica, la temperatura es la variable controlada en este ejemplo. El vapor es la variable controlada (Internet, 17).



**Figura 12.** Lazo de control de dos posiciones

Los componentes en este lazo son: un sensor, un transmisor, un controlador dos-posiciones, y un elemento final de control, que en este caso es un válvula. La válvula solo tiene dos posiciones: abierto o cerrado. Cualquier cambio en la temperatura del producto almacenado en el tanque es detectado por el sensor, la señal detectada es transmitida al controlador. El controlador determina que la temperatura está por debajo del valor de consigna y envía una señal para abrirla válvula del vapor. La válvula abre incrementando el flujo de vapor (variable manipulada), para calentar el tanque (Internet, 17).

Cuando el flujo de vapor en el tanque es iniciado, la temperatura regresará al valor de consigna. La temperatura continuará subiendo hasta que una nueva acción sea tomada. Cuando la temperatura del líquido excede el valor de consigna, una señal para cerrar la válvula es enviada al elemento final de control, como se muestra en la Figura 13 (Internet, 17).



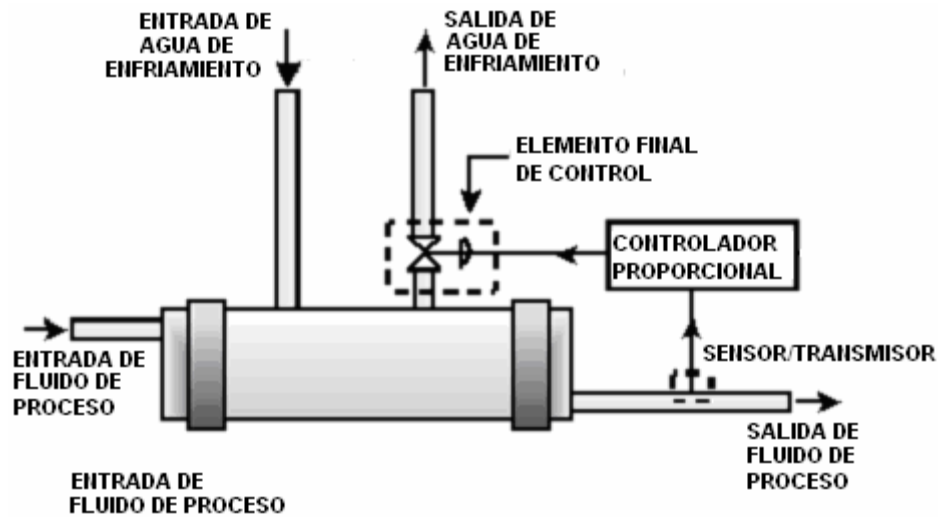
**Figura 13.** Lazo de control de dos posiciones

En el ejemplo anterior se nota que el lazo de control no puede responder inmediatamente a los cambios. Dos factores son los que impiden la inmediata respuesta, el tiempo de respuesta del sensor y el tiempo requerido por el líquido en el tanque para responder a los cambios en la variable manipulada. Consecuentemente, el control dos posiciones puede causar oscilaciones significativas en el proceso. Si el proceso puede tolerar las oscilaciones en la variable controlada, el control dos posiciones es el adecuado. Si el proceso no tolera las oscilaciones, debe ser usado otro modo de control (Internet, 17).

**10. Control proporcional.** El control continuo, posiciona el elemento final de control en más de dos posiciones. Este es usado a menudo en sistemas donde el valor de la variable controlada cambia constantemente en respuesta a los disturbios. El principio de operación del control proporcional puede ser ilustrado considerando como se controla la presión en un calentador. El vapor producido es la variable controlada. La proporción del flujo del combustible es la variable manipulada (Internet, 17).

La dinámica del proceso, prohíbe el uso del modo de control de dos posiciones. El control de dos posiciones no puede mantener la presión del calentador dentro de los límites tolerables. La acción de control proporcional puede tranquilizar mucho al control/proceso y reducir oscilaciones. Cuando el controlador proporcional recibe la señal del sensor, esta es la presión transmitida por el vapor caliente, el controlador responde a cualquier desviación del valor de consigna en el elemento final de control. El elemento final de control, una válvula de control de combustible puede estar en posición abierta, cerrada, o en cualquier otra posición intermedia, también será posicionada en proporción a la desviación. La capacidad de ajustar la posición de la válvula, permite un mayor ajuste gradual del flujo de combustible como los cambios de presión de el calentador (Internet, 17).

Los controladores proporcionales son diseñados para mantener una continua relación entre la variable controlada y la posición del elemento final de control. El controlador responde a incrementos en la variable controlada, presión del calentador (Internet, 17).



**Figura 14.** Control proporcional

Por ejemplo, en este sistema, un sensor monitorea la temperatura de la salida del fluido del proceso y envía una señal al transmisor. El transmisor retransmite la señal de temperatura al controlador. El controlador compara la señal de salida del transmisor con el valor de consigna y decide si es requerida una acción correctiva (Internet, 17).

**Banda proporcional:** El término banda proporcional designa la cantidad de cambios que necesita la entrada para proveer un completo rango de cambios a la salida, y puede ser calculado utilizando la siguiente ecuación (Internet, 18):

$$PB = \frac{1}{\text{Ganancia}} (100\%) \quad \text{Ec. C.10-01}$$

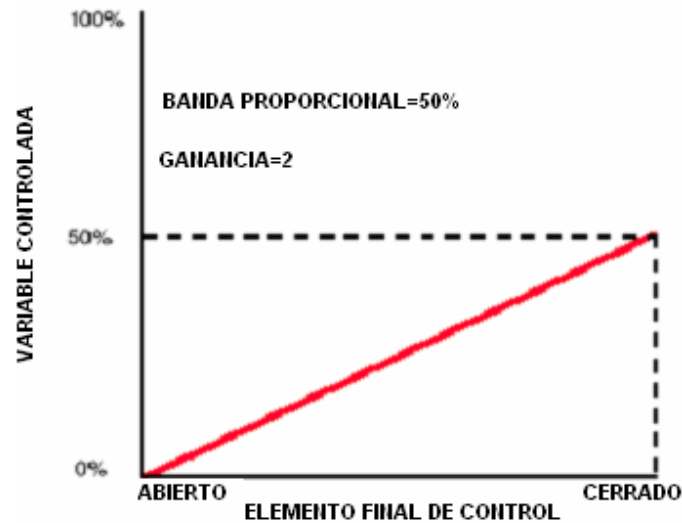
Por ejemplo, si la ganancia es 1.33, la banda proporcional es ajustada al 75%.

$$PB = \frac{1}{1.33} (100\%)$$

$$PB = 75\%$$

Los cambios en la acción de control proporcional son expresados como cambios en ganancia proporcional. Ganancia proporcional es la relación del cambio en la entrada al cambio en la salida. La ganancia proporcional se puede calcular con la siguiente expresión:

$$\text{Ganancia} = \frac{100\%}{PB}$$



**Figura 15.** Banda proporcional 50%

La acción de control proporcional tomada en el sistema, ha sido ajustada a la mitad en la entrada, es necesario para abrir o cerrar completamente la válvula. En entonces la misma salida sería alcanzada con la mitad de la entrada. Porque sólo el 50% de entrada es requerido para obtener un rango completo de salida, la banda proporcional es del 50% y la ganancia es 2 (Internet, 18).

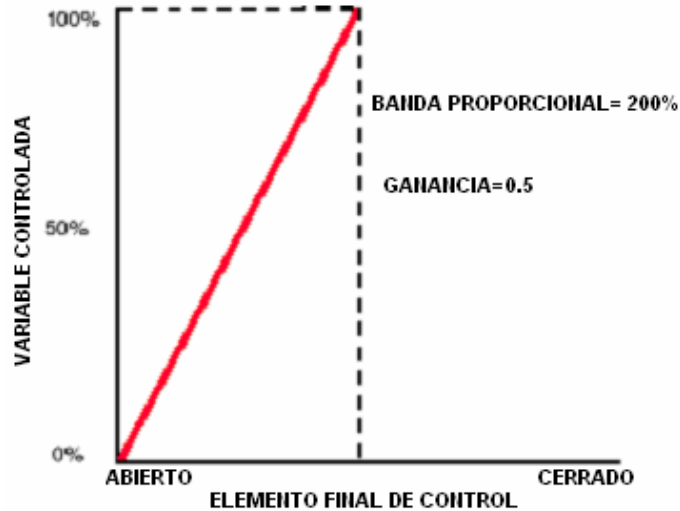
$$PB = \frac{1}{2}(100\%)$$

$$PB = 50\%$$

$$Ganancia = \frac{100\%}{50\%}$$

$$Ganancia = 2$$

El efecto opuesto puede ser alcanzado ajustando la banda proporcional en la dirección opuesta. Tomando un cambio en el rango completo de la entrada, representa un cambio del 50% en la salida. El resultado es que la misma entrada alcanza solo la mitad, tanto como la salida (Internet, 18).



**Figura 16.** Banda proporcional 200%

$$PB = \frac{100\%}{50\%} (100\%)$$

$$PB = (2) 100\%$$

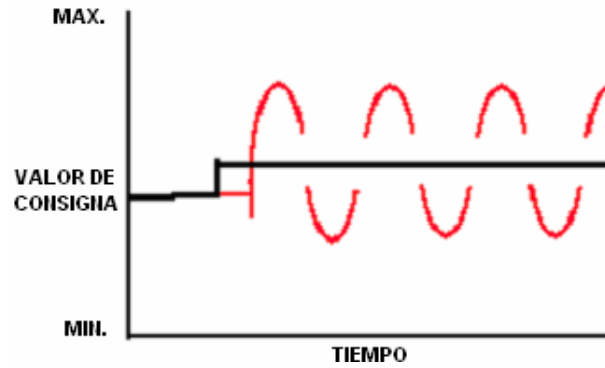
$$PB = 200\%$$

$$Ganancia = \frac{50\%}{100\%}$$

$$Ganancia = 0.5$$

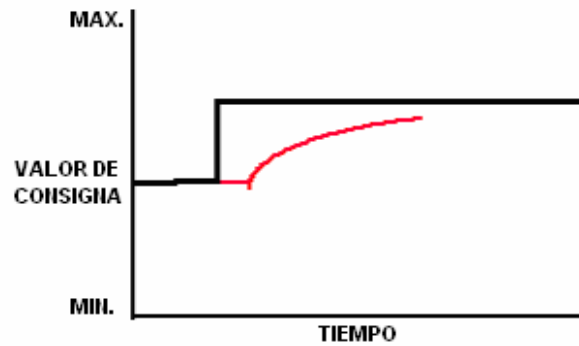
La banda proporcional es igual 200% y la ganancia es de 0.5. Una banda proporcional ancha o una ganancia baja corresponde a una baja respuesta. Una banda proporcional angosta o una ganancia alta, corresponde a una mayor respuesta.

**11. Control PID.** Una apropiada acción de control provee una rápida respuesta. Cuando la acción proporcional es excesiva, pequeñas desviaciones desde el valor de consigna resultan en cambios significativos en la salida. Con una insuficiente acción de control, virtualmente no hay control; grandes cambios en la entrada solo causan cambios pequeños en la salida. Generalmente una acción de control adecuada está entre alguno de estos dos extremos (Internet, 18).



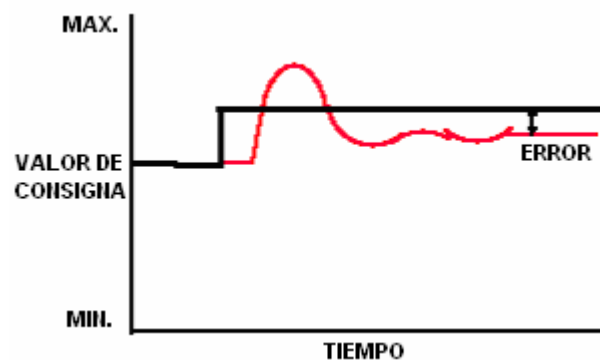
**Figura 17.** Efecto de banda proporcional angosta

Éste es el efecto de una banda proporcional que es demasiado angosta. El pequeño cambio relativo en el valor de consigna resulta en un cambio significativo en la salida, causando un efecto de oscilación similar al de la acción de control dos posiciones.



**Figura 18.** Efecto de banda proporcional ancha

Por el otro lado, una banda proporcional que es demasiado ancha, también crea dificultades. Un gran cambio en la entrada causa un pequeño cambio en la salida, llamado error.

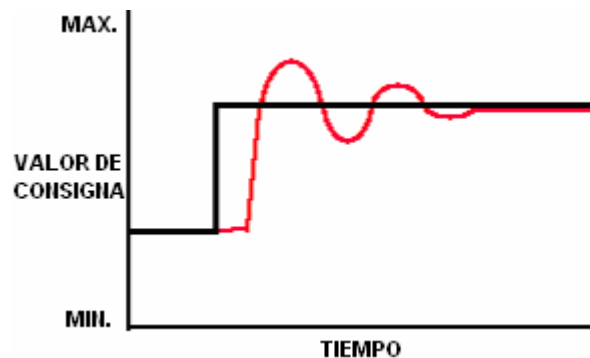


**Figura 19.** Error en control proporcional

El término utilizado para expresar la diferencia entre el valor de consigna y el valor de la variable de proceso es el error, el cual es inherente al modo de control proporcional, y puede ser corregido, porque el control proporcional produce correcciones proporcionales a las desviaciones (Internet, 18).

**Función del control integral:** Los controladores proporcionales industriales usualmente tienen una segunda acción de control para eliminar el error con la misma secuencia de pasos, inspección, ajuste, y reinspección del estado de la variable controlada hasta que regrese al valor de consigna. La acción integral a menudo es llamada de reajuste porque modifica la salida del controlador hasta que el valor de consigna sea alcanzado. La acción de reajuste está determinada en repeticiones por minuto o minutos por repetición (Internet, 18).

Idealmente, la proporción en que acción integral es implementada, no se tiene un impacto negativo en la estabilidad del proceso. El único tipo de aplicación en la que el periodo de tiempo no es un problema, es en el control de flujo. La acción de control integral es adicionada al controlador retroalimentado en lazos de flujo para proveer una acción de amortiguamiento o filtración para el lazo. La acción de control puede regresar la variable del proceso al valor de consigna tan rápido como sea posible, sin provocar grandes oscilaciones en el sistema. Esta acción de control puede ser ajustada de la misma manera que la acción proporcional. El control integral no puede ser usado para estabilizar un proceso, esta diseñado para eliminar el error (Internet, 18).



**Figura 20.** Efecto de acción integral

Esta ilustración muestra el efecto de la acción integral de control. la acción integral provee salida al elemento final de control hasta que el proceso regresa al valor de consigna. Cuando el control proporcional es combinado con el control integral, la acción de control proporcional es repetida hasta que el elemento final de control es posicionado para corregir el offset (Internet, 18).

**Descripción del control derivativo:** Las acciones proporcional e integral, pueden ser combinadas con la acción derivativa para compensar los procesos que tienen una respuesta lenta. La acción derivativa responde tan rápido como ocurre la desviación del valor de consigna. El control PID es el más complejo de los modos de control (Internet, 18).





En función de su puesta a punto, los controladores PID requieren tres ajustes. De tal forma es propiamente ajustada, el controlador puede proveer un control muy preciso del proceso. Los

controladores PID son comúnmente encontrados en procesos en donde la temperatura es la variable controlada, porque el tiempo de respuesta es relativamente lento. El control derivativo habilita al controlador para responder más rápido y posicionar el elemento final de control más rápido que con solo las acciones proporcional e integral (Internet, 18).

**12. Símbolos de instrumentación.** En instrumentación y control, se emplea un sistema especial de símbolos con el objeto de transmitir de una forma más fácil y específica la información. Esto es indispensable en el diseño, selección, operación y mantenimiento de los sistemas de control (Internet, 18).









Un sistema de símbolos ha sido estandarizado por la Sociedad de Instrumentistas de América (ISA). La siguiente información es de la norma: ANSI/ISA-S5.1-1984(R 1992). Las necesidades de varios usuarios para sus procesos son diferentes. La norma reconoce estas necesidades, proporcionando métodos de simbolismo alternativos. Se mantienen varios ejemplos agregando la información o simplificando el simbolismo, según se desee. Los símbolos de equipo en el proceso no son parte de esta norma, pero se incluyen para ilustrar aplicaciones de símbolos de la instrumentación. En general, una línea de una señal representara la interconexión entre dos instrumentos en un diagrama de flujo entre ellos. Pueden ser conectados físicamente por más de una línea. La secuencia en cada uno de los instrumentos o funciones de un lazo están conectados en un diagrama y pueden reflejar el funcionamiento lógico o información acerca del flujo, algunos de estos arreglos no necesariamente corresponderán a la secuencia de la señal de conexión (Internet, 18).

Un globo o círculo simboliza a un instrumento aislado o instrumento discreto, pare el caso donde el círculo esta dentro de un cuadrado, simboliza un instrumento que comparte una visualización o un control. Los hexágonos se usan para designar funciones de computadora. Para terminar el los controles lógicos programables PLC se simbolizan con un rombo dentro de un cuadrado (Internet, 18).

Instrumento discreto	
Visualización compartida, control compartido	
Función de computadora	
Control lógico programable	




**Tabla 1.** Simbología de instrumentos

**Descripción de cómo los círculos indican la posición de los instrumentos:** Los símbolos también indican la posición en que están montados los instrumentos. Los símbolos con o sin líneas nos indican esta información. Las líneas son variadas como son: una sola línea, doble línea o líneas punteadas.

	Montado en tablero accesible al operador	Montado en campo
Instrumento discreto o aislado		
Display compartido, control compartido.		
Función de computadora		
Control lógico programable		

**Tabla 2.** Simbología de posición de instrumentos

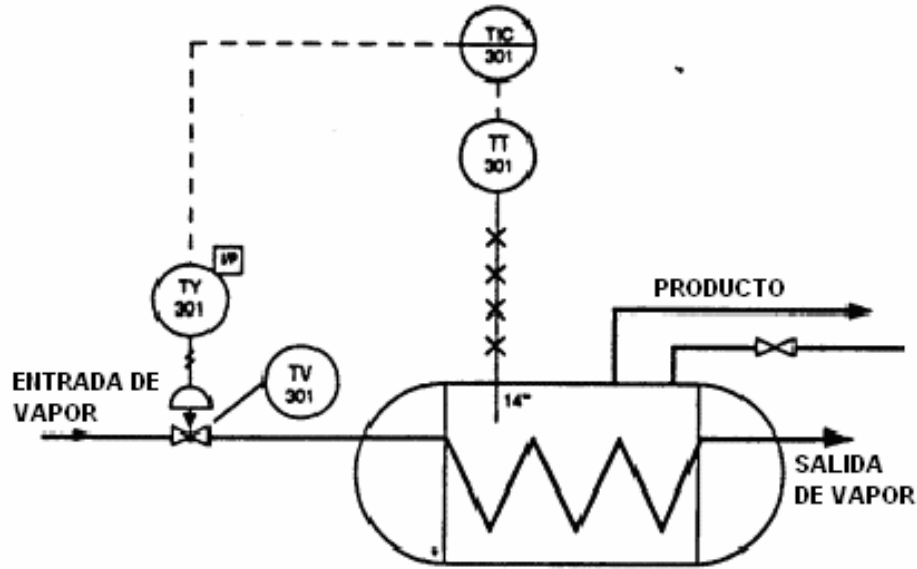
Las líneas punteadas indican que el instrumento está montado en la parte posterior del panel el cual no es accesible al operador.

	Montado en tablero no accesible al operador
Instrumento discreto o aislado	
Función de computadora	
Control lógico programable	

**Tabla 3.** Simbología de posición de instrumentos

### Lectura de un lazo simple:

Es posible obtener gran información con solo observar el Diagrama de instrumentación y tuberías (P&ID). Para este ejemplo, tenemos el lazo que se presenta en la figura 21, tenemos un número de identificación 301. Con este número y la primera letra de identificación T para temperatura puede determinarse que el propósito primario para este lazo es la medición y control de temperatura de un intercambiador de calor. Los instrumentos en el lazo incluyen un transmisor de temperatura, un controlador y una válvula. Cada una de estas funciones son designadas por la segunda o tercera letra en la identificación (Internet, 18).



**Figura 21.** Lectura de un lazo

Al observar el símbolo del transmisor nos revela que esta montado en campo, esto se asume debido a que no tiene una línea dentro del círculo. La línea que contiene las equis nos indica que el transmisor está conectado al proceso por medio de un tubo capilar. La línea punteada indica que la señal del transmisor hacia el controlador es de tipo eléctrica. La línea dentro del círculo del controlador indica que este instrumento está situado en un tablero. La señal eléctrica desde el controlador es recibida por un transductor que convierte la señal. Éste a su vez manda una señal al elemento final que es una válvula, que al observar la posición de la flecha nos indica que si la válvula pierde la señal automáticamente se cerrará la válvula (Internet, 18).

**13. Control automático de secadores.** El control de cada proceso tiene características específicas que hace que el control sea cuidadosamente estudiado para cada caso. En general, la mayoría de secadores transfieren humedad desde una alimentación húmeda hacia aire caliente de menor humedad. El proceso es generalmente autoregulatorio, en el que la humedad se vuelve progresivamente más difícil de remover del producto al estar secándose: esto es conocido como caída de secado. Controlar la temperatura del aire saliente del secador tiende a regular la humedad del producto, siempre que el flujo de alimentación, humedad del producto y aire entrante se mantengan razonablemente constantes (Perry, 1999).

En ausencia de analizadores de humedad, la regulación de la calidad del producto puede ser proveída por medio de la elevación de temperatura del aire saliente en proporción a la carga evaporativa. La carga evaporativa puede ser estimada por la pérdida de temperatura del aire pasando a través del secador en estado estable. Los cambios en la carga son observados por la elevación de la T de salida a una T de entrada dada; el controlador responde retornando el aire de salida a su temperatura original cambiando la temperatura de la entrada (Perry, 1999).

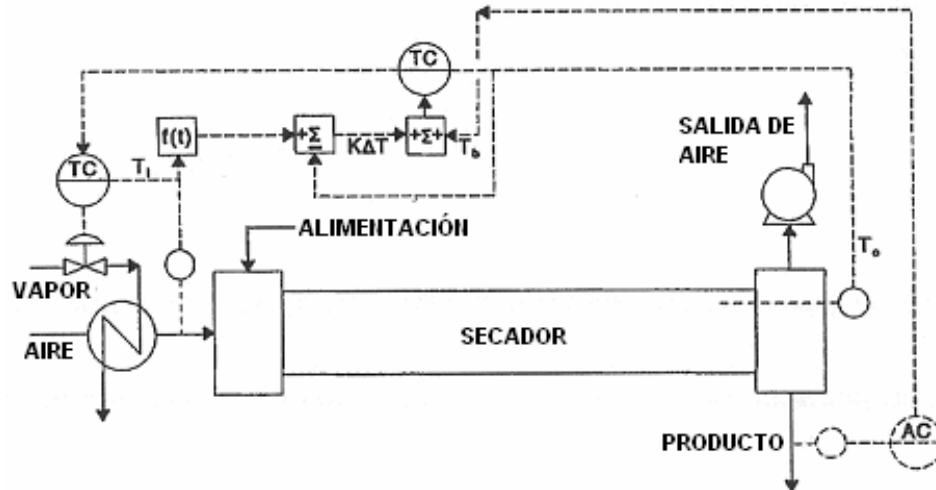


Figura 22. Control automático de secador rotatorio de flujo paralelo.

$$T_o = T_b + K\Delta T$$

donde  $T_o$  es el valor de consigna para la temperatura de salida elevada arriba de una base de temperatura  $T_b$  correspondiente a una operación con carga 0, y  $\Delta T$  es la caída en la temperatura del aire de la entrada a la salida.

El coeficiente  $K$  debe ser fijado para regular la humedad del producto arriba del rango esperado de cara evaporativa. Si se fija muy bajo, la humedad del producto se incrementará con incrementos de carga; si se fija muy alto, esta disminuirá con elevaciones de carga. Mientras  $K$  pueda ser estimado por un modelo de un secador, esta depende de la razón de curva de secado del producto, su tamaño de partícula, y mientras las variaciones de carga se deban principalmente a cambios del flujo de alimentación o humedad de alimentación (Perry, 1999).

En los secadores con flujo en contracorriente, como es el caso de los secadores de azúcar, la temperatura del aire de escape no responde a las variaciones de la humedad del producto. Para estos secadores, la humedad del producto puede ser mejor regulada controlando su temperatura en el punto de descarga (Perry, 1999).

## D. FORTIFICACIÓN DE AZÚCAR CON VITAMINA A

**1. Fundamento.** El azúcar es una fuente importante de energía para muchas personas en todo el mundo. Es producida en más de 100 países y su producción está aumentando. En los países productores de azúcar, el procesamiento y la refinación del azúcar se realizan en sólo unos pocos molinos y sólo algunos países importadores de azúcar refinan azúcar. Por estos motivos, la fortificación del azúcar con micronutrientes es práctica y factible. Además, el azúcar es consumida regularmente por la gran mayoría de las personas, aún cuando los niveles de consumo varían (Tabla 4). Por lo tanto, la fortificación es un medio eficaz para compensar las deficiencias de micronutrientes que sufre la población. Entre las deficiencias de micronutrientes, la deficiencia de vitamina A es una de las más difundidas, ya que afecta a más

de 250 millones de niños en todo el mundo. Una estrategia para eliminar este problema ha sido la fortificación del azúcar con vitamina A (Internet, 19).

**Consumo per cápita de azúcar, y porcentaje de la ingesta diaria de energía**

<b>País (1994)</b>	<b>Consumo (g/persona día)<sup>1</sup></b>	<b>% de ingesta diaria de energía <sup>2</sup></b>
Brasil	127	17
Perú	88	14
Guatemala	110	15
Honduras	85	12
India	42	5
Indonesia	42	5
Marruecos	88	11
Mali	22	2
Egipto	80	10
Zambia	31	8
Camerún	17	3
Sudáfrica	100	15

1. Organización Internacional del Azúcar. 1995

2. Hojas de balance de alimentos de la FAO. Promedio de 1984-1986.

**Tabla 4.** Consumo per cápita de azúcar

**2. Criterios de fortificación.** El objetivo es asegurar que se satisfagan las necesidades de vitamina A de los grupos con mayores riesgos de sufrir deficiencia, sin que las personas que consumen cantidades altas de azúcar tengan una ingesta excesiva de dicha vitamina. El nivel de vitamina A que se agrega está determinado por los requerimientos nutricionales y los patrones de consumo de azúcar; por lo tanto, se necesitan datos representativos del país, desglosados por nivel socioeconómico y grupos de edad. Los niños menores de cinco años son los más vulnerables a la deficiencia de vitamina A, y su ingesta diaria recomendada es de 400 µg de equivalente de retinol (ER) (1,330 UI) diarios. Las mujeres embarazadas también tienen un alto riesgo de sufrir deficiencia de vitamina A y su ingesta diaria recomendada es de 600 µg (2,000 UI). Si, por ejemplo, la ingesta promedio de azúcar de los niños menores de 5 años es 20 gramos diarios y la de los adultos del grupo de mayor consumo es 150 g diarios, las necesidades serán cubiertas con 15 µg de vitamina A por gramo de azúcar y permanecerá por debajo de los límites máximos aceptados (Internet, 19).

**3. Tecnología.** Debido a que la cantidad de vitamina A que se agrega es tan pequeña, la producción de un producto fortificado en forma homogénea se facilita mediante la dilución del palmitato de retinol (la forma de vitamina A usada en la fortificación) en una pequeña cantidad de azúcar para formar una premezcla. La premezcla contiene:

- Azúcar regular
- Microesferas de vitamina A en forma de palmitato solubles en agua fría que contienen 75 000 µg/g (250 000 UI/g).

- Un aceite vegetal con bajo contenido de grasa no saturada y peróxido (aceite de coco o de maní), que adhiere la microesfera de vitamina A al cristal de azúcar. Esto impide la separación de vitamina A y el cristal de azúcar y produce un producto fortificado en forma homogénea, sin cambios notorios en las propiedades organolépticas del azúcar.

- Un antioxidante obtenido de antioxidantes naturales (palmitato de ascorbilo, DL-alfa tocoferol, y lecitina) que se agrega para impedir que el aceite se ponga rancio. El aceite rancio desestabiliza la vitamina A y tiene efectos adversos sobre las características organolépticas del azúcar. Al mezclar el aceite con el antioxidante en un medio inerte y libre de oxígeno, es decir, en presencia de gas de nitrógeno, impide la oxidación del aceite (Internet, 19).

**Microesfera de vitamina A  
adherida a un cristal de azúcar**



**Figura 23.** Microesfera de vitamina A en cristal de azúcar.

La premezcla se elabora mezclando el azúcar con la vitamina A en una mezcladora generalmente tipo V, con un dispositivo de atomización acoplado, que permite agregar la mezcla de aceite antioxidante durante la operación de mezcla. Después de mezclar 10 a 20 minutos, la premezcla se envasa en bolsas de polietileno negro de 25 kg cubiertas con bolsas de polipropileno. Esto minimiza su exposición a la luz, evitando así la destrucción del retinol. Esta premezcla es agregada al azúcar en una relación de 1:1000. La adición de la premezcla al azúcar se puede hacer en forma manual o automática. En las operaciones manuales, la premezcla se agrega a las centrífugas. Este método no es ideal porque la exactitud de la cantidad de la premezcla que se agrega depende del operador y la alta degradación que sufre la vitamina debido a la temperatura de centrifugación y secado (Internet, 19).

En las operaciones automáticas, los alimentadores se pueden colocar en diferentes lugares a lo largo de la línea de producción (Figura 24). El lugar más apropiado es aquél donde la humedad y la temperatura son más bajas, el cual sería justo antes del lugar de envasado. Esto no siempre es posible debido a restricciones en el espacio disponible (Internet, 19).

### Puntos posibles para agregar la premezcla durante el proceso de producción de azúcar

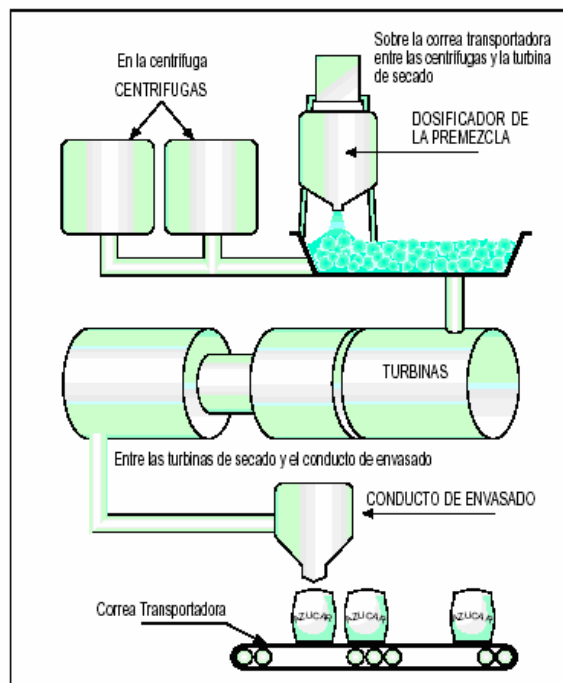


Figura 24. Puntos posibles para agregar premezcla.

**4. Estabilidad del palmitato de retinol (vitamina A).** Un compuesto de vitamina A encapsulado, seco, sólido y miscible en agua, y producido en forma industrial, facilitó la creación de la tecnología de fortificación. A pesar de la excelente estabilidad, la premezcla todavía es sensible al aire, luz, humedad y ácidos; por lo tanto, la manipulación y condiciones de almacenamiento apropiadas de la premezcla y el azúcar fortificada son muy importantes (Internet, 19).

Los datos experimentales indican pérdidas de retinol de entre 10 y 20% durante el procesamiento del azúcar fortificada, y entre 20 y 40% después de un año de almacenamiento. Estas pérdidas deben ser compensadas agregando una mayor cantidad de la premezcla al azúcar durante el proceso de fortificación. El palmitato de retinol es susceptible a la oxidación en presencia de luz natural o artificial. El envasado de la premezcla en bolsas cubiertas con bolsas de polietileno negras reduce la exposición a la luz y la degradación de la vitamina A. El palmitato de retinol se degrada a temperaturas altas (70° C) por lo que se puede producir pérdidas durante la mezcla en las centrífugas o el secador (Internet, 19).

**5. Control de calidad.** El contenido de vitamina A de la premezcla se determina usando métodos cuantitativos, mientras que para el azúcar fortificada se realiza usando métodos semicuantitativos y cuantitativos. Los métodos cuantitativos incluyen el uso de los métodos de cromatografía líquida de alta resolución (HPLC) y espectrofotométrico. El método de HPLC se basa en la separación de la vitamina A (retinol) de otras sustancias que absorben la energía luminosa a una longitud de onda igual o similar al retinol. La detección del retinol en la columna de HPLC se puede realizar usando luz ultravioleta o fluorescente. Este método es exacto, no destruye el retinol y requiere una cantidad pequeña de muestra. Sin embargo, el

equipo es caro, se necesita personal altamente capacitado, y sólo se pueden analizar pocas muestras a la vez, lo que hace que el examen sea caro. El método espectrofotométrico consiste en medir la absorción del retinol contenido en el azúcar después de su destrucción selectiva por exposición a la luz ultravioleta. Este método es fácil de usar, más barato que el método HPLC, y permite obtener los resultados en un período mucho más corto (Internet, 19).

El método colorimétrico semicuantitativo consiste en agregar un reactivo cromogénico a un volumen de azúcar diluida para producir un color azul. La intensidad del color azul es proporcional a la cantidad de retinol contenida en la muestra, la que se mide comparándola con una escala de valores estándar. Los ensayos semicuantitativos realizados a intervalos de una a dos horas durante el proceso de producción verifican que el azúcar fortificada contenga una cantidad de vitamina A que corresponda al rango estipulado en las normas. Los resultados son inmediatos y permiten ajustar la cantidad de premezcla que se agrega al azúcar (Internet, 19).

### **III. JUSTIFICACIÓN**

El proceso de secado y dosificación de vitamina A necesita de un conjunto de equipos bien diseñados y ubicados. Esto permite obtener un producto homogéneo en humedad y concentración de vitamina. Este proyecto está encaminado a proponer, con base teórica, las condiciones adecuadas en las que debe realizarse este proceso, evitando en la mayor posibilidad las pérdidas energéticas y de producto.

La automatización de un proceso es una herramienta poderosa que provee un ambiente de seguridad en cuestión de medición de variables y ejecución de acciones precisas. La consecuencia inmediata, es mayor eficiencia y un mejor control de operación. Es por esta razón que se propone los lazos de control y el sistema automático para el caso específico del secador y dosificación de vitamina A de del Ingenio El Baúl.

Debido al problema de la correcta dosificación al que se enfrentan varios ingenios, se analiza las posibilidades en donde puede ser añadida la vitamina A, con las ventajas y desventajas de cada una, con el fin de presentar las consideraciones a tomar para instalar el equipo de dosificación de retinol.

## **IV. OBJETIVOS**

### **A. Generales**

1. Determinar las condiciones actuales de secado y dosificación de la vitamina A en el Ingenio El Baúl.
2. Proponer un sistema automático que controle el proceso de secado y dosificación de vitamina A en el Ingenio El Baúl.
3. Proponer un método alternativo de dosificación de vitamina A.

### **B. Específicos**

1. Presentar un marco descriptivo del proceso de secado, enfriamiento, y dosificación de vitamina A en el Ingenio El Baúl.
2. Redimensionar los separadores de polvillo del proceso de secado y enfriamiento de azúcar blanco.
3. Determinar las condiciones teóricas apropiadas de operación del secador rotatorio.
4. Proponer un sistema de control automático para el funcionamiento adecuado del secador, colector de polvillo y dosificación de vitamina A.

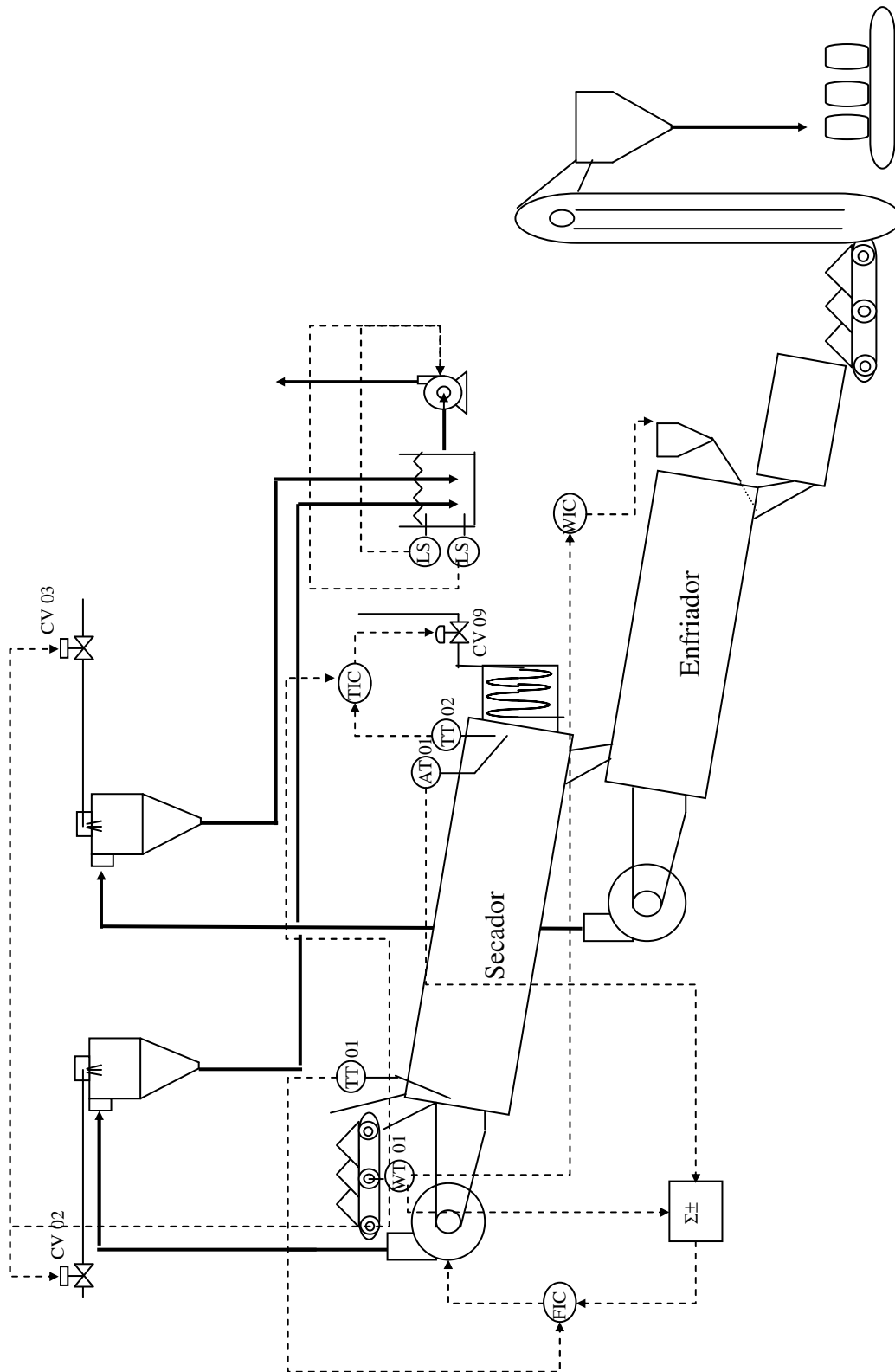
## V. PROBLEMA

**A.** Dosificación de vitamina A no homogénea: A pesar de utilizar la proporción adecuada de vitamina A, la degradación térmica y la poca precisión manual provocan que no se distribuya homogéneamente la premezcla de vitamina en el azúcar producido.

**B.** Pérdidas de polvillo de azúcar: El flujo de aire que pasa a través del secador y del enfriador arrastra con el polvillo de azúcar. Para la recolección de este, se utiliza un ciclón para cada aparato. Sin embargo, el diseño de estos dispositivos no es adecuado ya que las pérdidas de polvillo son visibles. Un redimensionamiento de estos aparatos permitirá una recolección más efectiva.

**C.** Falta de sistema de control automático: Las condiciones en las que actualmente se ejecuta el control del proceso son básicamente manuales. Un sistema de control automático es factible con el que se mejorará la el proceso al hacerlo más estable, eficiente, y menos costoso.

## VI. RESULTADOS



**Figura 25.** Lazos de control propuestos para automatización del proceso de secado en Ingenio el Baúl.

donde,

$$\Sigma \pm : F_{\text{aire}} = [F_{\text{azúcar}} (0.00097 T_{\text{bh}}^2 - 0.02943 T_{\text{bh}} + 1.37952)] + (0.0002 T_{\text{bh}}^2) - 0.02381$$

WIC: Indicador y Controlador de Flujo Másico (Weight Indicator Controller)

TIC: Indicador y Controlador de Temperatura (Temperature Indicator Controller) °C

FIC: Indicador y Controlador de Flujo (Flow Indicator Controller)

TT: Transmisor de Temperatura (Temperature Transmitter)

AT: Transmisor Analítico de  $T_{\text{bh}}$  (Analytical Transmitter)

WT: Transmisor de Masa (Weight Transmitter)

LS: Interruptor de Flujo (Level Switch)

CV: Válvula de control

Utilizando kg/h y °C para flujos y temperaturas respectivamente.

### Ciclón

$$B_c = 0.3000 \text{ m}$$

$$D_c = 1.2000 \text{ m}$$

$$H_c = 0.7500 \text{ m}$$

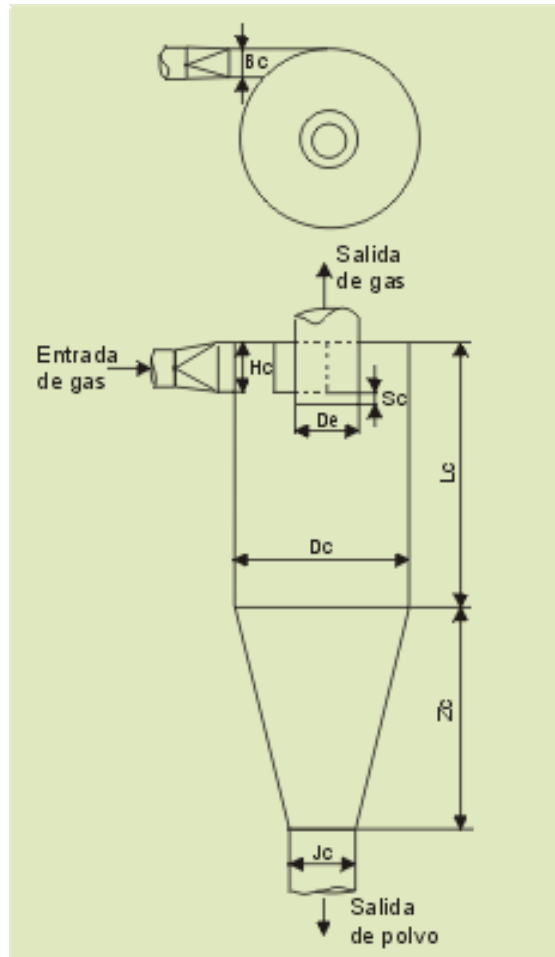
$$D_e = 0.6000 \text{ m}$$

$$L_c = 2.4000 \text{ m}$$

$$S_c = 0.1500 \text{ m}$$

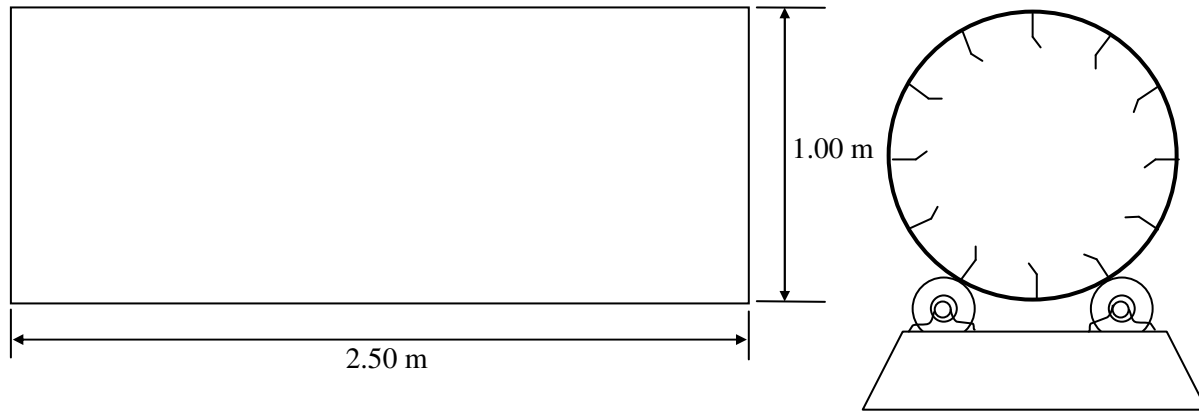
$$Z_c = 2.4000 \text{ m}$$

$$J_c = 0.3000 \text{ m}$$



**Figura 26.** Dimensiones de ciclón propuesto

## Homogenizador



**Figura 27.** Dimensiones de homogenizador propuesto

Rotación = 10 rpm

Ángulo  $\alpha = 3^\circ$

Tiempo residencia  $\theta = 80$  s

**Tabla 5.** Retención de azúcar dentro del secador.

Flujo azúcar (kg/h)	Fracción volumétrica del secador ocupada con azúcar (%)
8000	10.3
9000	11.5
10000	12.8
11000	14.1
12000	15.4
13000	16.7
14000	17.9
15000	19.2

## VII. DISCUSIÓN

Con el objetivo de evitar la pérdida de polvillo de azúcar y mejorar la operación de secado y dosificación de retinol mediante automatización, se realizó un análisis teórico de las condiciones con las que se debe operar el secador rotatorio. Actualmente, el flujo de azúcar ( $F_{\text{azúcar}}$ ) que pasa a través del secador varía entre 8,000 y 11,000 kg/h. La propuesta para la automatización (para  $F_{\text{azúcar}}$  de 8,000 a 15,000 kg/h) presenta las variables que deben ser medidas en el proceso y los elementos finales que deben ser controlados para que el secador trabaje en condiciones apropiadas, se obtenga azúcar a 0.04% m/m de humedad, no haya cambio color superficial durante el secado y se obtenga un producto con vitamina A con una concentración homogénea.

Para automatizar el proceso de secado, se pueden manipular varias variables de proceso para obtener azúcar con la humedad deseada. Estas variables son: tiempo de residencia ( $\theta$ ) del azúcar dentro del secador, temperatura ( $T_{\text{gin}}$ ) del aire de entrada al secador (luego de pasar por el precalentador); y flujo de aire ( $F_{\text{aire}}$ ) que pasa a través del secador. El diagrama actual del equipo (Figura 28) muestra que en el presente, la variable manipulada es la temperatura de aire de entrada. Esto es mediante un lazo de control en el que un controlador de temperatura (TIC), regula una válvula (CV\_09) de paso de vapor al precalentador, utilizando un sensor de temperatura (TT\_09) del azúcar como elemento primario. Esto hace que el aire de entrada aumente su T en la medida que la temperatura del azúcar disminuye de 56°C, el cual es el valor de consigna (set point) del controlador. A pesar de esto, mantener la humedad de salida constante ha sido un problema, detectándose a menudo aterronamiento de azúcar en el empaque final. La carencia de registro impide calcular la frecuencia del problema, pero se sabe, empíricamente, que es habitual.

Alternativamente se puede manejar el tiempo de residencia ( $\theta$ ) del azúcar dentro del secador controlando la velocidad de rotación del secador en función del flujo de azúcar y la temperatura de salida del producto. Sin embargo, alargar el tiempo de residencia ( $\theta$ ) puede ocasionar color amarillo en los cristales debido al contacto de los mismos por un tiempo prolongado con la carcaza caliente del tambor. Si tomamos en cuenta que el tiempo de residencia actualmente es de 175 s aproximadamente, un incremento del flujo de azúcar ( $F_{\text{azúcar}}$ ) tendría que provocar un descenso de la velocidad de rotación con anticipación, aún teniendo producto que requería las condiciones de  $\theta$  del flujo anterior. Sumado a esto, la fracción volumétrica de azúcar (o retención  $\Phi$ ) dentro del tambor variaría drásticamente con alteraciones del flujo de azúcar provocando heterogeneidad de humedad del producto.

La última de las variables por controlar es el flujo de aire ( $F_{\text{aire}}$ ). Para conocer cómo varía el requerimiento de aire en el secador, es necesario conocer el clima de la localidad donde se encuentra el ingenio. Las condiciones ambientales para el departamento de Escuintla pueden variar de humedad en época de zafra de 35% para días secos hasta 95%, para días eventuales con lluvia y temperatura normal de 25°C a 37°C. Dado que es el aire el gas secuestrador de la humedad del azúcar, es de esperarse que para días secos se requiera menor  $F_{\text{aire}}$  que para días húmedos. Dependiendo de la humedad relativa del ambiente, la humedad absoluta puede variar de alrededor de 0.060 a 0.042 kg agua/kg aire seco (Tabla 09). Debido a que el azúcar es termosensible, se fija la T de entrada al secador en 70°C, a la cual no se provoca cambio de color de la superficie por caramelización parcial. Conociendo

la temperatura de bulbo seco ( $T_{gin}$ ) y las humedades absolutas, se encuentra en la carta psicométrica (Figura 30) variaciones de la  $T_{bhin}$  de 28.0 °C a 42.0 °C a la entrada del secador. A partir de esta información se puede utilizar la demostración empírica que los secadores rotatorios resultan más eficientes cuando  $Nt$  varía entre 1.5 y 2.5. El  $Nt$  (Ec. B.13-03) es función de la  $T$  del gas de entrada ( $T_{gin}$ ), de salida ( $T_{gout}$ ) y de la temperatura de bulbo húmedo de entrada ( $T_{bh}$ ) y de salida ( $T_{bhout}$ ). Para efectos de diseño, la  $T_{bhout}$  es igual que la  $T_{bhin}$  dado que la  $T_{bh}$  no cambia a través del secador. Si se utiliza como base de diseño que el secador opere con  $Nt = 2$ , es posible conocer cual es la temperatura del aire de salida ( $T_{gout}$ ) en dependencia de las  $T_{bh}$  de entrada para cada  $F_{azúcar}$  de operación (ver ejemplo 3).

Haciendo uso del balance de masa y energía, se conoce cual debe ser el flujo de aire requerido para que se obtengan las  $T_{gout}$  calculadas. Luego de resolver 120 parejas de ecuaciones simultáneas (ver ejemplo 4) se obtienen los  $F_{aire}$  que satisfacen el balance para  $F_{azúcar}$  de 8,000 a 15,000 kg/h (Tabla 12, Gráfica 1). Las ecuaciones obtenidas (Tabla 15) tienen todas forma cuadrática. Como se desea encontrar una ecuación  $F_{aire}$  en función de las dos variables  $T_{bh}$  y  $F_{azúcar}$ , se plantea que la ecuación tendrá la forma  $F_{aire} = ax^2 + bx + c$ , donde  $a$ ,  $b$ , y  $c$  dependen de  $F_{azúcar}$ . Las gráficas 02, 03, y 04 (pag. 83), muestran la tendencia lineal de los coeficientes en función de  $F_{azúcar}$ . Mediante el desarrollo del ejemplo 7 se encuentra la ecuación buscada:

$$F_{aire} = [F_{azúcar} (0.00097T_{bh}^2 - 0.02943 T_{bh} + 1.37952)] + (0.0002 T_{bh}^2) - 0.02381$$

(Ec. R.01)

Con el uso de esta ecuación será posible conocer el flujo de aire requerido al conocer el  $F_{azucar}$  y  $T_{bh}$ . Se podrá variar  $F_{aire}$  y no tenerlo fijo como se encuentra actualmente (en 20,500 kg/h). Esto implica que el ventilador inducido en el secador deberá ser calibrado a fin de conocer el flujo de aire a diferentes velocidades de rotación.

Los colectores de polvillo actuales (Tabla 6) provocan pérdida de granos finos al ambiente. El redimensionamiento de estos buscan evitar tal problema. La velocidad con que entran las partículas al colector les permite pegarse a la pared mientras el aire forma una especie de espiral para evacuar el aparato. La Figura 31 presenta una vista de planta del ciclón instalado en la actualidad. El error en este diseño permite que las partículas tengan un área sin obstrucción (rayada) en la que se escapan al ambiente. La entrada cuadrada impide tener fuerza de corte apropiada a las partículas suficiente para ser retenidas. El análisis granulométrico (Tabla 8 y Gráfica 5) revela que el 16.6% de las partículas se encuentran entre 250 y 500  $\mu m$ , y solamente 1.4% está entre 180 y 250  $\mu m$ . Esta diferencia se debe posiblemente a la pérdida de las partículas entre 100 y 250  $\mu m$ . Es por esta razón que el diseño del nuevo ciclón contempla el máximo rendimiento de recolección para partículas arriba de 100  $\mu m$ . La Tabla 16 presenta los datos calculados para el diseño del ciclón con  $F_{aire}$  de 10,500 a 27,500 kg/h. Se escoge el diseño con la medidas más grandes para que abarque todas las posibilidades. Es importante que, cuando no se utiliza el colector en su máxima capacidad, este tiende a disminuir su rendimiento. Por esta razón, la relación  $Hc/Dc$  se escoge de 2.5, de manera que la fuerza de corte sea alta aunque el  $F_{aire}$  sea menor. A pesar de que el diseño del ciclón nuevo es de menor tamaño que el actual, se espera tener mejor recolección debido a que se conservan las relaciones de tamaño teóricas

óptimas. Además el redimensionamiento del colector de polvillo evitará tanto pérdidas de producto al ambiente como proveerá reducción de riesgo de incendio del azúcar.

La vitamina A (retinol) es añadida actualmente en las centrifugas manualmente. Esto acarrea la desventaja de la inexactitud de la dosificación del operario. Nuevamente, la falta de registro impide evaluar la frecuencia con que se encuentra un saco de producto final con la concentración de retinol bajo el límite de los requerimientos. A pesar de dosificar la cantidad adecuada, en ocasiones se encuentran sacos con poco o nada de retinol y otros duplicando la cantidad esperada. Un homogenizador instalado inmediatamente después de la enfriadora permite obtener un producto homogéneo. Para evitar que la premezcla de vitamina se pierda por efecto de la succión de aire, se propone que la dosificación se realice en la tolva de salida del tambor de la enfriadora. Una vez diseñado este equipo se deben realizar pruebas estadísticas para verificar la homogeneidad. Sabiendo que la distancia recorrida por una partícula por cada revolución es igual al producto de la caída y la pendiente más el 25% de este producto debido al rebote, y conociendo la distancia del equipo (2.5 m), se calcula que una partícula da 38.2 caídas a lo largo del equipo para una inclinación de 3°, manteniendo una fracción volumétrica de azúcar dentro del homogenizador entre 10.3% para 8,000 kg azúcar/h y 19.2% para 15,000 kg azúcar/h, con un tiempo de residencia constante de 80 s. Se propone que el tambor gire a 10 rpm. A pesar de que se propone un ángulo de 3°, este podría variar desde 2° a 4° al momento de la instalación final después de las pruebas experimentales de homogeneidad. Para tales casos, se han tabulado los datos de tiempos de residencia, retención y número de caídas a lo largo del equipo para los diferentes ángulos en la Tabla 17.

Para poder obtener el producto final con las propiedades requeridas, se proponen los lazos de control planteados en resultados. La Ec. R.01 requiere de mediciones continuas del flujo de azúcar (WT\_01) y la  $T_{bh}$  de entrada al secador (AT\_01). Esta ecuación es un bloque de programación dentro de un controlador PID de flujo (FIC) y proporciona el valor de consigna (set point) del mismo. Además, como se conoce la temperatura teórica de salida del secador ( $T_{gout}$ ), el sensor (TT\_01) envía continuamente su señal para provocar una corrección en el flujo debido a pérdidas de calor al ambiente. Al sustituir el transportador de tornillo en la entrada del secador por banda, se espera que se reduzca la generación de polvillo. Esto es porque la fricción de las partículas contra el canal del tornillo, provoca rompimiento de los cristales.

Como se planteó la temperatura de entrada al secador en 70°C, es necesario tener un transmisor de temperatura (TT\_02) de bulbo seco en esta posición, de manera que el elemento final del lazo de control sea la válvula (CV\_09), regulada por la señal del controlador PID de temperatura (TIC). Como una medida para un control suave y preciso, se conecta una señal del sensor de flujo másico (WT\_01) al controlador TIC para que anticipe la apertura de la válvula de vapor (CV\_09) al detectar un incremento en el  $F_{azúcar}$ . Con esto se logra que la  $T_{gin}$  sea constante en 70 °C como se desea.

Para asegurar una dosificación correcta de retinol, el motor del tornillo sin fin del dosificador es regulado con un variador de frecuencia controlado por un controlador PID de masa (WIC) que usa como elemento de medición el medidor de flujo másico (WT\_01). Mediante este lazo de control la adición de vitamina es proporcional al flujo de azúcar.

Añadiendo a esto, la instalación del homogenizador, el producto final es obtenido con propiedades constantes durante todo el proceso, a pesar de las variaciones de humedad y temperatura del ambiente y flujos de azúcar.

Además de las señales descritas que envía el WT\_01, también controla mediante señales binarias la apertura todo o nada de las válvulas CV\_02 y CV\_03 de paso de agua de lavado en los ciclones. El agua de lavado diluye el polvillo y es recibido en un tanque del que se retorna la proceso para ser tratado nuevamente. Al cerrar estas válvulas cuando no está pasando azúcar por el secador, consigue un ahorro energético en el proceso global. La válvula CV\_02 tiene una acción de retardo igual al tiempo de residencia del secador para que se cierre en el momento en que deja de pasar azúcar por la enfriadora.

El tanque de agua dulce tiene instalado dos interruptores de nivel (LS), uno para nivel bajo y otro para nivel alto. Los flujos de lavado de los ciclones son 3.46 L/s. Si se calibra el flujo de salida del tanque, de manera que la bomba succione el mismo flujo, es posible mantener el nivel de este tanque en un nivel intermedio, lo cual provoca que la bomba tenga arranques y paros continuos.

## VIII. CONCLUSIONES

- A.** Las condiciones actuales de secado y dosificación de vitamina A en el ingenio El Baúl no permiten la obtención de un producto homogéneo en humedad ni en concentración de vitamina A.
- B.** El flujo de aire requerido a través del secador rotatorio para operar con  $N_t = 2$ , cuando la temperatura de bulbo seco de entrada es  $70\text{ }^\circ\text{C}$  esta dado por la ecuación:

$$F_{\text{aire}} = [F_{\text{azúcar}} (0.00097T_{\text{bh}}^2 - 0.02943 T_{\text{bh}} + 1.37952)] + (0.0002 T_{\text{bh}}^2) - 0.02381$$

- C.** La dosificación de vitamina A se debe hacer regulada en proporción al flujo másico, medido continuamente y controlado por un dosificador con motor de velocidad variable.
- D.** Las medidas del ciclón apropiado para coleccionar partículas arriba de  $100\text{ }\mu\text{m}$  son:

Bc = 0.30m  
Dc = 1.20m  
Hc = 0.75m  
De = 0.60m  
Lc = 2.40m  
Sc = 0.15m  
Zc = 2.40m  
Jc = 0.30m

## **IX. RECOMENDACIONES**

- A.** Realizar un estudio para el mejoramiento de la cristalización para reducir el polvillo de azúcar.
- B.** Calibrar el flujo de aire del ventilador inducido del secador para diferentes velocidades.
- C.** Realizar pruebas estadísticas para verificar distribución homogénea de vitamina A luego de instalar el homogenizador.

## X. BIBLIOGRAFÍA

1. Chen J. 2000. *Manual del Azúcar de Caña*. Editorial Limusa S.A. de C.V.
2. Cook E. M. *New ideas to improve dryer performance*. Vol. 97. 1988.
3. Dorf, R. 1981. *Sistemas Modernos de Control, Teoría y Práctica*. 2 ed. Addison-Wesley Iberoamericana.
4. Kasatkin A. 1985. *Operaciones Básicas y Aparatos en la Tecnología Química*.
5. Knoule F. 1968. *El Secado*. Bilbao. Ediciones Urno.
6. Madariaga Arrizurieta J. F. 1995. *El Secado de Biomasa Residual de la Caña de Azúcar*. Tesis para C. Dr. C. T. ISJAE. Fac. de Ing. Mecánica. Ciudad de la Habana.
7. McCabe, Smith, Harriot. 2002. *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. McGraw Hill Interamericana S.A. de C.V.
8. Menon y Mujundar. 1992. *Drying of solids*. Mc Graw Hill, Montreal, Canadá.
9. Perry, R., Green, D. 1999. *Perry's Chemical Engineering Handbook*. 6<sup>a</sup> Edición. Mc Graw Hill.
10. Software suplemento del texto *Thermodynamics-An Engineering Approach* de Cengel, Y. y Boles, M., 2da ed, 1994.
11. Treybal R. 1988. *Operaciones de Transferencia de Masa*. 2<sup>a</sup> edición. McGraw Hill, Inc.
12. Zenz, Frederick. *Cyclone Design Tips*. Chemical Engineering Magazine. January, 2001.

### Referencia de Internet:

13. <http://www.diquima.upm.es/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/CICLONES/PAG8.htm>
14. <http://redquica.pquim.unam.mx/iq/ciclones.htm>
15. [http://www.engr.pitt.edu/chemical/undergrad/lab\\_manuals/cyclone\\_separator.pdf](http://www.engr.pitt.edu/chemical/undergrad/lab_manuals/cyclone_separator.pdf)
16. <http://www.csd.newcastle.edu.au/control/SpanishPages/>
17. <http://www.conocimientosweb.net/dcmt/ficha.html>
18. [http://www.sapiensman.com/control\\_automatiko/](http://www.sapiensman.com/control_automatiko/)
19. <http://www.mostproject.org/Azucar.pdf>

## XI. APÉNDICE

### A. DIAGRAMA ACTUAL

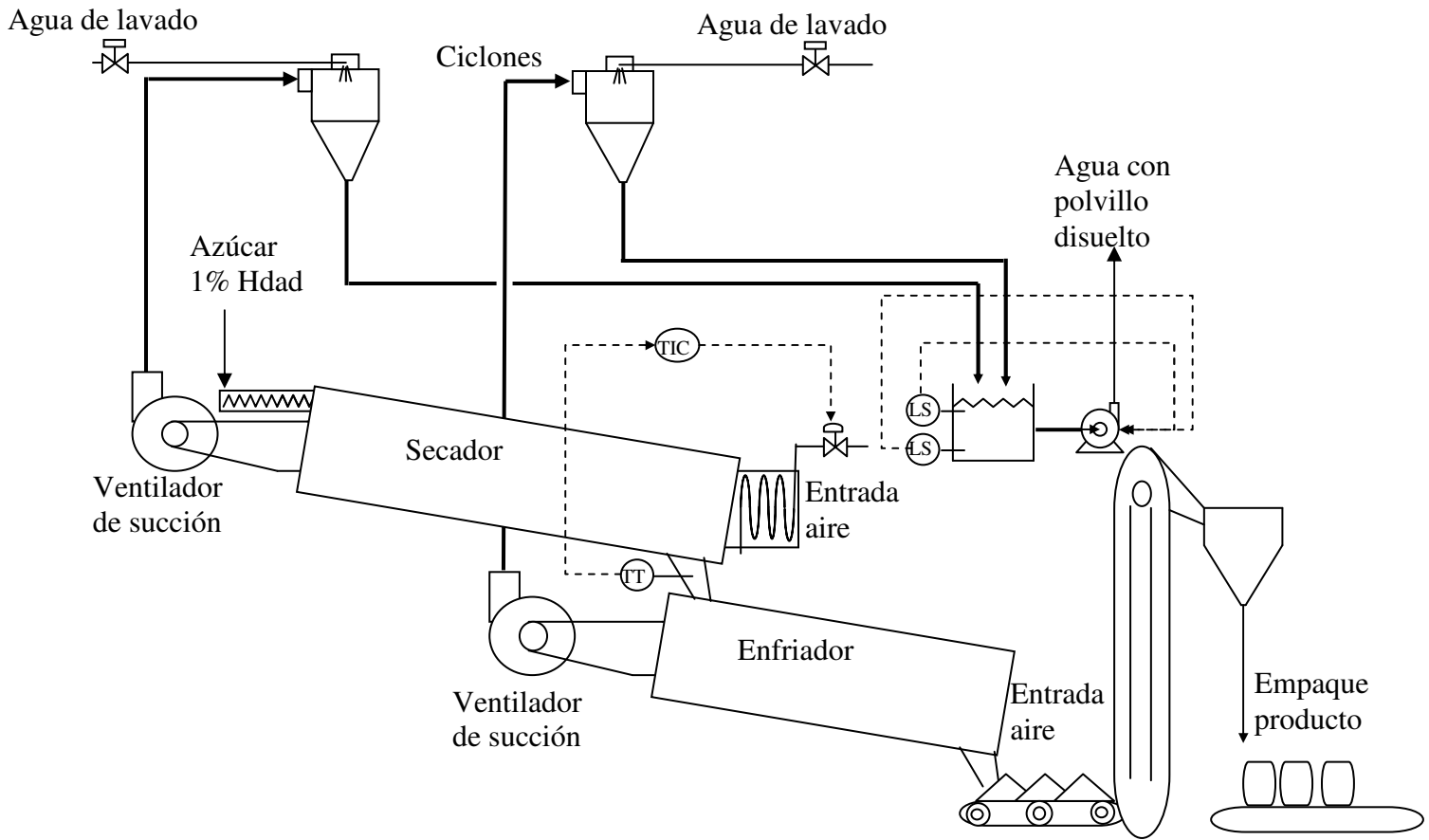


FIGURA 28. Diagrama actual del equipo

## B. DATOS ORIGINALES

**Tabla 6.** Datos originales de equipos

<b>DATOS</b>	
<b>Secador rotatorio</b>	
Longitud	7.45 m
Diámetro	1.83 m
Ángulo	4 grados
Rotación	9 rpm
Motor	15 kW (20 hp), 3 fases
Material construcción	Hierro negro
<b>Enfriador rotatorio</b>	
Longitud	6.20 m
Diámetro	1.50 m
Ángulo	4 grados
Rotación	9.2 rpm
Motor	15 kW (20 hp), 3 fases
Material construcción	Hierro negro
<b>Ventilador de secador rotatorio</b>	
Tipo	Centrífugo
Diámetro succión	0.91 m
Diámetro total	1.20 m
Motor	11.25 kW (15 hp), 3 fases
Ancho paletas	0.68 m
Material construcción	Hierro negro
<b>Ventilador de enfriador rotatorio</b>	
Tipo	Centrífugo
Diámetro succión	0.75 m
Diámetro total	1.0 m
Motor	11.25 kW (15 hp), 3 fases
Ancho paletas	0.53 m
Material construcción	Hierro negro
<b>Ciclón de secador rotatorio*</b>	
Dc	2.00 m
Bc	0.72 m
De	1.00 m
Hc	0.72 m
Lc	1.07 m
Sc	0.00 m
Zc	2.19 m
Jc	0.11 m
Material construcción	Hierro negro
Agua de lavado	1.43 L/s
Pol del agua de lavado	19.2

**Tabla 6 (continuación).** Datos originales de equipo

<b>Ciclón de enfriador rotatorio*</b>		
	Dc	2.00 m
	Bc	0.72 m
	De	1.00 m
	Hc	0.72 m
	Lc	1.07 m
	Sc	0.00 m
	Zc	2.19 m
Material construcción	Hierro negro	
	Jc	0.11 m
	Agua de lavado	2.03 L/s
	Pol del agua de lavado	19.10
<b>Pre calentador</b>		
Tipo	Serpentín tubos 1 in nominal	
Vapor	directo, 1550 kPa	

\*Nota: ver esquema de ciclón en Figura 8 (pag. 27).

**Tabla 7.** Datos originales de aire y azúcar

<b>DATOS</b>	
<b>Aire de secador</b>	
T <sub>bs</sub> entrada	65 °C - 73 °C
T <sub>bs</sub> salida	35 °C - 45 °C
Flujo	21160 kg/h
<b>Aire de enfriador</b>	
T entrada	25 °C - 35 °C
T salida	33 °C - 40 °C
Hdad rel entrada	35% - 85%
Flujo	20000 kg/h
<b>Azúcar</b>	
T entrada	36.0 °C
T salida secador	56.0 °C
T salida enfriador	36 °C - 43 °C
Hdad entrada	1%
Hdad salida secador	0.05 - 0.06%
Hdad salida enfriador	0.05 - 0.06%
Flujo	8000-11000 kg/h
<b>Datos para análisis granulométrico</b>	
No. de Malla	masa retenida (g)
10	0.00
20	23.40
35	57.90
60	16.60
80	1.40
100	0.40
Fondo	0.30
Total	100.00 g

## C. CÁLCULO DE MUESTRA

**1. Cálculo de humedad absoluta (w) en ambiente para condiciones ambientales de Ingenio el Baúl.** Los datos de w se calculan con la carta psicométrica (ver Figura 30) a 1 atm con humedades relativas desde 35% hasta 90% de humedad y temperaturas (de bulbo seco) de 25 °C a 39 °C:

Por ejemplo, para calcular la humedad absoluta para humedad de 55% y 25 °C, el valor viene dado en la Tabla por 0.010910 kg agua/kg aire seco. El resto de los datos fueron determinados y los valores están en la Tabla 9.

\*Nota: los datos obtenidos pueden obtenerse de la carta psicométrica en anexo, sin embargo, para realizar los cálculos se utilizó el software suplemento del texto “Thermodynamics- An Engineering Approach” de Cengel, Y. Y Boles, M, 2da edición, 1994.

**2. Cálculo de temperatura de bulbo húmedo (Tbh) a la entrada de secador.** Con la temperatura fija a la entrada del secador en 70 °C (luego de pasar por el serpentín precalentador) y con las humedades absolutas en el ambiente desde 0.006634 kg agua/kg aire seco a 0.042277 kg agua/kg aire seco, se determinan los valores de Tbh de entrada al secador por medio de la carta psicométrica (ver Figura 30, pag. 81):

Por ejemplo, para temperatura de bulbo seco de 70 °C y humedad absoluta de 0.006634, le corresponde una temperatura de bulbo húmedo de 28.0 °C. El resto de datos esta tabulados en la Tabla 10 (pag. 74) en datos calculados. El valor en negrillas en esta Tabla representa este ejemplo.

\*Nota: los datos obtenidos se obtuvieron por medio del software suplemento del texto “Thermodynamics- An Engineering Approach” de Cengel, Y. Y Boles, M, 2da edición, 1994.

**3. Determinación de temperatura de bulbo seco (Tbs) de salida del secador requerido para  $N_t = 2.0$**

De la ecuación B. 13-03, se tiene:

$$T_{gout} = \frac{T_{gin} - T_{bhout}}{e^{N_t}} + T_{bhin}$$

para efectos de diseño, se fija  $N_t=2.0$

$$\begin{aligned} T_{gin} &= 70.0 \text{ °C} \\ T_{bhin} = T_{bhout} &= 28.0 \text{ °C} \end{aligned}$$

sustituyendo valores se obtiene,

$$T_{gout} = 33.7 \text{ °C}$$

De la misma forma se obtienen los datos para temperaturas de bulbo húmedo desde 28°C a 42°C, los datos están tabulados en la Tabla 11 de la sección datos calculados. Los datos en negrillas en esta Tabla son los resultados de este ejemplo.

**4. Determinación de flujo de aire (Faire) necesario en función de Tbh para un flujo constante de azúcar (Fazúcar).** A partir del procedimiento para realizar el balance de masa y energía en el secador descrito en la sección B.11 se resuelven ecuaciones simultáneas para determinar flujo de aire y humedad absoluta de salida. La Figura 4 es un esquema del secador.

Entra azúcar a 1.0% de humedad, para secarse a 0.04% de humedad. La temperatura de entrada del azúcar es 36 °C y sale a una temperatura de 56°C, con un flujo de 10,000 kg/h azúcar. La temperatura del aire de entrada se ha fijado en 70°C y a partir de la Tabla 10 se obtiene la temperatura de salida (para conservar  $Nt = 2$ ). Se desea calcular la humedad absoluta de salida del secador y el flujo de aire necesario para que se cumpla la base de diseño ( $Nt = 2$ ). En este caso, la temperatura del ambiente es 34°C con humedad relativa de 63.6%.

Se definen los flujos

$$X_2 = 0.04 / (100 - 0.04) = 0.0004 \text{ kg agua/kg sólido seco}$$

$$X_1 = 1.0 / (100 - 1.0) = 0.0101 \text{ kg agua/kg sólido seco}$$

$$S_s = 10,000 \text{ kg/h} / (1 - 0.0004 \text{ kg/h}) = 9,996.0 \text{ kg sólido seco/h}$$

$$\text{La rapidez de secado} = 9,996(0.0101 - 0.0004) = 96.97 \text{ kg agua evaporada/h}$$

A 34°C y 63.6% humedad relativa, la humedad absoluta ( $w$ ) en ambiente es 0.021535 kg agua/kg aire seco\*.

Dado que  $t_{g2} = 70^\circ\text{C}$  y con  $t_0 = 0^\circ\text{C}$ , la entalpía del aire que entra al secador es:

$$H'_{g2} = (1,005 + 1,884Y')t_{g2} + 2,502,300 Y' \quad (\text{Ec. B.11-07})$$

Con  $Y' = 0.021535 \text{ kg agua/kg aire seco}$

Se obtiene  $H'_{g2} = 127,077.1 \text{ J/kg aire seco}$ ,

Para el aire saliente,  $t_{g1} = 39.7^\circ\text{C}$

$$H'_{g1} = (1,005 + 1,884 Y_1)(39.7) + 2,502,300 Y_1 = 2,577,094.8 Y_1 + 39,898.5$$

La capacidad calorífica del azúcar seco es 1251.9 J/kg °C y la del agua es 4187 J/kg°C. Se toma  $t_0 = 0^\circ\text{C}$ , de forma que las entalpías del gas y del sólido sean uniformes; puesto que  $t_{s2} = 36^\circ\text{C}$ , y  $t_{s1} = 56^\circ\text{C}$ , las entalpías del sólido son:

$$H'_{s2} = 1,251.9(56 - t_0) + 0.0004 \times 4187 (56 - t_0) = 70,205.8 \text{ J/kg sólido seco (Ec. B.11-08)}$$

$$H'_{s1} = 1,251.9(36 - t_0) + 0.0101 \times 4,187 (36 - t_0) = 46,594.5 \text{ J/kg sólido seco}$$

Si la pérdida neta de calor en el secador es  $Q \text{ energía/tiempo} = 0$ , el balance de energía se vuelve:

$$SsH's1 + GsH'g2 = SsH's2 + GsH'g1 \quad (\text{Ec. B.11-03})$$

$$(9,996.0)(46594.5) + Gs(12,777.1) = (9,996.0)(70,205.8) + Gs(2,577,094.8Y1 + 39898.5)$$

Al resolver simultáneamente se obtiene:

$$Gs = 15,398.4 \text{ kg/h aire}$$

$$Y1 = 0.02785 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

De esta forma se calcularon los flujos de aire requeridos en función de los flujos de azúcar de 8,000, 9,000, 10,000, 11,000, 12,000, 13,000, 14,000 y 15,000 kg/h para  $T_{bh}$  de 28 a 42°C. Estos datos calculados están tabulados en la sección siguiente en la Tabla 12. Los datos en negrilla en esta Tabla son los valores de este ejemplo.

\*Nota: los datos obtenidos pueden obtenerse de la carta psicométrica en anexo, sin embargo, para realizar los cálculos se utilizó el software suplemento del texto "Thermodynamics- An Engineering Approach" de Cengel, Y. Y Boles, M, 2da edición, 1994.

**5. Determinación de flujo de aire (Faire) necesario en función del flujo de azúcar para un  $T_{bh}$  constante.** Utilizando los datos de la Tabla 12 se tabularon los datos de flujo de aire necesario en función de flujos de azúcar a diferentes  $T_{bh}$  constantes. Los datos están en las Tablas 13 y 14.

**6. Cálculo de  $f(x)$ , Faire ( $T_{bh}$ ).** En la Tabla 11 se observa que para un flujo de 10,000 kg/h de azúcar (por ejemplo), el flujo de aire requerido para cumplir con  $Nt=2$  varía desde 13,119.0 kg/h aire hasta 18,004.4 kg/h aire. Al graficar estos valores por medio de Microsoft Excel se obtiene una curva con tendencia cuadrática. La gráfica 01 presenta las curvas de  $F_{aire}$  en función de las  $T_{bh}$  obtenidas para flujos de azúcar de 8,000 a 15,000 kg/h azúcar. Aquí mismo se presentan las líneas de tendencia con la ecuación cuadrática de la forma

$$y = ax^2 + bx + c$$

$$\text{donde } y = F_{aire} \text{ y } x = T_{bh}$$

por ejemplo, para 10,000 kg/h de azúcar se obtiene la ecuación:

$$y = 9.6822x^2 - 294.3x + 13,795$$

para cada flujo de azúcar hay una ecuación. El  $R^2$  de las curvas es de 0.9999 para todas. Las ecuaciones obtenidas se tabulan en la Tabla 15. La ecuación en negrilla en esta Tabla es la que se ejemplificó.

**7. Cálculo de  $f(x,z)$ ,  $F_{aire}(T_{bh}, F_{azúcar})$ .** Con los datos obtenidos en la Tabla 15 se observa que los coeficientes a, b, c, varían en dependencia del flujo de azúcar. En la Gráfica 01, se observa que todas las ecuaciones son cuadráticas. Se desea encontrar una ecuación  $F_{aire}$  que dependa de las dos variables  $F_{azúcar}$  y  $T_{bh}$ .

Por lo tanto, se plantea que la ecuación tendrá la forma:

$$F_{aire} = a(T_{bh}^2) + b(T_{bh}) + c$$

Dado que los coeficientes a, b y c varían con  $F_{azúcar}$ , se debe encontrar las funciones  $a(F_{azúcar})$ ,  $b(F_{azúcar})$ , y  $c(F_{azúcar})$  de manera que puedan sustituirse en la ecuación anterior.

Con los coeficientes a, b, c de la Tabla 15, se hacen las Gráficas 2, 3 y 4 por medio de la hoja electrónica Excel y se determina por medio de la misma la regresión lineal de cada curva.

Las funciones encontradas son las siguientes:

$$a(F_{azúcar}) \quad a = 0.00097 F_{azúcar} + 0.0002$$

$$b(F_{azúcar}) \quad b = -0.02943 F_{azúcar}$$

$$c(F_{azúcar}) \quad c = 1.37952 F_{azúcar} - 0.02381$$

Por lo tanto, la ecuación planteada se convierte en:

$$F_{aire} = (0.00097 F_{azúcar} + 0.0002)(T_{bh}^2) + (-0.02943 F_{azúcar})(T_{bh}) + (1.37952 F_{azúcar} - 0.02381)$$

Mediante un arreglo matemático, la ecuación queda:

$$F_{aire} = [F_{azúcar} (0.00097 T_{bh}^2 - 0.02943 T_{bh} + 1.37952)] + (0.0002 T_{bh}^2) - 0.02381$$

**8. Análisis granulométrico del azúcar.** En la Tabla 7 se encuentran los datos necesarios para realizar el análisis granulométrico:

Con estos datos se realiza la siguiente Tabla:

**Tabla 8.** Análisis granulométrico.

Mesh	( $\mu\text{m}$ )	Masa retenida (g)	% Acumulado	% Retenido	(%Retenido)( $\mu\text{m}$ )
10	2000	0.00	0.00	0.00	0
20	850	23.40	23.40	23.40	19,890
35	500	57.90	81.30	57.90	28,950
60	250	16.60	97.90	16.60	4,150
80	180	1.40	99.30	1.40	252
100	150	0.40	99.70	0.40	60
Fondo	0	0.30	100.00	0.30	0

total

100.00 g

$$\Sigma = 53,302$$

Con estos datos se hace la gráfica del análisis granulométrico. Ver gráfica 05 (pag. 84).

El diámetro promedio de partícula es:

$$D_p = \Sigma(\% \text{Retenido})(\mu\text{m})/100 = 53302/100 = 533.02 \mu\text{m}$$

**9. Diseño de ciclón.** La ecuación B.14-02 presenta el rendimiento:

$$\eta = \frac{\left(\frac{D_p}{D_{th}}\right)^2}{1 + \left(\frac{D_p}{D_{th}}\right)^2}$$

Donde  $D_p$  es el tamaño de partícula que se requiere coleccionar, y  $D_{th}$  representa el tamaño de partícula para el que la eficiencia de recolección tiene 50% eficiencia (Perry, 1999).

Se desea tener el máximo rendimiento, se la relación  $D_p/D_{th} = 10$ , se obtiene  $\eta = 99\%$

Esto significa que si deseamos coleccionar todas las partículas arriba de  $100 \mu\text{m}$ ,  $D_{th} = 10 \mu\text{m}$ .

A partir del análisis granulométrico, se observa en la Gráfica 5 y la Tabla 08, que hay un 16.6% de partícula con diámetro entre  $250$  y  $500 \mu\text{m}$ , pero solo hay 1.4% de partículas con diámetro entre  $180$  y  $250 \mu\text{m}$ .

Para recoleccionar partículas arriba de  $100 \mu\text{m}$  con el flujo de aire a  $10,500 \text{ kg/h}$ ,

Según la ecuación B.14-01

$$D_{th} = \sqrt[2]{\frac{9Bc\mu}{2\pi N_s V_i (\rho_{part} - \rho_{gas})}}$$

El flujo de aire  $F_{aire}$  que entra al ciclón es el mismo que pasa por el secador, puede variar entre  $10,500 \text{ kg/h}$  a  $27,800 \text{ kg/h}$ .

$$F_{aire} = HcBcV_i$$

$$F_{aire} = (Hc/Bc)Bc^2V_i$$

$$\text{Esto es, } Bc = \sqrt[2]{\frac{F_{aire}}{(Hc/Bc)V_i}} \quad (1)$$

Sustituyendo esta ecuación (1) en B.14-01 y despejando  $V_i$  se obtiene:

$$V_i = \left( \frac{9\mu\sqrt{F}}{\sqrt{(Hc/Bc)\pi D_{th}^2 (\rho_{part} - \rho_{gas}) N_s}} \right)^{2/3} \quad (2)$$

al sustituir nuevamente (2) en (1), se obtiene:

$$Bc = \sqrt{\frac{F}{\left( \frac{9\mu\sqrt{F}}{\pi D_{th}^2 (\rho_{part} - \rho_{gas}) \sqrt{(Hc/Bc) N_s}} \right)^{2/3} (Hc/Bc)}}$$

para coleccionar partículas arriba de 100µm,  $D_{th} = 10 \mu\text{m}$

para encontrar Bc,

$F = 5.177 \text{ m}^3/\text{s}$  (equivalente a 20,500 kg/h)

$\mu = 0.000017 \text{ Pa s}$  (equivalente a 0.017 cP)

$D_{th} = 0.000010 \text{ m}$

$\rho_{part} = 883 \text{ kg/m}^3$

$\rho_{gas} = 1.15 \text{ kg/m}^3$

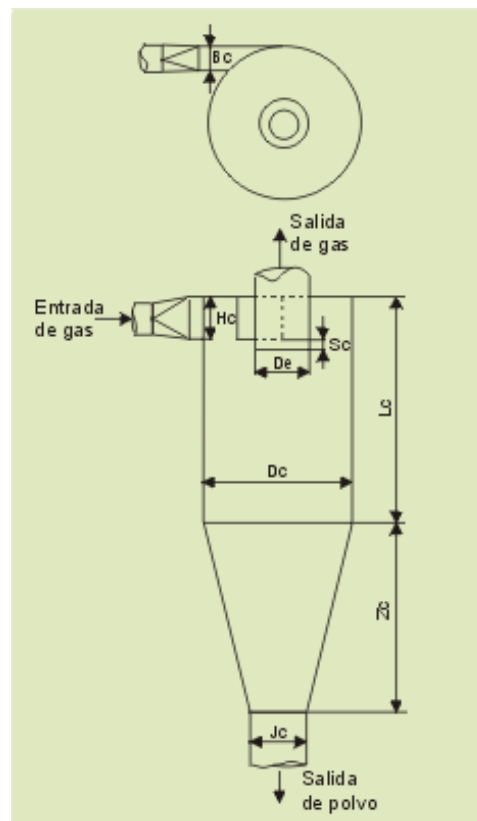
$Hc/Bc = 2.5$

$N_s = 5$

**$Bc = 0.2657 \text{ m}$**

Por lo tanto, usando las relaciones de la Figura 8, se obtiene:

Bc (m)	Dc (m)	Hc (m)	De (m)	Lc (m)	Sc (m)	Zc (m)	Jc (m)
0.265	1.062	0.664	0.531	2.125	0.132	2.125	0.265
7	6	1	3	2	8	2	7



**Figura 29.** Dimensiones ciclón ejemplo

De la misma forma se calcularon Bc variando los flujos de aire desde 10,500 a 27,500 kg/h aire. Los datos están en la Tabla 16. Los resultados en negrilla en esta tabla son los datos ejemplificados.

**10. Diseño de homogenizador.** El homogenizador debe cumplir su tarea sin causar rompimiento del grano. Éste equipo se ha diseñado utilizando las ecuaciones del tiempo de retención promedio de partícula en un secador rotatorio descritas en la sección B. 12., pero sin la utilización de flujo de aire.

Al entrar una partícula dentro del tambor rotatorio utilizado como homogenizador, debe girar una cantidad de veces suficientes para que la premezcla de vitamina A quede homogéneamente distribuido en el azúcar producido.

De manera que la fracción volumétrica del azúcar dentro del homogenizador se conserve no más del 25% del volumen total para cualquier flujo de azúcar, se utiliza para el cálculo la siguiente ecuación:

$$\Phi_o = 0.3344S / (\rho N^{0.9} s D) \quad (\text{Ec. B.12-03})$$

Para un flujo de azúcar de 8,000 kg/h, con un tambor de 1 m de diámetro, corresponde un flux de 2.83 kg/s m<sup>2</sup>.

Con  $\Phi_o = 7.7\%$ ,  $\rho = 883 \text{ kg/m}^3$  y con  $N = 10 \text{ rpm}$  (equivale a 0.167 rps), se obtiene

$$s = \frac{0.3344S}{\Phi_o \rho N^{0.9} D}$$

$$s = 0.0699 \text{ m/m}$$

$$\alpha = \tan^{-1} 0.0699$$

$$\alpha = 4^\circ$$

con la ecuación

$$\theta = (L \Phi \rho) / S \quad (\text{Ec. B.12-01})$$

con  $\Phi = 0.077$ ,  $\theta = 60\text{s}$ ; y  $S = 2.83 \text{ kg/s m}^2$

$$L = \theta S / \Phi \rho = 2.50 \text{ m}$$

De la misma forma se calcularon valores de flujo de azúcar desde 8,000 kg/h a 15,000 kg/h..

El número de vueltas promedio ideales de cada partícula fue calculada así,

Una partícula avanza con cada vuelta una longitud igual al producto de la caída y la pendiente más alrededor de 25% de este producto debido al rebote de la partícula. Como la caída es de 1 m y la pendiente es de 0.0699 m/m, se tiene que una partícula avanza con cada vuelta,

$$1.0 \text{ m} \times 0.0699 \text{ m/m} + 0.25 \times 1.0 \text{ m} \times 0.0699 \text{ m/m} = 0.08741 \text{ m/rev}$$

$$\text{Vueltas en homogenizador} = L/0.08741 \text{ m/rev} = 28.6 \text{ vueltas}$$

Variando el ángulo del secador, varía el número de vueltas, para ángulos entre 2° y 4°, y 8,000 kg/h y 15,000 kg/h de azúcar, los datos están tabulados en la Tabla 17 de la sección de datos calculados.

#### D. DATOS CALCULADOS

**Tabla 9.** Datos provenientes de ejemplo 1 de cálculo de muestra.

Hdad Rel %	Hdad absoluta	
	kg agua/kg aire seco	
	T <sub>bs</sub> = 25°C	T <sub>bs</sub> =39°C
35.0	0.006899	0.015433
40.0	0.007897	0.017700
45.0	0.008890	0.019984
50.0	0.009902	0.022283
55.0	0.010910	0.024600
60.0	0.011921	0.026933
65.0	0.012935	0.029283
70.0	0.013952	0.031650
75.0	0.014972	0.034035
80.0	0.015996	0.036437
85.0	0.017023	0.038856
90.0	0.018054	0.041129
95.0	0.019088	0.041294

**Tabla 10.** T<sub>bh</sub> para diferentes humedades absolutas. Datos provenientes de ejemplo 2 de cálculo de muestra.

T <sub>bs</sub>	Hdad absoluta kg agua/kg aire seco	T <sub>bh</sub>
<b>70.0</b>	<b>0.006634</b>	<b>28.0</b>
70.0	0.008481	29.0
70.0	0.010414	30.0
70.0	0.012437	31.0
70.0	0.014556	32.0
70.0	0.016774	33.0
70.0	0.019099	34.0
70.0	0.021535	35.0
70.0	0.024089	36.0
70.0	0.026767	37.0
70.0	0.029576	38.0
70.0	0.032523	39.0
70.0	0.035617	40.0
70.0	0.038865	41.0
70.0	0.042277	42.0

**Tabla 11.** Temperatura de salida del secador en función de  $T_{bh}$  entrada. Estos datos se calcularon de la forma descrita en el ejemplo 3 de la sección cálculo de muestra.

$T_{gin}$	$T_{bhin}$ °C	$T_{bhout}$	Nt	$T_{gout}$
<b>70.0</b>	<b>28.0</b>	<b>28.0</b>	<b>2.0</b>	<b>33.7</b>
70.0	29.0	29.0	2.0	34.6
70.0	30.0	30.0	2.0	35.4
70.0	31.0	31.0	2.0	36.3
70.0	32.0	32.0	2.0	37.1
70.0	33.0	33.0	2.0	38.0
70.0	34.0	34.0	2.0	38.9
70.0	35.0	35.0	2.0	39.7
70.0	36.0	36.0	2.0	40.6
70.0	37.0	37.0	2.0	41.5
70.0	38.0	38.0	2.0	42.3
70.0	39.0	39.0	2.0	43.2
70.0	40.0	40.0	2.0	44.1
70.0	41.0	41.0	2.0	44.9
70.0	42.0	42.0	2.0	45.8

**Tabla 12.** Flujo de aire requerido en función del flujo de azúcar. Estos datos se calcularon de la forma indicada en el ejemplo 4.

AIRE				FLUJO DE AIRE REQUERIDO PARA DIFERENTES FLUJOS DE AZÚCAR							
$T_{in}$	$T_{gout}$	$T_{bh}$	Hdad out	8000 kg/h az	9000 kg/h az	10000 kg/h az	11000 kg/h az	12000 kg/h az	13000 kg/h az	14000 kg/h az	15000 kg/h az
C	C	C	kg agua/kg aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire
70.0	33.7	28.0	0.01403	10495.2	11807.1	13119.0	14430.9	15742.8	17054.7	18366.6	19678.5
70.0	34.6	29.0	0.01572	10719.6	12059.6	13399.5	14739.5	16079.4	17419.4	18759.3	20099.3
70.0	35.4	30.0	0.01750	10950.6	12319.5	13688.3	15057.1	16425.9	17794.8	19163.6	20532.4
70.0	36.3	31.0	0.01937	11195.2	12594.6	13994.0	15393.4	16792.8	18192.2	19591.6	20991.0
70.0	37.1	32.0	0.02133	11447.5	12878.4	14309.3	15740.3	17171.2	18602.1	20033.1	21464.0
70.0	38.0	33.0	0.02340	11715.2	13179.6	14644.0	16108.4	17572.8	19037.3	20501.7	21966.1
70.0	38.9	34.0	0.02557	11992.1	13491.1	14990.1	16489.1	17988.1	19487.2	20986.2	22485.2
70.0	39.7	35.0	<b>0.02785</b>	12286.7	13822.6	<b>15358.4</b>	16894.3	18430.1	19966.0	21501.8	23037.7
70.0	40.6	36.0	0.03025	12592.3	14166.3	15740.4	17314.4	18888.4	20462.5	22036.5	23610.6
70.0	41.5	37.0	0.03277	12918.5	14533.3	16148.1	17762.9	19377.7	20992.5	22607.3	24222.2
70.0	42.3	38.0	0.03543	13257.8	14915.0	16572.3	18229.5	19886.7	21544.0	23201.2	24858.4
70.0	43.2	39.0	0.03822	13621.4	15324.1	17026.7	18729.4	20432.1	22134.7	23837.4	25540.1
70.0	44.1	40.0	0.04116	14001.0	15751.1	17501.2	19251.3	21001.5	22751.6	24501.7	26251.8
70.0	44.9	41.0	0.04425	14403.5	16204.0	18004.4	19804.9	21605.3	23405.8	25206.2	27006.6
70.0	45.8	42.0	0.04751	14837.6	16692.2	18546.9	20401.6	22256.3	24111.0	25965.7	27820.4

Nota: los datos en negrillas son los resultados calculados en el ejemplo 4.

**Tabla 13.** Flujo de aire en función de  $T_{bh} = 28.0\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $T_{bh} = 34.0\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Datos calculados para ejemplo 5 de cálculo de muestra.

		FLUJO DE AIRE REQUERIDO PARA DIFERENTES $T_{bh}$					
Flujo Azúcar	$T_{bh} = 28.0$	$T_{bh} = 29.0$	$T_{bh} = 30.0$	$T_{bh} = 31.0$	$T_{bh} = 32.0$	$T_{bh} = 33.0$	$T_{bh} = 34.0$
kg/h azúcar	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire
8,000	10495.2	10719.6	10950.6	11195.2	11447.5	11715.2	11992.1
9,000	11807.1	12059.6	12319.5	12594.6	12878.4	13179.6	13491.1
10,000	13119.0	13399.5	13688.3	13994.0	14309.3	14644.0	14990.1
11,000	14430.9	14739.5	15057.1	15393.4	15740.3	16108.4	16489.1
12,000	15742.8	16079.4	16425.9	16792.8	17171.2	17572.8	17988.1
13,000	17054.7	17419.4	17794.8	18192.2	18602.1	19037.3	19487.2
14,000	18366.6	18759.3	19163.6	19591.6	20033.1	20501.7	20986.2
15,000	19678.5	20099.3	20532.4	20991.0	21464.0	21966.1	22485.2

**Tabla 14.** Flujo de aire en función de  $T_{bh} = 35.0\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $T_{bh} = 42.0\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Datos calculados para ejemplo 5.

		FLUJO DE AIRE REQUERIDO PARA DIFERENTES $T_{bh}$						
Flujo Azúcar	$T_{bh} = 35.0$	$T_{bh} = 36.0$	$T_{bh} = 37.0$	$T_{bh} = 38.0$	$T_{bh} = 39.0$	$T_{bh} = 40.0$	$T_{bh} = 41.0$	$T_{bh} = 42.0$
kg/h azúcar	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire	kg/h aire
8,000	12286.7	12592.3	12918.5	13257.8	13621.4	14001.0	14403.5	14837.6
9,000	13822.6	14166.3	14533.3	14915.0	15324.1	15751.1	16204.0	16692.2
10,000	15358.4	15740.4	16148.1	16572.3	17026.7	17501.2	18004.4	18546.9
11,000	16894.3	17314.4	17762.9	18229.5	18729.4	19251.3	19804.9	20401.6
12,000	18430.1	18888.4	19377.7	19886.7	20432.1	21001.5	21605.3	22256.3
13,000	19966.0	20462.5	20992.5	21544.0	22134.7	22751.6	23405.8	24111.0
14,000	21501.8	22036.5	22607.3	23201.2	23837.4	24501.7	25206.2	25965.7
15,000	23037.7	23610.6	24222.2	24858.4	25540.1	26251.8	27006.6	27820.4

**Tabla 15.** Funciones cuadráticas encontradas por medio de regresión para diferentes flujos de azúcar. Flujo de aire en función de  $T_{bh}$ . Datos calculados de la forma descrita en ejemplo 6 de cálculo de muestra. Ver Gráfica 1.

kg az/h		Coficiente a		Coficiente b		Coficiente c
8,000	$F_{\text{aire}} =$	7.7458	$* T_{bh}^2$	-235.44	$* T_{bh}$	+11036
9,000	$F_{\text{aire}} =$	8.7140	$* T_{bh}^2$	-264.87	$* T_{bh}$	+12416
10,000	$F_{\text{aire}} =$	9.6822	$* T_{bh}^2$	-294.30	$* T_{bh}$	+13795
11,000	$F_{\text{aire}} =$	10.6500	$* T_{bh}^2$	-323.73	$* T_{bh}$	+15175
12,000	$F_{\text{aire}} =$	11.6190	$* T_{bh}^2$	-353.16	$* T_{bh}$	+16554
13,000	$F_{\text{aire}} =$	12.5870	$* T_{bh}^2$	-382.59	$* T_{bh}$	+17934
14,000	$F_{\text{aire}} =$	13.5550	$* T_{bh}^2$	-412.02	$* T_{bh}$	+19313
15,000	$F_{\text{aire}} =$	14.5230	$* T_{bh}^2$	-441.45	$* T_{bh}$	+20693

**Tabla 16.** Medidas de ciclón para diferentes flujos. Datos calculados según ejemplo 9 de cálculo de muestra.

Flujo aire (kg/h)	m <sup>3</sup> /s	Bc (m)	Dc (m)	Hc (m)	De (m)	Lc (m)	Sc (m)	Zc (m)	Jc (m)
10,500	2.652	0.2125	0.8502	0.5314	0.4251	1.7004	0.1063	1.7004	0.2125
11,500	2.904	0.2191	0.8764	0.5477	0.4382	1.7527	0.1095	1.7527	0.2191
12,500	3.157	0.2253	0.9011	0.5632	0.4505	1.8021	0.1126	1.8021	0.2253
13,500	3.409	0.2311	0.9245	0.5778	0.4622	1.8490	0.1156	1.8490	0.2311
14,500	3.662	0.2367	0.9468	0.5917	0.4734	1.8935	0.1183	1.8935	0.2367
15,500	3.914	0.2420	0.9681	0.6050	0.4840	1.9361	0.1210	1.9361	0.2420
16,500	4.167	0.2471	0.9884	0.6178	0.4942	1.9769	0.1236	1.9769	0.2471
17,500	4.419	0.2520	1.0080	0.6300	0.5040	2.0160	0.1260	2.0160	0.2520
18,500	4.672	0.2567	1.0269	0.6418	0.5134	2.0537	0.1284	2.0537	0.2567
19,500	4.924	0.2613	1.0450	0.6532	0.5225	2.0901	0.1306	2.0901	0.2613
20,500	5.177	<b>0.2657</b>	<b>1.0626</b>	<b>0.6641</b>	<b>0.5313</b>	<b>2.1252</b>	<b>0.1328</b>	<b>2.1252</b>	<b>0.2657</b>
21,500	5.429	0.2699	1.0796	0.6748	0.5398	2.1592	0.1350	2.1592	0.2699
22,500	5.682	0.2740	1.0961	0.6851	0.5480	2.1922	0.1370	2.1922	0.2740
23,500	5.934	0.2780	1.1121	0.6951	0.5561	2.2242	0.1390	2.2242	0.2780
24,500	6.187	0.2819	1.1277	0.7048	0.5638	2.2553	0.1410	2.2553	0.2819
25,500	6.439	0.2857	1.1428	0.7142	0.5714	2.2856	0.1428	2.2856	0.2857
26,500	6.692	0.2894	1.1575	0.7235	0.5788	2.3151	0.1447	2.3151	0.2894
27,500	6.944	0.2930	1.1719	0.7325	0.5860	2.3439	0.1465	2.3439	0.2930

Nota: los datos en negrillas son el resultado del ejemplo 9.

**Tabla 17.** Datos calculados para diseño de homogenizador según ejemplo 10.

L m	D m	F <sub>azúcar</sub> kg/h	Área m <sup>2</sup>	Flux az kg/s m <sup>2</sup>	ρ az kg/m <sup>3</sup>	α °	Pendiente m/m	rpm	rps	Φ (ret)	% ret	θ s	θ min	Vueltas ideales
2.5	1	8,000	0.785	2.829	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.077	7.7	60.0	1.00	28.6
2.5	1	9,000	0.785	3.183	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.086	8.6	60.0	1.00	28.6
2.5	1	10,000	0.785	3.537	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.096	9.6	60.0	1.00	28.6
2.5	1	11,000	0.785	3.890	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.106	10.6	60.0	1.00	28.6
2.5	1	12,000	0.785	4.244	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.115	11.5	60.0	1.00	28.6
2.5	1	13,000	0.785	4.598	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.125	12.5	60.0	1.00	28.6
2.5	1	14,000	0.785	4.951	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.135	13.5	60.0	1.00	28.6
2.5	1	15,000	0.785	5.305	883	4.0	0.0699	10	0.167	0.144	14.4	60.0	1.00	28.6
2.5	1	8,000	0.785	2.829	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.088	8.8	68.6	1.14	32.7
2.5	1	9,000	0.785	3.183	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.099	9.9	68.6	1.14	32.7
2.5	1	10,000	0.785	3.537	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.110	11.0	68.6	1.14	32.7
2.5	1	11,000	0.785	3.890	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.121	12.1	68.6	1.14	32.7
2.5	1	12,000	0.785	4.244	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.132	13.2	68.6	1.14	32.7
2.5	1	13,000	0.785	4.598	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.143	14.3	68.6	1.14	32.7
2.5	1	14,000	0.785	4.951	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.154	15.4	68.6	1.14	32.7
2.5	1	15,000	0.785	5.305	883	3.5	0.0612	10	0.167	0.165	16.5	68.6	1.14	32.7
2.5	1	8,000	0.785	2.829	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.103	10.3	80.0	1.33	38.2
2.5	1	9,000	0.785	3.183	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.115	11.5	80.0	1.33	38.2
2.5	1	10,000	0.785	3.537	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.128	12.8	80.0	1.33	38.2
2.5	1	11,000	0.785	3.890	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.141	14.1	80.0	1.33	38.2
2.5	1	12,000	0.785	4.244	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.154	15.4	80.0	1.33	38.2
2.5	1	13,000	0.785	4.598	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.167	16.7	80.0	1.33	38.2
2.5	1	14,000	0.785	4.951	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.179	17.9	80.0	1.33	38.2
2.5	1	15,000	0.785	5.305	883	3.0	0.0524	10	0.167	0.192	19.2	80.0	1.33	38.2
2.5	1	8,000	0.785	2.829	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.123	12.3	96.0	1.60	45.8
2.5	1	9,000	0.785	3.183	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.138	13.8	96.0	1.60	45.8
2.5	1	10,000	0.785	3.537	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.154	15.4	96.0	1.60	45.8
2.5	1	11,000	0.785	3.890	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.169	16.9	96.0	1.60	45.8
2.5	1	12,000	0.785	4.244	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.185	18.5	96.0	1.60	45.8
2.5	1	13,000	0.785	4.598	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.200	20.0	96.0	1.60	45.8
2.5	1	14,000	0.785	4.951	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.215	21.5	96.0	1.60	45.8
2.5	1	15,000	0.785	5.305	883	2.5	0.0437	10	0.167	0.231	23.1	96.0	1.60	45.8
2.5	1	8,000	0.785	2.829	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.154	15.4	120.1	2.00	57.3
2.5	1	9,000	0.785	3.183	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.173	17.3	120.1	2.00	57.3
2.5	1	10,000	0.785	3.537	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.192	19.2	120.1	2.00	57.3
2.5	1	11,000	0.785	3.890	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.212	21.2	120.1	2.00	57.3
2.5	1	12,000	0.785	4.244	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.231	23.1	120.1	2.00	57.3
2.5	1	13,000	0.785	4.598	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.250	25.0	120.1	2.00	57.3
2.5	1	14,000	0.785	4.951	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.269	26.9	120.1	2.00	57.3
2.5	1	15,000	0.785	5.305	883	2.0	0.0349	10	0.167	0.289	28.9	120.1	2.00	57.3

## E. ANÁLISIS DE ERROR

Debido a que todos los flujos de aire necesarios para que el secador opere con  $N_t=2$  son cálculos teóricos. Este análisis presenta el error que se obtiene al utilizar la ecuación propuesta al compararla con los flujos calculados mediante el balance de masa y energía.

La ecuación encontrada para la variación del flujo de aire necesario en función de flujo de azúcar y  $T_{bh}$  de entrada al secador se compara con los datos teóricos calculados utilizando el procedimiento descrito en la sección de cálculo de muestra, ejemplo 4.

$$F_{\text{aire}} = [F_{\text{azúcar}} (0.00097T_{bh}^2 - 0.02943 T_{bh} + 1.37952)] + (0.0002 T_{bh}^2) - 0.02381$$

Para 8,000 kg/h azúcar los flujos de aire requeridos para el secador están dados por la Tabla 12, los cuales se comparan con los resultados en la siguiente tabla utilizando la ecuación encontrada.

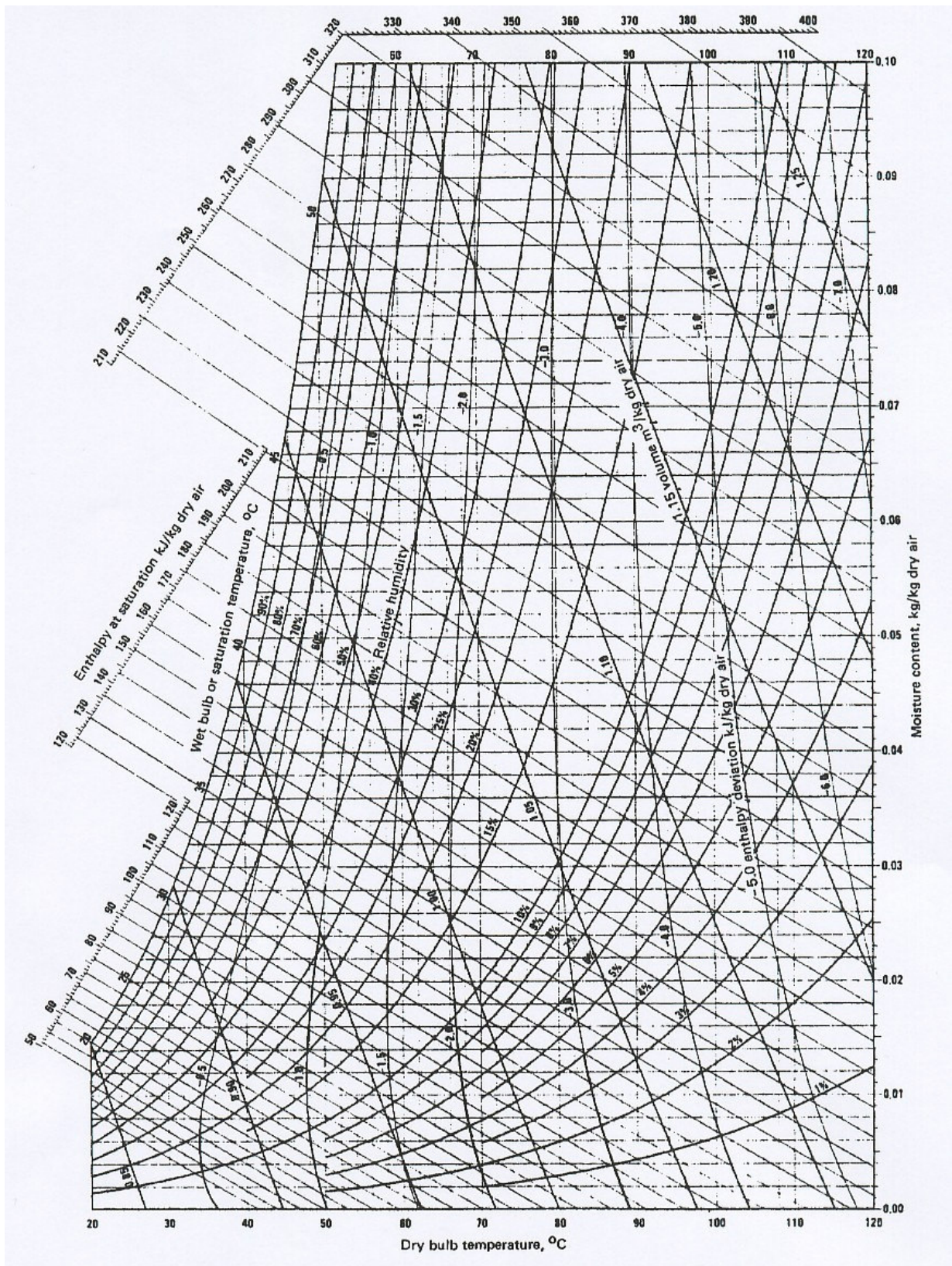
**Tabla 18.** Desviación porcentual.

				Datos teóricos calculados con balances de masa y energía	Datos teóricos calculados utilizando ecuación R.01	Desviación
$T_{in}$	$T_{out}$	$T_{bh}$	Hdad out	8000 kg/h az	8000 kg/h az	%
C	C	C	kg agua/kg aire	kg/h aire	kg/h aire	
70.0	33.7	28.0	0.01403	10,495.2	<b>10,527.8</b>	-0.31
70.0	34.6	29.0	0.01572	10,719.6	<b>10,734.7</b>	-0.06
70.0	35.4	30.0	0.01750	10,950.6	<b>10,957.1</b>	0.00
70.0	36.3	31.0	0.01937	11,195.2	<b>11,195.0</b>	-0.01
70.0	37.1	32.0	0.02133	11,447.5	<b>11,448.5</b>	-0.02
70.0	38.0	33.0	0.02340	11,715.2	<b>11,717.5</b>	-0.08
70.0	38.9	34.0	0.02557	11,992.1	<b>12,002.0</b>	-0.12
70.0	39.7	35.0	<b>0.02785</b>	12,286.7	<b>12,302.0</b>	-0.20
70.0	40.6	36.0	0.03025	12,592.3	<b>12,617.5</b>	-0.23
70.0	41.5	37.0	0.03277	12,918.5	<b>12,948.6</b>	-0.28
70.0	42.3	38.0	0.03543	13,257.8	<b>13,295.1</b>	-0.26
70.0	43.2	39.0	0.03822	13,621.4	<b>13,657.2</b>	-0.24
70.0	44.1	40.0	0.04116	14,001.0	<b>14,034.9</b>	-0.17
70.0	44.9	41.0	0.04425	14,403.5	<b>14,428.0</b>	0.01
70.0	45.8	42.0	0.04751	14,837.6	<b>14,836.6</b>	-0.31

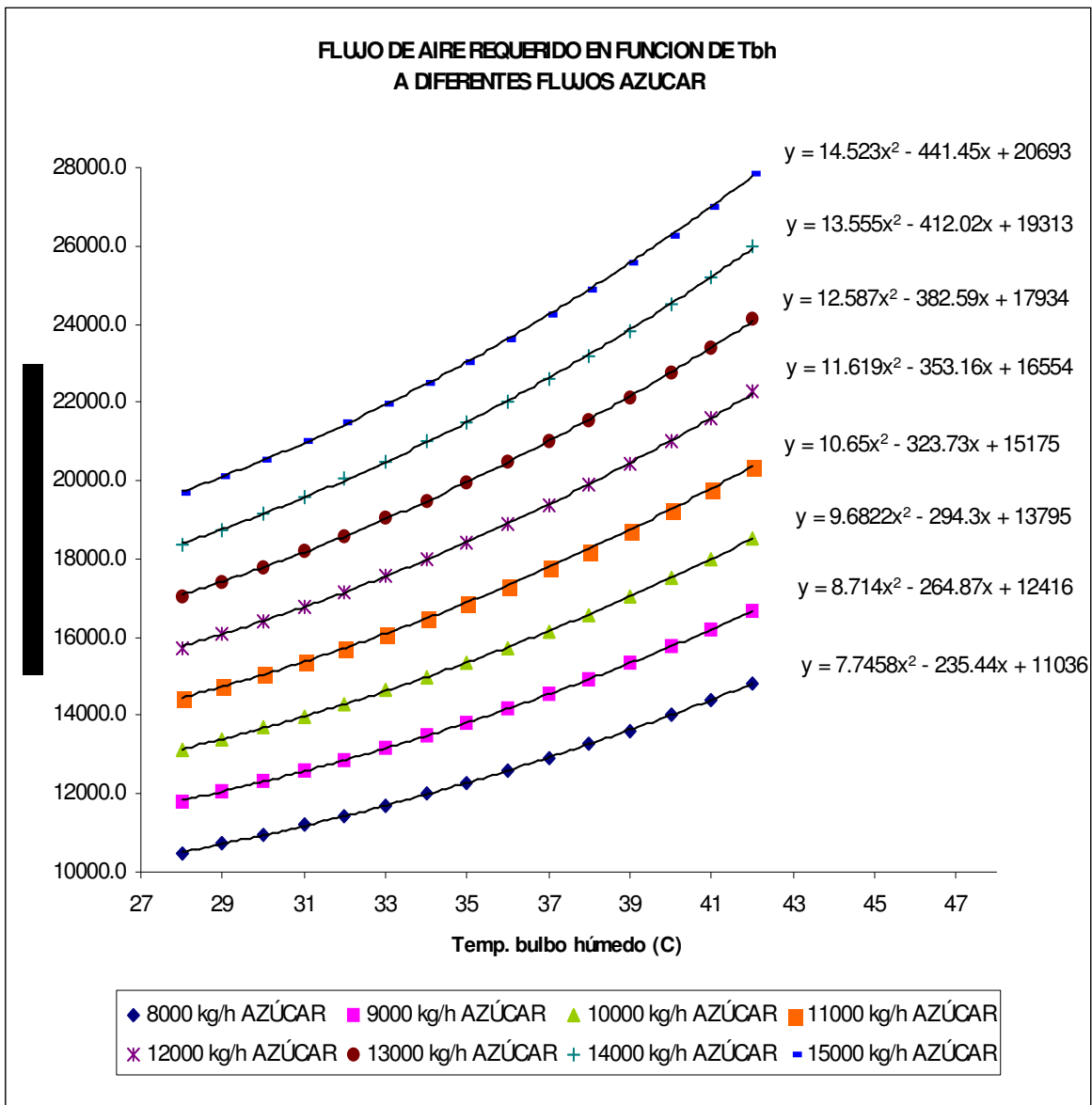
Para todos los flujos de azúcar, la desviación obtenida es la misma debido a que en la ecuación propuesta, solamente las  $T_{bh}$  tienen variación cuadrática, a diferencia de  $F_{\text{azúcar}}$  que tiene variación lineal. La desviación de la ecuación con los datos teóricos se debe al error introducido y acarreado al hacer las regresiones lineales en la hoja electrónica.

En la Gráfica 6 se observa la variación de error de la ecuación encontrada con los datos obtenidos mediante balance de masa.

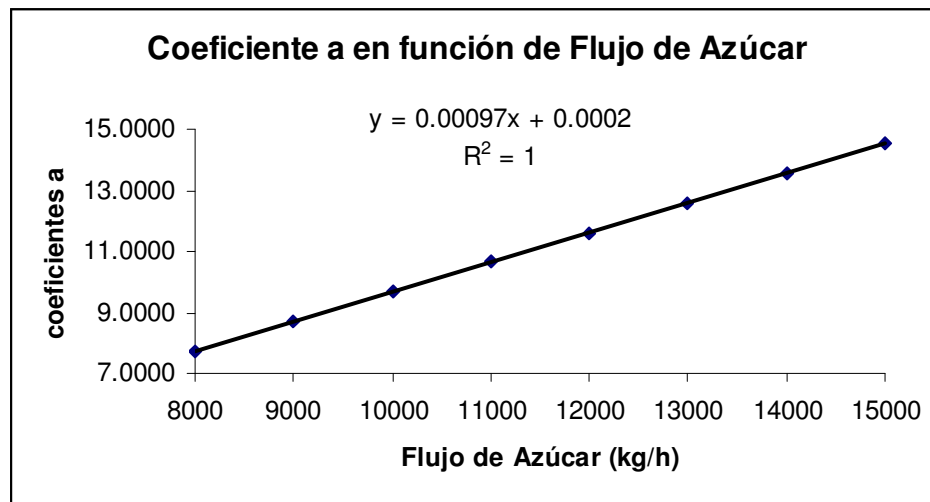
Figura 30.. Carta psicométrica para 1 atm.



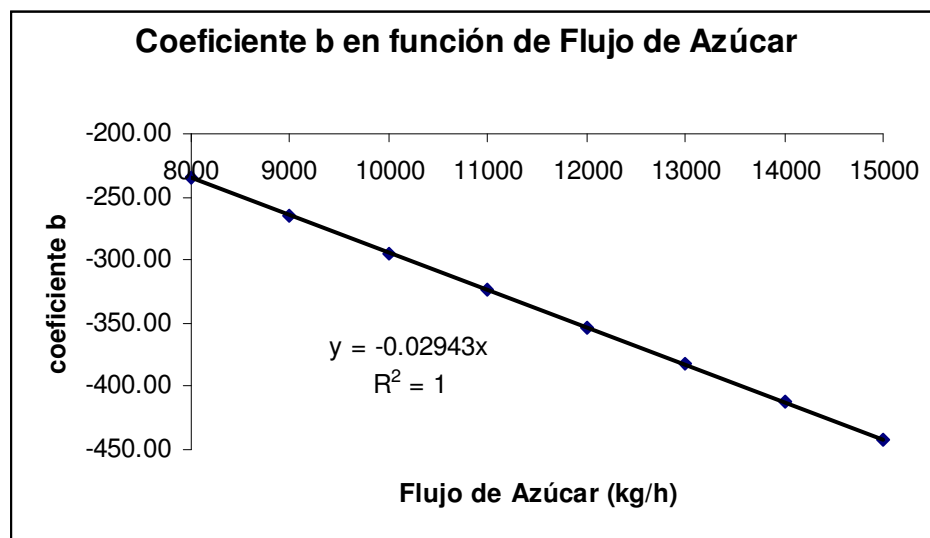
Gráfica No. 1.



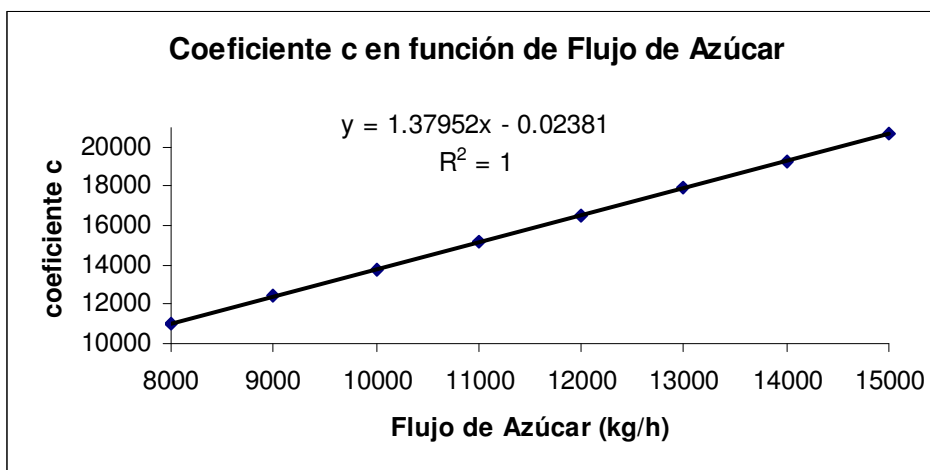
Gráfica No. 2.



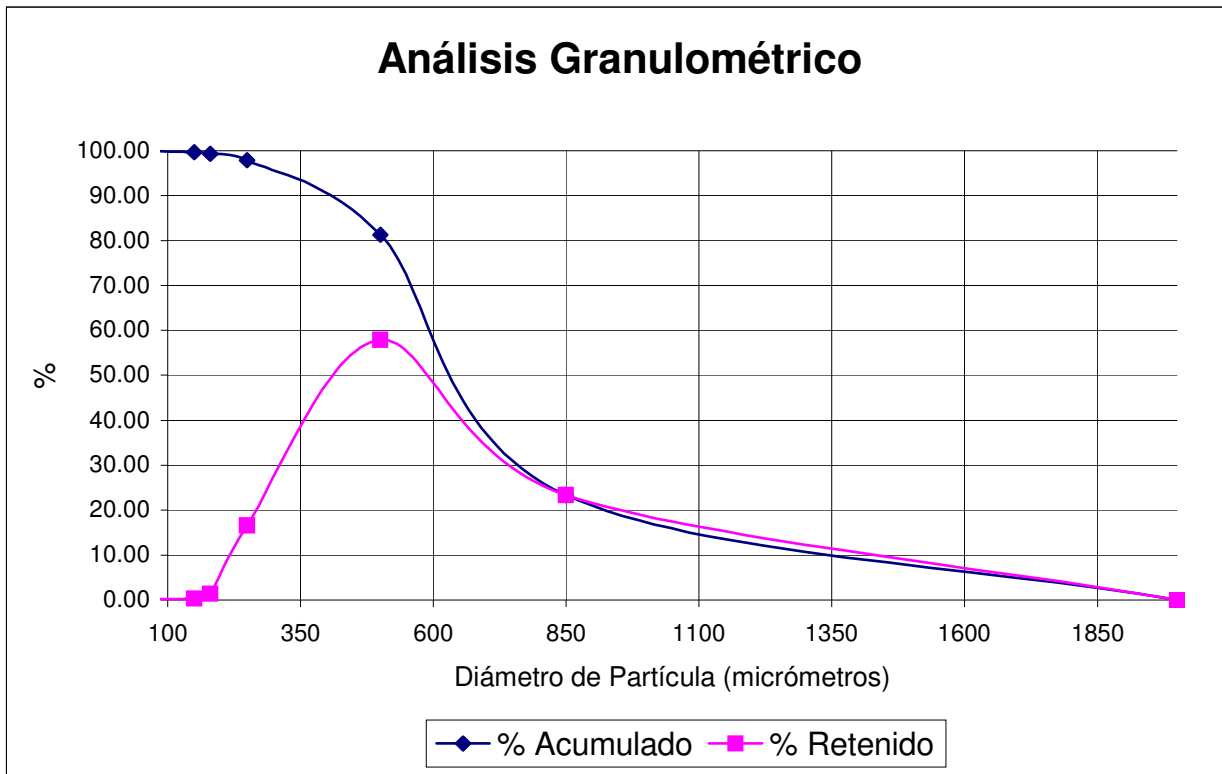
Gráfica No. 3.



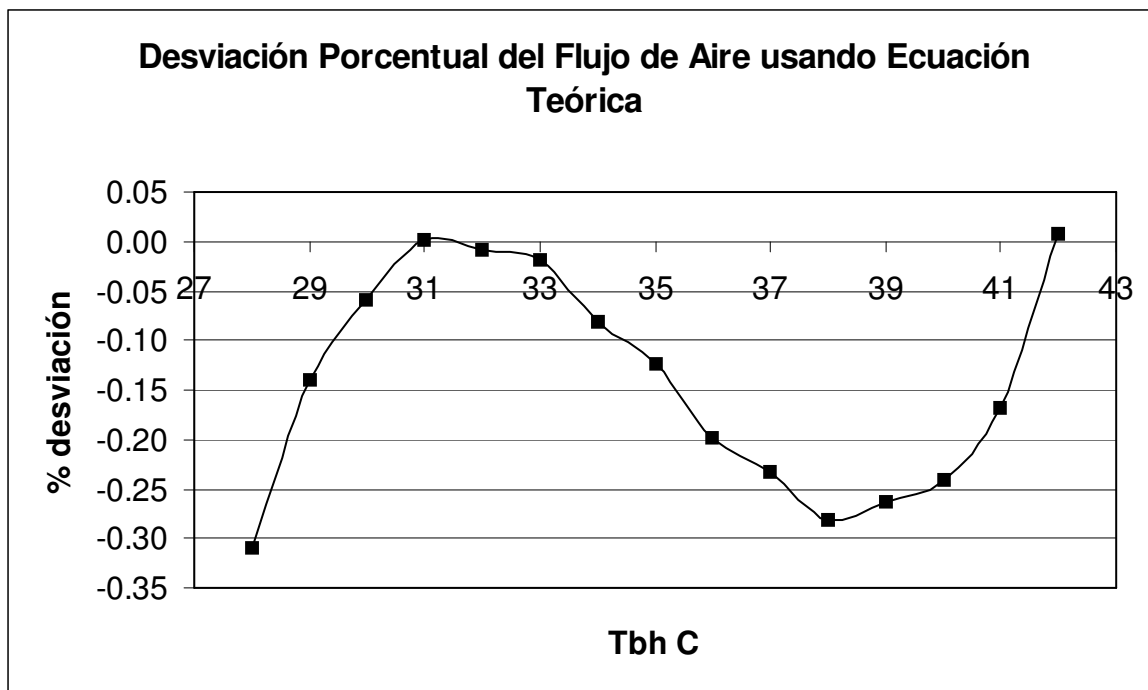
Gráfica No. 4.

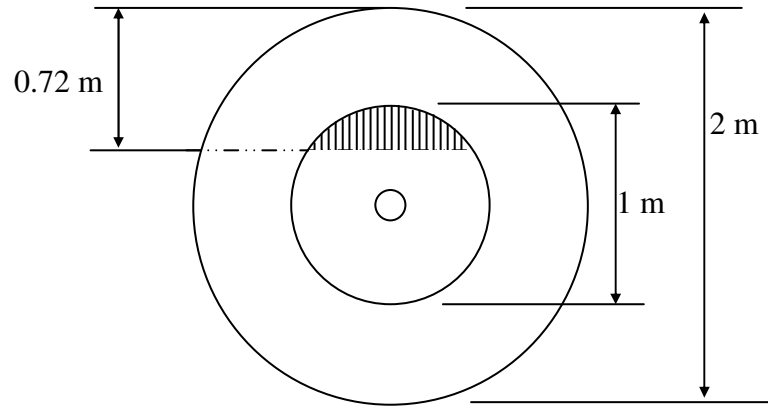


Gráfica No. 5.



Gráfica No. 6.





**Figura 31.** Vista de planta de ciclón instalado actualmente. La parte rayada representa el escape de polvillo por error de diseño actual.