

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA FÍSICO PARA REDUCIR EL PORCENTAJE DE HUMEDAD AL POLVILLO DEL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR, PARA LA CALDERA DE POTENCIA DE PROPAL, PLANTA 2



DAVID ALEJANDRO TRUJILLO DAZA

**PROGRAMA DE INGENIERÍA FÍSICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA FÍSICA
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES, EXACTAS Y DE LA EDUCACIÓN
UNIVERSIDAD DEL CAUCA
POPAYÁN
2007**

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA FÍSICO PARA REDUCIR EL PORCENTAJE DE HUMEDAD AL POLVILLO DEL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR, PARA LA CALDERA DE POTENCIA DE PROPAL, PLANTA 2

DAVID ALEJANDRO TRUJILLO DAZA

**Trabajo de Grado como requisito
parcial para optar al título
de Ingeniería Física**

Directora

Dra. SONIA GAONA J.

**PROGRAMA DE INGENIERÍA FÍSICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA FÍSICA
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES, EXACTAS Y DE LA EDUCACIÓN
UNIVERSIDAD DEL CAUCA
POPAYÁN
2007**

DEDICATORIA

*A Dios por su amor y su bondad
A mis padres, que son lo más grande que tengo y
por ellos he hecho realidad este sueño, aquellos que
siempre me dieron más de lo que necesite*

*Y a todas aquellas personas que en algún
momento han estado a mi lado durante todo este
proceso*

DAVID

NOTA DE ACEPTACIÓN

Dra. Sonia Gaona Jurado
Directora

MSc. Luis Fernando Echeverry
Jurado

MSc. Jorge W. Coronel
Jurado

Fecha de Sustentación: Popayán 28 de Noviembre de 2007

AGRADECIMIENTOS

En el transcurso de mi carrera conté con el apoyo incondicional de muchas personas a las cuáles nunca podré agradecerles.

Dedico este título a mis padres Nohemy y Elder por su entrega, su amor y por creer en mí, aunque creo que no hay palabras para describirlo. A mis hermanos Felipe y Gabriel por su compañía, A mi tía Oliva y toda su familia por su apoyo incondicional, A mis Abuelitas Elvia y Celmira, A todos los miembros de las familias Trujillo y Daza, A Cristina por su compañía, amor y paciencia, a todos ustedes gracias por acompañarme en esta etapa tan espectacular de mi vida.

De manera especial a la profesora Sonia, A Luís Fernando. Echeverry y Jorge W. Coronel, quienes vivieron conmigo este proyecto, como también a todas aquellas personas que no he nombrado, espero comprendan que es imposible nombrarlos a todos.

A todos y cada uno de ustedes gracias, muchas gracias.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
ANTECEDENTES	12
INTRODUCCIÓN	14
CAPITULO 1: FUNDAMENTOS TEORICOS I : DE LA SITUACIÓN PROBLÉMICA	
1.1. MARCO HISTORICO DE LA EMPRESA	17
1.2. MARCO HISTORICO DE LOS SECADORES DE POLVILLO	19
1.2.1. El caso Pichichi	20
1.3. EL BAGAZO DE CAÑA	21
1.4. LA BIOMASA	23
REFERENCIAS	25
CAPITULO 2: FUNDAMENTOS TEORICOS II : DE LAS BASES TEÓRICAS	
2.1. EFICIENCIA DE CALDERAS	26
2.2. TIPOS DE SECADORES	27
2.2.1. Secador de bagazo por fluidización	27
2.2.2. Secador de transportador neumático	28
2.3. CICLONES	31
2.3.1. Funcionamiento de los ciclones	32
2.3.2. Eficiencia de los ciclones	35
2.3.3. Tipos de ciclones	35
2.3.4. Ventajas	36
2.3.5. Desventajas	37
2.4. TEORIA DE COMBUSTION DEL POLVILLO	37
2.4.1. Comportamiento del polvillo durante el calentamiento	38
2.4.2. Quemando el polvillo en la caldera	39
2.5. TEORIA DEL SECADO	42
2.6. MECANISMOS Y CINETICA DE SECADO, TRASNFERENCIA DE MASA Y CALOR	46
REFERENCIAS	48

5.7.1. Diámetro de la tubería	96
5.7.2. Longitud de la tubería	98
REFERENCIAS	100
CAPITULO 6: BALANCE ECONOMICO DEL PROYECTO	101
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	105
APENDICE A: PLANO SECADOR DE POLVILLO PROPUESTO	109
APENDICE B: ORSAT DE LA CALDERA	110
APENDICE C: PLANO CONJUNTO CALDERA	111
APENDICE D: HOJA TÉCNICA SELMEC	112

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1.1. Composición del bagazo de caña establecida mediante estudios previos	22
Tabla 2.1. Análisis próximo y ultimo del polvillo	42
Tabla 3.1. Prueba de contenido de humedad (Nov. – 09/2006)	53
Tabla 3.2. Prueba de contenido de humedad (Nov. – 10/2006)	54
Tabla 3.3. Prueba de contenido de humedad (Nov. – 14/2006)	55
Tabla 3.4. Prueba de contenido de humedad (Nov. – 15/2006)	56
Tabla 3.5. Prueba de contenido de humedad (Nov. – 16/2006)	57
Tabla 3.6. Prueba de contenido de humedad (Nov. – 17/2006)	58
Tabla 3.7. Tamaño de grano	60
Tabla 4.1. Calor necesario para secar una libra de polvillo, q_s	76
Tabla 4.2. Masa de polvillo de entrada y salida del secador	80
Tabla 4.3. Humedad final del los gases	81
Tabla 4.4. Flujo de gases que salen del secador	82
Tabla 5.1. Diámetro del secador	88
Tabla 5.2. Tiempo mínimo de secado del polvillo dentro del secador	89
Tabla 5.3. Longitud del secador, y su aumento del 30% de L	93
Tabla 5.4. Aumento del poder calórico	94
Tabla 5.5. Longitud de la tubería	99
Tabla 6.1. Costo y consumo mensual de combustibles para la caldera de potencia, Propal, planta 2	102

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1. Funcionamiento de un secador por Fluidización	28
Figura 2.2. Esquema de un secador Neumático	29
Figura 2.3. Esquema de un Ciclon	32
Figura 2.4. Funcionamiento de un Ciclon	34
Figura 3.1. Diagrama de decisión para selección de secadores continuos	65
Figura 5.1. Proporciones de un ciclón	95

TABLA DE CONVERSIONES

1 pie, (ft)	0,3048 m
1m	3,281 ft
1 cal	4,187 J
1 Kcal	3,968 Btu
1 Btu	1,055 KJ
1 Btu / h	0,293 W
1 W	0,86 Kcal / h

Grados Fahrenheit a Celsius:

$$T\text{ }^{\circ}\text{C} = \frac{5}{9}(T^{\circ}\text{F} - 32)$$

Grados Celsius a Fahrenheit:

$$T\text{ }^{\circ}\text{F} = \frac{9}{5}(T^{\circ}\text{C} + 32)$$

Grados Fahrenheit: a Rankine:

$$T\text{ }^{\circ}\text{R} = (T^{\circ}\text{F} + 459,67)$$

ANTECEDENTES

PROPAL S. A., fue fundada por el estadounidense W.R. Grace y Co. el 19 de noviembre de 1957 bajo la razón social de Pulpa y Papel Colombianos, siendo que las etapas preparatorias de diseño y adquisición de terreno se dieron en el municipio de Yumbo, Valle del Cauca. El 4 de agosto de 1961 tomó su actual razón social de Productoras de Papeles S. A, **PROPAL**. El principal objeto social de la firma es la fabricación, distribución y venta de papeles finos de imprenta y escritura, de sus materias primas y sus derivados.

En la **MULTINACIONAL PROPAL S. A.** la materia prima utilizada en la fabricación de papeles, es el bagazo de caña suministrado por los ingenios azucareros existentes en la zona. Este material llega a los patios de descargue o almacenamiento de bagazo con alto porcentaje de contaminantes, que deben ser removidos. Para ello la empresa cuenta con una sección encargada de lavar el bagazo y hacerlo apto en los procesos siguientes. Esta sección, instalada inicialmente en planta 2 (Caloto), constaba de tres filtros rotatorios y un tanque de lavado. Posteriormente uno de los tres filtros se trasladó a planta 1 (Yumbo) y se le construyó un tanque de iguales características, para tener un sistema de lavado con eficiencia similar.

En el proceso de lavado del Bagazo, para hacerlo apto en la obtención de pulpa para la fabricación de papel se separa el polvillo, el cual es transportado hasta la caldera para ser quemado como combustible y así ser aprovechado para aumentar el suministro de potencia a esta. Este polvillo presenta una humedad relativa, la cual se hace necesario disminuir para proporcionar una mayor eficiencia a su quema.

Dada la importancia que en la actualidad ha tomado el uso racional y eficiente de la energía, se realizó con este trabajo un estudio de factibilidad de la implementación de un sistema físico para disminuir el porcentaje de humedad al Polvillo del Bagazo de la Caña de Azúcar para la productora de papeles **PROPAL S. A.** planta 2, Caloto (Cauca). Con los resultados obtenidos a partir de este estudio es posible vislumbrar un ahorro desde el punto de vista tanto energético como económico en el proceso de secado del polvillo como combustible de la caldera de potencia en planta 2, Caloto.



INTRODUCCIÓN

Propal S. A., como la principal productora de papeles blancos y de impresión en el país, ha desarrollado una gestión integral enfocada al mejoramiento de manera continua de sus procesos y resultados, transformando su cultura hacia el más alto desempeño con la protección del medio ambiente y el uso racional de los recursos naturales.

Para dar cumplimiento a estos compromisos se realiza una cuidadosa planeación de todas las operaciones, proyectos y productos trabajando continuamente en la reducción de vertimientos, emisiones y residuos.

Entre las acciones implementadas para reducir el consumo de combustibles, es la quema del polvillo generado en la planta de pulpa, apuntando a la reducción del volumen de residuos sólidos con que se dispone. No obstante, este polvillo presenta una humedad relativa, de alrededor del 65%, lo que como es de esperar, reduce la eficiencia de la caldera.

Es por esto que se hace necesario disminuir el porcentaje de humedad que contiene el polvillo, posibilitando incrementar el suministro de potencia a la caldera.

Actualmente existen diferentes opiniones sobre la utilidad de secar combustible. Son muchos los estudios de factibilidad enfocados al uso de ciertos sistemas de secado. La mayoría apuntan al uso de un precalentador de aire o de un secador de bagazo. Siendo este el más eficiente en términos de la eficacia de transferencia de calor en el precalentador.

Son diversas las razones que justifican la utilización de secado del Polvillo del Bagazo de la caña de Azúcar, a saber:

- El aumento de eficiencia en la generación de vapor que se produce al utilizar el secado del combustible de forma recuperativa en las calderas.
- Contrarrestar el alza en el precio de los combustibles fósiles.
- Disminución de la contaminación ambiental, y de los residuos sólidos con que se cuentan actualmente en la productora de papeles PROPAL S. A. Planta 2, Caloto (Cauca).

Al usar un secador para el Polvillo del Bagazo de la Caña de Azúcar se reducirá por un lado el volumen de gases por unidad de libra de vapor generado, y por otro los residuos sólidos con que se cuenta.

Por las razones expuestas fue necesario realizar el estudio descrito, para así cumplir con los objetivos y metas trazadas dentro de esta prestigiosa Multinacional productora de papeles. Este documento reporta el trabajo realizado con el fin de estudiar la factibilidad de la implementación de un sistema físico que permitiera disminuir el porcentaje de humedad en el polvillo del bagazo de azúcar para la productora de papeles PROPAL S. A. Planta 2, Caloto (Cauca).

El proceso de trabajo se inició determinando los parámetros térmicos del polvillo, teniendo en cuenta todas las variables para el diseño del sistema físico de secado; tales como porcentaje de humedad, densidad y tamaño de grano. Como paso siguiente se determinó el tipo de secador de acuerdo con los parámetros obtenidos. Posteriormente se escogió el mejor balance de masa y energía que

permitía disminuir el contenido de humedad al polvillo del bagazo de la caña de azúcar. Finalmente, se estableció la factibilidad de la implementación del sistema físico que, de acuerdo con las características y cálculos obtenidos, para reducir el porcentaje de humedad del polvillo de bagazo, permitiendo mayor consumo de este producto y menor de carbón en la caldera de potencia de PROPAL, planta 2.

Lo anterior tuvo en cuenta parámetros tales como costos promedios para PROPAL planta 2 de los combustibles: Carbón, Polvillo, ACPM, consumos mensuales en la caldera, producción, costo mensual de potencia generada en la caldera y ahorros energéticos que trae el diseño propuesto.

En la sección correspondiente a las conclusiones extraídas del trabajo se incluyó una subsección para algunas recomendaciones para el futuro montaje del sistema de secado propuesto.



CAPITULO 1.

FUNDAMENTOS TEÓRICOS I: DE LA SITUACIÓN PROBLÉMICA

1.1. MARCO HISTÓRICO DE LA EMPRESA

PROPAL S. A., fue fundada el 19 de noviembre de 1957 por W. R. Grace and Co. (EE.UU.) bajo la razón social de Pulpa y Papel Colombianos, PULPACO. El 11 de octubre de 1958, la razón social cambió a Pulpa y Papeles Grace Colombianos S.A., PAGRACO.

Después de vincularse a la empresa International Paper Company, el 4 de agosto de 1961 tomó su actual razón social: Productora de Papeles S.A. – **PROPAL** e inició operaciones con dos máquinas papeleras y capacidad de 36.000 toneladas métricas anuales.

En 1973 comenzó a operar la planta de Recuperación de Productos Químicos. Esta unidad recupera los químicos del proceso, especialmente la soda cáustica y evita así la contaminación del río Cauca. Dicha planta cuenta, además, con un precipitador electrostático.

En 1976 **PROPAL** inició en Colombia la producción de papeles esmaltados, con la instalación de una moderna planta con capacidad de 20.000 toneladas. En 1980 se terminó la construcción de dos lagunas de sedimentación para el tratamiento de efluentes inorgánicos. En 1981 se puso en marcha una planta con una capacidad anual de 400.000 toneladas métricas de desmedulado, para mejorar la calidad de la fibra del bagazo una vez cocinada. Al mismo tiempo, se instala un turbogenerador con capacidad de 10.000 Kw/h para generar el 60% de la energía eléctrica consumida. Se adquirió una máquina supercalandria, una rebobinadora de papel y se instaló el sistema de transporte y envoltura automática de rollos en 1982, modernizando la sección de Terminados. Adicionalmente se completó el

montaje de un nuevo tanque para el almacenamiento de hasta 200 toneladas de pulpa.

En el año 1983 se instalaron modernos equipos en esta misma sección para la producción de papeles y cartulinas gofradas (máquina embosadora). Además, se modernizó el control de despacho de rollos mediante un sistema de computación.

En 1986 se amplió la capacidad de la planta esmaltadora a 42.000 toneladas al año, mediante la instalación de dos nuevos sistemas de aplicación de esmalte, una calandria para acabado en máquina, y una moderna embobinadora de rollos.

En este mismo año se instalaron dos convertidoras para la transformación de rollos a hojas tamaño carta, pliego, oficio y extraoficio. En 1987 **PROPAL** sistematizó los procedimientos de servicios a sus clientes mediante un programa coordinado de pedidos, despacho e interconexión directa con todas sus terminales instaladas en los distritos de ventas. Durante ese año, la empresa alcanzó una capacidad aproximada de 115.000 toneladas métricas.

Entre los años 1987 y 1990 **PROPAL** implementó importantes proyectos para la protección del medio ambiente con la instalación de un precipitador electrostático de 98% de eficiencia y dos ciclones de alta eficiencia (95%) en las calderas de potencia para el control de emisiones a la atmósfera. Se completó el montaje de la última fase para el control de contaminación de aguas con una laguna de 14 hectáreas y un moderno sistema de limpieza. En septiembre de 1991 nació Planta 2 con la producción de papeles naturales, y en enero de 1992 inició la producción de papeles blancos.

A escala mundial, el papel de la Planta 2 es clasificado como papel alcalino fino, "Woodfree". Alrededor del 45% de su producción corresponde al papel

REPROGRAF para fotocopiadora, que en su mayoría es cortado en resmillas por la filial Papelfibras.

La Planta 2 surte en la actualidad a 105 clientes nacionales, y exporta el 30% de su producción total a 20 clientes de Sur y Centroamérica. Con los excedentes de pulpa, esta planta produce pulpa de bagazo "wet-lap" al 55% de humedad, que es enviada a la Planta 1 para su reutilización, o para ser vendida a otros fabricantes nacionales.

Planta 2 es hoy en día una de las más grandes y modernas plantas del mundo dentro del gremio de fabricación de papel fino con base en bagazo de caña de azúcar ^[1].

1.2. MARCO HISTÓRICO DE LOS SECADORES DE POLVILLO

Hace 60 años, cuando en este país florecía la industria de los ingenios azucareros, el petróleo tenía un costo aproximado de un dólar por barril, de tal manera que el bagazo era un desecho que no valía la pena tener en cuenta como combustible. Con el alza indiscriminada de los combustibles fósiles, que se presentó en la década de los setenta, y con los estudios recientes que señalan que las existencias mundiales de petróleo se agotarán en los próximos 50 o 70 años, se dio inicio al estudio de secado de polvillo. Es por esto que cuando se habla de secar el polvillo de bagazo o el bagazo directamente, es muy poca la información que se encuentra tanto a nivel nacional como internacional.

Dadas estas situaciones, no es mucha la investigación realizada alrededor del mejoramiento de los combustibles de biomasa. Una revisión de la literatura existente revela que los países que más han trabajado en este campo son Cuba,

Brasil, México, Australia y la India, aunque la información sobre el secado de polvillo de bagazo es realmente escasa [2].

En Cuba se puede encontrar un diseño en prototipo que peletiza el polvillo y lo seca utilizando aceite térmico en un diseño cíclico, rotativo. Según los informes que presentan se logra bajar la humedad del combustible por debajo del 10 %.

Propal ha venido realizando varios proyectos de investigación en este tema. Actualmente se está trabajando en un proyecto de investigación para montar un sistema de aglomeración del polvillo que permita darle mas densidad al combustible reduciendo así su volatilidad, los proyectos anteriores contemplaron la posibilidad de ensamblar en la planta un secador de polvillo que trabajara con los gases de combustión de un quemador de licor de Castilla, o alternativamente con un aceite térmico que se calentaba mediante este mismo combustible. El gran fracaso de este diseño es que aunque funciona impecablemente en el área térmica, el combustible que consume es muy costoso y los ahorros que se obtienen en el secado del polvillo se pierden en la compra de las grandes cantidades de combustible que demanda el secador, de tal manera que no justifica la inversión en el proyecto, razón por la cual se descartó esta idea hace algún tiempo.

1.2.1 EL CASO PICHICHÍ

En cuanto al diseño del secador utilizando los gases de combustión de la caldera, se tiene en la región el caso particular y único del secador de bagazo que se diseñó e instaló para el Ingenio Pichichí (Valle del Cauca), por Ingenieros Brasileños de la firma CB SERVICE, ya que en el país no existía la tecnología para realizar un proyecto de este tipo.

El secador se puso en marcha en Noviembre de 1993, fue diseñado para secar 35 Ton / hora de bagazo aunque este valor nunca se alcanzó, se secaban 28 Ton / hora de bagazo desde una humedad del 49 % hasta un valor de 35 % con un flujo de gases de 140.000 ft³ / min, que entraba al secador con una temperatura de 205 °C y salía a 145 °C.

En el año 1998 se sacó de funcionamiento el secador por que producía mucho arrastre de cenizas en el flujo de combustible, por otro lado, se necesitaban dos ciclones a la salida del secador y solamente se instaló uno, lo que provocó una excesiva contaminación en los gases de combustión. Los gases arrastraban un alto contenido de material particulado, aproximadamente de 800 Kg / hora antes de instalar el secador, después de que se puso en marcha el secador de Pichichi los gases tenían una emisión de partículas de mas de 2.000 Kg / hora.

Como era de esperarse, debido al sílice que contienen las cenizas del bagazo, se producía una abrasión general en toda la tubería de la caldera y después de cuatro años de funcionamiento fue necesario cambiar totalmente el banco principal, lo cual, sumado con el hecho de que cada año se tenía que parar la caldera para hacerle mantenimiento a la tubería durante todo un mes, generaba unos costos de mantenimiento demasiado elevados que no justificaba el secado del bagazo [3].

1.3. EL BAGAZO DE CAÑA

La caña de azúcar *Saccharum Officinarum* L., es una planta que pertenece a la familia gramineae. El fruto agrícola de esta planta es el tallo, órgano donde se acumulan los azúcares y que tiene una gran importancia para la producción de azúcar de caña y fibra para papel.

Según la Sociedad Internacional de Técnicos de la Caña de Azúcar, bagazo es el término utilizado para nombrar al material lignocelulósico que se obtiene como residuo de la trituración de la caña de azúcar en uno o varios molinos.

El bagazo seco es claro y varía en color de blanco parduzco a verde claro, dependiendo de la variedad y edad de la caña; el color del bagazo almacenado varía de café amarillento a gris oscuro. La médula, conocida también como polvillo, es blanca, está compuesta en gran parte de tejido parenquimatoso, y está asociada a los haces de fibras.

La composición granulométrica del bagazo, como se observa en el cuadro 1, depende de la variedad de caña y en gran parte de la preparación y molienda de la misma; también del grado de desgaste de los equipos de corte, recolección y molienda [2].

Tabla 1.1. Composición del bagazo de caña establecida mediante estudios previos

Granulométrica		Morfológica	
Componentes fibrosos	40 a 46 %	Fibras	60 a 62%
Humedad	48 a 52%	Medula o Polvillo	18 a 20%
Compuestos solubles	6 a 8%	Finos y solubles	10%

Fuente: Carlos Carballido, 1999 [2].

Desde el punto de vista químico el bagazo está integrado por los siguientes constituyentes:

- Celulosa
- Lignina

- Hemicelulosas
- Otros constituyentes: extractos (en solventes), sustancias inorgánicas (cenizas).

Se ha consolidado el criterio que al bagazo es necesario eliminarle la mayor parte de la médula antes de cualquier uso ya que contiene un alto porcentaje de cenizas, indeseables para el proceso. Por esta razón en las plantas productoras de papel a partir de bagazo se cuenta con una fase denominada desmedulado. El polvillo y la suciedad con la que viene el bagazo desde los cultivos de caña, que incluye arena, material metálico y residuos de la quema, son uno de los principales limitantes para la obtención de pulpa y la fabricación de papel [2].

1.4. LA BIOMASA

Biomasa es cualquier material que potencialmente puede ser usado como fuente de energía química. Biomasa es cualquier cosa que está o estuvo recientemente viva, tales como residuos de viñedos, pastos, bambú o caña de azúcar (Bagazo luego de que el azúcar ha sido extraído), cascarillas de arroz y ripio de café del proceso de la industria alimenticia. Incluso la basura municipal contiene gran cantidad de biomasa. Todos pueden ser usados como combustible para generar energía.

Mientras la madera y los combustibles de biomasa en general fueron los primeros materiales utilizados como fuente de energía, su uso disminuyó a comienzos del siglo pasado cuando se propagó el uso de combustibles fósiles más consistentes y fáciles de transportar como: carbón, petróleo y gas, debido a que se volvieron más fáciles de conseguir.

Sin embargo, anteriormente ya se han reportado aplicaciones particulares de los combustibles de biomasa a nivel industrial de tal manera que siempre ha existido una demanda estable por ellos y esto ha conllevado a un desarrollo lento en el diseño de equipos para quemar dichos combustibles. Muchos factores han llevado al creciente desarrollo de esta área entre los que se incluyen el alza de los combustibles fósiles, el desarrollo de tecnologías que permiten un mejor uso de los subproductos industriales y la implantación del ciclo de generación en muchas industrias produciendo energía eléctrica y vapor para los procesos [2].

REFERENCIAS

- [1] Productora de Papeles S.A., Referencia Histórica PROPAL S.A., FO-80.1.1, Cali Colombia 1995.
- [2] Revista BAGASEC, Cuba Azúcar, enero-marzo, Cuba 1995.
- [3] Productora de Papeles S.A., Ingenios Proveedores, FO-85.1.2, Cali Colombia 2003.



CAPITULO 2.

FUNDAMENTOS TEÓRICOS II: DE LAS BASES TEÓRICAS

2.1. EFICIENCIA DE CALDERAS

La eficiencia de una caldera puede ser incrementada empleando diversos mecanismos, entre los cuales se tienen: Instalación de calentador de aire, economizador, secador de bagazo, implementación de lecho fluidizado, instalación de ventiladores de turbulencia para el hogar o de sistemas nuevos de distribución y transporte de bagazo hacia el hogar.

Puede definirse la eficiencia de una caldera común, en la cual el calor de los gases de combustión solo es usado para evaporar el agua, como sigue:

$$E.C = \frac{\text{Calor tomado por el agua}}{\text{Calor que potencialmente puede ceder el combustible}} \quad (2.1.)$$

Los tres primeros buscan un mayor aprovechamiento del calor de los gases de combustión y en el caso del calentador del aire y el secador se ve favorecida además la combustión, puesto que aumenta la temperatura en el horno e incrementan el poder calorífico del combustible, respectivamente. El lecho fluidizado aumenta el tiempo de residencia del combustible en la caldera, así como también mejora el contacto aire – combustible; esto último también se incrementa con el empleo de ventiladores de turbulencia y de sistemas modernos especializados de transporte de bagazo hacia el hogar.

Las pérdidas de calor en una caldera bagacera son básicamente las siguientes:

1. Pérdida debida a la humedad del bagazo.
2. Pérdida debida al agua formada por la combustión del agua del bagazo.
3. Pérdida debida a la humedad del aire.
4. Pérdida debida a la humedad de los gases secos que salen por la chimenea.

5. Pérdida debida a combustión incompleta del bagazo.
6. Pérdida debida a purgas de la caldera.
7. Pérdida indeterminada.
8. Pérdidas por radiación.

Las pérdidas de calor por humedad del bagazo representan una de las mayores pérdidas y depende esencialmente del contenido de humedad de bagazo y de la temperatura de salida de los gases de la chimenea. A seguir se presentan los tipos de secadores de bagazo que se han implementado con el fin de evitar o minimizar esta pérdida [1].

2.2. TIPOS DE SECADORES

Básicamente se conocen dos tipos de secadores de bagazo: Los de Fluidización y los de Transportador Neumático. Los secadores de Transportador Neumático funcionan con cualquier gas.

Las principales características de cada uno son:

2.2.1. SECADOR DE BAGAZO POR FLUIDIZACIÓN.

Se caracteriza porque las partículas sólidas se suspenden parcialmente en la corriente de aire corriente arriba, las partículas se elevan y luego caen al azar de manera que la mezcla sólido-gas actúa como un líquido en ebullición. Aquí el contacto sólido-gas es excelente y resulta en un mejor calentamiento y transferencia de masa que los secadores de lecho estático y móvil (Figura 2.1.).

Entre las ventajas del equipo están; el corto periodo de secado, poco riesgo de contaminación y mínima manipulación del material en caso de que en este mismo equipo también granule.

Entre sus desventajas: su tiempo de secado máximo es de 40 s, muy alto para las condiciones de la caldera, el material a secar no debe estar muy húmedo.

Figura 2.1. Funcionamiento de un Secador por Fluidización.



Fuente: Fuente: Biblioteca del Ingeniero Químico, Jhon H. Perry. [1].

2.2.2. SECADOR DE TRANSPORTADOR NEUMÁTICO

Está compuesto básicamente por un ducto largo por el que pasa gas a alta velocidad, un ventilador para impulsar dicho gas, un dosificador para añadir y dispersar los sólidos en el gas y un colector de partículas que puede ser ciclónico o de otro tipo para recolectar los sólidos del gas (Figura 2.2.).

El factor fundamental en la elección del alimentador de sólidos radica en la minuciosa dispersión inicial de los sólidos en el gas.

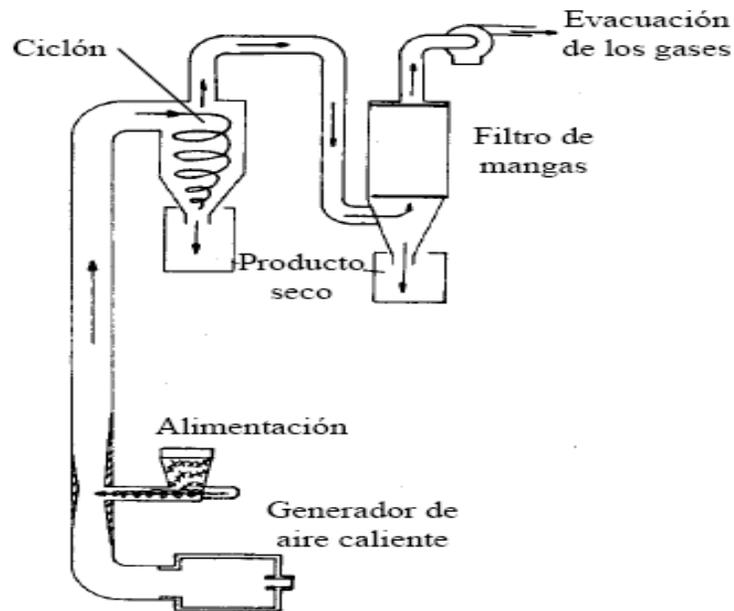
Existen varios tipos de: Tornillo sin fin, Secciones de Venturi, Molinos de dispersión, Trituradores de alta velocidad, por los cual es importante asegurar un

adecuado sellamiento en estos dispositivos, para evitar que el gas se escape, o que por el contrario, se introduzca aire ambiental en los ductos de gas.

El ventilador usado puede ser de tiro forzado o inducido, es recomendado usar el segundo, para operar el sistema con una presión leve negativa.

Por otra parte, el tipo de colector de partículas mas usado es el ciclónico por que representa una menor inversión. Pueden usarse uno o más separadores según convenga.

Figura 2.2. Esquema de un Secador Neumático.



Fuente: Fuente: Biblioteca del Ingeniero Químico, Jhon H. Perry. [1].

Existen a su vez diferentes tipos de secadores de Transporte Neumático. Los hay de una o dos etapas. En los de dos etapas el sólido es inicialmente transportado por el gas, parcialmente secado y recolectado en un ciclón. Después es llevado a un dispositivo de dispersión de grumos y aglomeraciones que puede ser un molino

de jaula. Finalmente se repite otra vez todo el proceso en una segunda etapa con una nueva dosis de gas.

Otros secadores presentan reciclaje de las partículas húmedas, gracias a una válvula separadora en la parte interior del ciclón y un mezclador de gas – sólido a donde llega parte del gas y arrastra al sólido para ser secado nuevamente.

Es recomendable el uso de secadores de transporte neumático de bagazo en los siguientes casos:

- a. Sólidos que no se aglomeren ni se adhieran a las paredes de los ductos fácilmente, en caso contrario deben primero ser sometidos a un proceso de dispersión desecación parcial.
- b. Se requiera altas velocidades del gas y se cuente con sólidos que se secan fácilmente en cortos tiempos de residencia.
- c. Partículas poco abrasivas y termolábiles.
- d. Materiales a ser secados, de tamaño lo suficientemente pequeño para que la conductividad térmica del material no sea el factor dominante en la transferencia de calor.
- e. No interese la conservación del tamaño o de la forma del material.

Este tipo de secadores presenta las siguientes ventajas:

- a. Transportan al sólido a la vez que lo secan, con lo cual evitan el uso de cualquier otro conductor.
- b. Fácil control del proceso.
- c. Costos más bajos de mantenimiento por el pequeño número de partes móviles que poseen.
- d. Costos menores de inversión en comparación con otros secadores.

Entre las desventajas se tiene que se necesitan equipos separadores de alta eficiencia para evitar las emisiones de polvos [2].

2.3. CICLONES (Limpiadores de Gases)

Son los equipos más empleados dentro de las operaciones de separación de partículas sólidas de una corriente gaseosa, además de poder emplearse para separar sólidos de líquidos. Su éxito se debe en parte a que son equipos de gran sencillez estructural debido a que no poseen partes móviles y a que apenas exigen mantenimiento. Se puede emplear tanto para gases cargados de polvo como de niebla, es decir, para pequeñas partículas líquidas.

Además se destaca el hecho de que, al hacer uso de “fuerzas centrífugas” en vez de gravitatorias, la velocidad de sedimentación de las partículas se incrementa en gran medida haciéndose más efectiva la separación, como se explica a continuación.

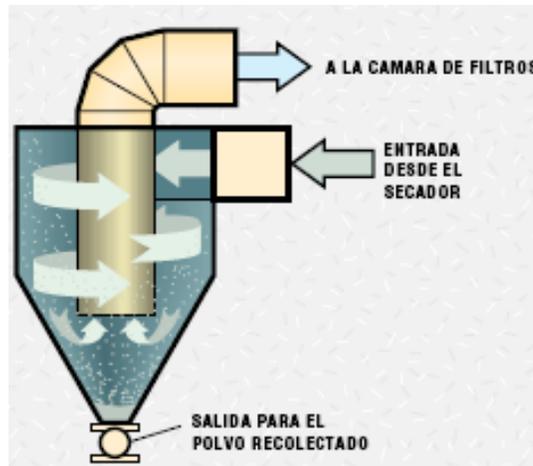
Un separador ciclónico está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico, dotado de una entrada tangencial normalmente rectangular.

La corriente gaseosa cargada con las partículas sólidas se introduce tangencialmente en el recipiente cilíndrico a velocidades de aproximadamente 30 m/s, saliendo el gas limpio a través de una abertura central situada en la parte superior.

Por tanto, se observa que el modelo de flujo seguido por el gas dentro de los ciclones es el de un doble vórtice. Primero el gas realiza una espiral hacia abajo y por la zona exterior, para después ascender por la zona interior describiendo igualmente una hélice.

Las partículas de polvo; debido a su inercia, tienden a moverse hacia la periferia del equipo alejándose de la entrada del gas y recogiendo en un colector situado en la base cónica.

Figura 2.3. Esquema de un Ciclón.



Fuente: Biblioteca del Ingeniero Químico, Jhon H. Perry.^[1]

Se trata de un equipo muy eficaz, a menos que, la corriente gaseosa contenga una gran proporción de partículas de diámetro inferior a unos 10 μm . Por otro lado, para partículas “grandes” los ciclones presentan problemas de abrasión, aunque se puedan emplear ciclones para separar partículas con diámetros mayores de 200 μm . Esto no suele ser muy frecuente, no obstante los sedimentadores por gravedad o los separadores por inercia resultan normalmente los más efectivos y menos sujetos a abrasión ^[1].

2.3.1. FUNCIONAMIENTO DE LOS CICLONES

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 a través de una salida central situada en la parte superior dejando atrás las partículas.

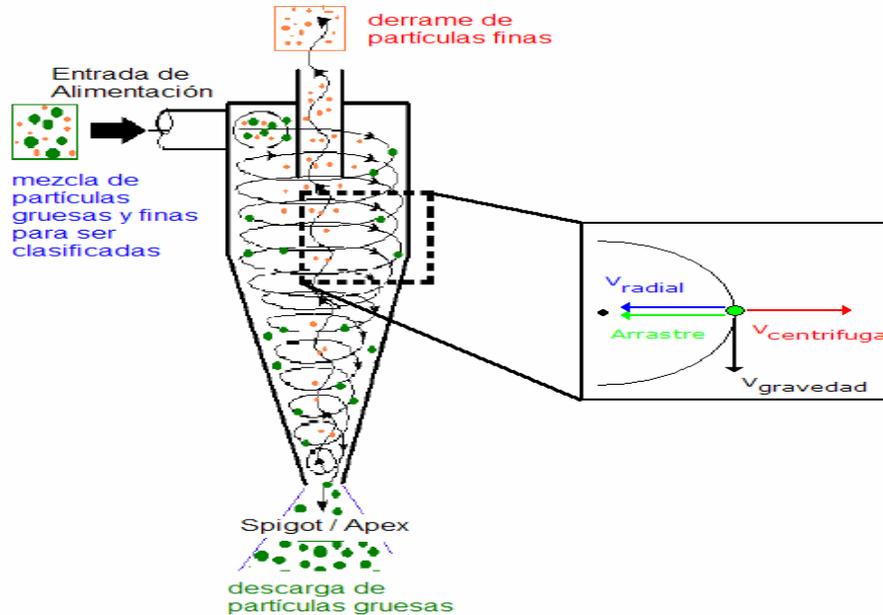
Una vez que el gas penetra tangencialmente en el equipo se distinguen dos zonas de características distintas de movimiento:

- En la zona próxima a la entrada del gas y más exterior del cilindro predomina la velocidad tangencial, la velocidad radial es centrípeta y la axial es en 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.

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 (Figura 2.4).

Figura 2.4. Funcionamiento de un Ciclón.



Fuente: Biblioteca del Ingeniero Químico, Jhon H. Perry. [1].

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.

Existe una órbita de diámetro $0,4D_e$ (siendo 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.

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

$0,4D_e$, entonces la componente axial será descendente y la partícula acabará depositándose en el fondo del ciclón [1].

2.3.2. EFICIENCIA DE LOS CICLONES

En cuanto a la eficacia; los ciclones son equipos muy eficaces. Sin embargo se observa que partículas de tamaño menor que el mínimo calculado ($10 \mu\text{m}$) son capturadas, mientras que, otras de menor 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.

Los ciclones son capaces de soportar condiciones de operación extremas, por lo que pueden operar a temperaturas tan altas como 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 [1].

2.3.3. TIPOS DE CICLONES

Los ciclones convencionales se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños y la entrada al equipo puede ser bien rectangular o circular.

Una forma de clasificar los distintos tipos puede efectuarse atendiendo a la manera en que se produce la carga y la descarga del equipo y otro modo sería en

función de su eficacia. El principio de funcionamiento en el cual se basan estos tipos de ciclones es muy similar.

De acuerdo a su disposición geométrica se distinguen los siguientes tipos de separadores ciclónicos ^[1]:

- a. Entrada tangencial y descarga axial
- b. Entrada tangencial y descarga periférica
- c. Entrada y descarga axiales
- d. Entrada axial y descarga periférica

De acuerdo con su eficacia se consideran los siguientes tipos:

- Muy eficientes (98 - 99%)
- Moderadamente eficientes (70- 80%)
- De baja eficiencia (50%)

2.3.4. VENTAJAS

Las ventajas de los ciclones incluyen las siguientes ^[1]:

1. Bajos costos de capital.
2. Escasa presencia de partes móviles, por lo tanto, pocos requerimientos de mantenimiento y bajos costos de operación.
3. Caída de presión relativamente baja (2 a 6 pulgadas de columna de agua), comparada con la cantidad de la Materia Particulada removida.
4. Las limitaciones de temperatura y presión dependen únicamente de los materiales de construcción.

5. Colección y disposición en seco; y
6. Requisitos espaciales relativamente pequeños.

2.3.5. DESVENTAJAS

Las desventajas de los ciclones incluyen las siguientes ^[1]:

1. Eficiencias de colección de Materia Particulada relativamente bajas, particularmente para la Materia Particulada de tamaño menor a 10 μm .
2. No pueden manejar materiales pegajosos o aglomerantes; y
3. Las unidades de alta eficiencia pueden tener altas caídas de presión.

2.4. TEORIA DE COMBUSTIÓN DEL POLVILLO

Aunque la teoría de la combustión es amplia. Se quiere retomar lo concerniente a las etapas de dicho proceso ya que se desea tener presente este tema para el entendimiento de uno de los objetivos primordiales; mejorar el proceso de combustión del polvillo de bagazo.

Las etapas de la combustión de un sólido son las siguientes:

1. Pre calentamiento.
2. Secado, que consiste en la extracción del contenido de agua del combustible.
3. Post-calentamiento.

4. Pirólisis o destilación que consiste en la liberación de los compuestos volátiles presentes en el combustible como CO_2 , CO , CH_4 , C_2H_6 , NH_3 , H_2S entre otros.
5. Ignición.
6. Combustión del coque o Char.
7. Combustión de algunos de los compuestos volátiles aun presentes tales como CO , CH_4 y C_2H_6 .
8. Extracción de las cenizas o inquemados del combustible.

La etapa de precalentamiento y secado del combustible es importante para el desarrollo de este estudio ya que hasta el momento el calor que se requiere para estas etapas del proceso de combustión esta saliendo totalmente del calor del hogar que se tiene en la caldera de generación de Planta dos. Este requerimiento del calor implica grandes cantidades de energía lo que representa mayores consumos de combustible [3].

2.4.1. COMPORTAMIENTO DEL POLVILLO DURANTE EL CALENTAMIENTO

Existen transformaciones químicas y físicas del combustible que varían con el aumento de la temperatura. Las químicas producen gases, vapores condensables y un residuo sólido compuesto casi únicamente por carbono. Las físicas producen efectos en su grado de plasticidad, las partículas forman una masa esférica compacta, la cual se hincha y luego se resolidifica, formando un cuerpo sólido con estructura porosa, este es el que se llama char o coque según el grado de plasticidad alcanzado. Los procesos químicos son muy dependientes de la velocidad con la cual se calientan las partículas.

Centrándose en la etapa de secado se observa que a temperaturas menores a $200\text{ }^\circ\text{C}$ y especialmente a presiones bajas, se libera el agua y existe una

devolatilización menor. Posteriormente ocurre la ignición. La devolatilización se inicia alrededor de los 300 °C.

Como se ve las condiciones que se tienen en los gases salientes de la combustión de la caldera cumplen con estas condiciones, pues presentan una temperatura de unos 149 °C (300 °F) y la presión está un poco por debajo de la atmosférica ya que el ventilador de tiro inducido crea un vacío dentro del secador.

Con las condiciones de secador descritas se puede garantizar la disminución del riesgo de ocurrencia de ignición del combustible son mínimas [3].

2.4.2. QUEMANDO EL POLVILLO EN LA CALDERA

Por su granulometría pequeña el polvillo se oxida como partículas independientes, suspendidas en el aire en las calderas de lecho fluidizado como la de planta dos. En estos equipos, las partículas pasan por las diferentes etapas de la combustión (precalentamiento, secado, post-calentamiento, pirólisis o gasificación, combustión del char o coque y de los gases de pirólisis) a una alta velocidad de transformación, debido a la alta tasa de transferencia de masa y energía, lo cual facilita la liberación de los volátiles, el transporte de oxígeno y su fácil ignición. Por lo tanto se garantiza una combustión casi completa, con una pequeña tasa de producción de inquemados sólidos y gaseosos.

Debido a la separación del material volátil de la estructura sólida, se requieren dos tipos de aire para inyectar a la combustión. Uno denominado aire primario, atraviesa y acompaña a la partícula de polvillo para facilitar la transferencia de oxígeno al interior de las partículas y producir la combustión del char o coque. El otro, denominado aire secundario, se requiere para la combustión de los volátiles

en una zona que normalmente se ubica en la parte superior del lecho de combustible.

El polvillo está constituido, al igual que casi todos los combustibles de biomasa, principalmente por celulosa y un porcentaje de agua. El elevado contenido de agua se convierte en un problema significativo para la combustión porque actúa como un reductor de temperatura de las llamas, contribuyendo al eterno problema de quemar polvillo eficientemente.

Por otro lado la celulosa, así como aporta la energía química del combustible, también tiene un alto contenido de oxígeno (mas del 30%, mientras que el carbón tiene un contenido inferior al 10%) que entra a actuar en la combustión, con lo cual se reducirá el consumo de aire teórico y por ende el contenido de nitrógeno en los productos finales de la combustión. Los contenidos de ceniza del polvillo también son bajos, aproximadamente iguales a los del carbón en base seca.

De la experiencia adquirida hasta el momento quemando el polvillo se ha podido deducir que:

1. Se puede tener una combustión estable en la mayoría de los hornos usando combustibles con contenidos de humedad hasta del 65%.
2. El uso de aire precalentado para la combustión reduce el tiempo de secado del combustible, consecuentemente la cantidad de aire teórico del diseño variará directamente con la cantidad de humedad del combustible.
3. Una gran proporción de los contenidos del polvillo se quema en forma de compuestos volátiles, provenientes de la gasificación, por lo tanto gran parte del aire de combustión se debe inyectar como aire secundario.
4. El char sólido que se produce a partir de este combustible es de una baja densidad. Por lo tanto el diseño del hogar esta pensado para reducir la velocidad de los gases y mantener el char atrapado durante un tiempo

razonable, aproximadamente un tiempo de residencia de tres segundos, que resulta suficiente para las grandes calderas permitiendo una combustión completa de las partículas y reduciendo las emisiones por chimenea [3].

El principal problema de diseño en la caldera de potencia de Propal planta dos, es que la planta fue diseñada solamente para quemar carbón y teniendo en cuenta para dicho diseño los contenidos de humedad de este combustible (menores del 5%). De tal manera cuando se introduce a la caldera, un combustible con un contenido de humedad de aproximadamente de 64%, la humedad con la que salen los gases va a cambiar de manera drástica y los problemas de corrosión en las tuberías se harán evidentes.

El siguiente análisis fue realizado por el laboratorio mineral de la SGS en Barranquilla sobre el polvillo que se quema en Propal planta 2, sabiendo que el Análisis próximo es aquel que se realiza al polvillo que inicialmente llega a los patios, y el Análisis último es hecho al polvillo que se encuentra almacenado en la Bodega:

Tabla 2.1. Análisis próximo y último del polvillo.

	Húmedo	Base Seca
A. PROXIMO		
% Humedad Total	49,33	0,0
% Cenizas	8,96	17,69
% Materia Volátil	36,92	72,87
% Carbón fijo	4,79	9,44
% Azufre	0,02	0,04
Poder Calórico (Btu / lb)	3,530	6,966
A. ULTIMO		
% Humedad	49,33	0,0
% Carbón	21,01	41,46
% Hidrogeno	2,65	5,23
% Nitrógeno	0,04	0,08
% Cenizas	8,96	17,69
% Azufre	0,02	0,04
% Oxigeno	17,99	35,50

Fuente: Tecnología de Procesos, Propal planta 2 [4].

2.5. TEORIA DEL SECADO

El término secado se refiere a la Deshidratación. También hace referencia a la eliminación de otros líquidos orgánicos, tales como benceno o disolventes orgánicos. Muchos de los equipos y métodos de cálculo para la eliminación de agua también pueden aplicarse para la eliminación de líquidos orgánicos.

En general, secado significa la remoción de cantidades de agua relativamente pequeñas de un cierto material. La evaporación se refiere a la eliminación de cantidades de agua bastante grandes. En la evaporación, el agua se elimina en

forma de vapor a su punto de ebullición. En el secado, el agua casi siempre se elimina en forma de vapor con aire.

En algunos casos, el agua puede eliminarse de los materiales sólidos por medios mecánicos utilizando prensas, centrifugas y otros métodos. Esto resulta más económico que el secado por medios térmicos para la eliminación del agua. El contenido de humedad del producto seco varia, ya que depende del tipo del producto.

Los métodos y procesos de secado pueden clasificarse de diferentes maneras. Estos procesos pueden dividirse por lotes cuando el material se introduce en el equipo de secado y el proceso se verifica por un periodo de tiempo, o continuos, donde el material se añade sin interrupción al equipo de secado y se obtiene material seco en régimen continuo, que es nuestro caso.

Los procesos de secado pueden clasificarse también de acuerdo con las condiciones físicas usadas para adicionar calor y extraer el vapor de agua:

(1) en la primera categoría, el calor se añade por contacto directo con aire caliente a presión atmosférica, y el vapor de agua formado se elimina por medio del mismo aire; (2) en el secado al vacío, la evaporación del agua se verifica con mas rapidez a presiones bajas, y el calor se añade indirectamente por contacto con una pared metálica o por radiación (también pueden usarse temperaturas bajas con vacío para ciertos materiales que pueden decolorarse o descomponerse a temperaturas altas); (3) en el secado por congelación, el agua se sublima directamente del material congelado.

En secado de materiales se refleja el paso por distintos periodos, estos son:

- El primer periodo, en el cual la velocidad de secado aumenta rápidamente. Se conoce como periodo de velocidad creciente. En el caso en que el sólido

este inicialmente a una temperatura por debajo de la de saturación adiabática del agente de secado, se produce un aumento de la temperatura media del material, lo cual es de bastante interés porque como ya se vio esta es la etapa inicial de la combustión así como será parte del trabajo que se estará ahorrando en el hogar. Al aumentar aun más la temperatura al agua se empieza a evaporar tomando el calor latente del gas caliente a su alrededor. Al aumentar la temperatura de la superficie aumenta la cantidad de agua evaporada y disminuye la velocidad de transmisión calorífica hacia el sólido, hasta que alcance en la superficie la temperatura de bulbo húmedo del gas.

- Periodo de velocidad de secado constante, que se caracteriza por el hecho de que la temperatura en la superficie y el interior del sólido es constante y se mantiene mientras llegue a la superficie la misma cantidad de agua que se evapora. Su duración depende por lo tanto del mecanismo de desplazamiento de la humedad hacia la superficie del sólido y termina cuando se alcanza el contenido de humedad crítica.
- Posteriormente comienza el periodo de velocidad decreciente, que se caracteriza por una disminución de la cantidad de agua evaporada por unidad de tiempo, debido a que la superficie de evaporación se desplaza hacia las capas interiores del sólido aun húmedo.
- A continuación le sigue otro periodo de secado con velocidad decreciente, que se prolonga hasta llegar a la humedad de equilibrio del material, cuando ya la superficie de evaporación esta demasiado interna para que llegue el calor disponible en los gases. Este periodo se caracteriza por la existencia de evaporación subsuperficial exclusivamente, y como el agua que debe evaporarse esta cada vez mas lejos de la superficie, el calor necesario para su evaporación debe penetrar hasta el interior del producto

parcialmente seco, cuya temperatura superficial aumenta y se aproxima a la del gas.

El proceso de secado señalado puede incluir todos los periodos mencionados o solamente algunos de ellos en dependencia de las humedades inicial y final del material a secar. En todos los periodos señalados, las velocidades de transferencia de calor y masa se pueden expresar en formas matemáticas; sin embargo al no disponer de algunas de las propiedades y coeficientes involucrados en las mismas, los resultados alcanzados en su aplicación son de un valor práctico muy limitado.

Tal es el caso de los contenidos de humedad crítico y de equilibrio. Estos valores son necesarios para ciertas ecuaciones que se han preestablecido para calcular los tiempos de secado del material y los límites máximos alcanzados en un proceso de secado. Para obtener los valores de humedad crítica se deben realizar directamente pruebas de secado, con lo cual se obtendrían también los tiempos de secado y se obviaría el cálculo matemático. Por otro lado el vapor que se obtiene en el laboratorio es una aproximación ya que debe ser el resultado de un historial de pruebas. Ya que el contenido de humedad crítico es el contenido de humedad promedio a lo largo del material, su valor depende de la velocidad de desecación, el espesor del material y los factores que influyen en el movimiento de la humedad, así como de los gradientes resultantes dentro del sólido.

En cuanto a la humedad de equilibrio, es aquella a la cual llegará un material higróscopico después de estar durante un buen periodo de tiempo en contacto con aire a una temperatura y humedad constantes. El valor de la humedad de equilibrio depende fundamentalmente de la naturaleza del sólido. En el caso de materiales porosos o higróscopicos varía a lo largo de amplias gamas conforme cambian la temperatura y la humedad del material y su medio circundante, por lo cual la obtención de su valor exacto es tan complicado [3].

2.6. MECANISMOS Y CINÉTICA DE SECADO, TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR

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 secaderos de contacto directo. Esto depende de una serie de factores que van desde condiciones internas a externas.

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.

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.

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.

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 calientes o se desplaza por encima de estos. El calor también se difunde en el sólido a través de la conductividad del propio sólido.

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 [1].

REFERENCIAS

- [1] Jhon H. Perry, Biblioteca del Ingeniero Químico, 3ra Edición Mac Graw - Hill.
- [2] ARRASCAETA, A., FRIEDMAN P.; "Secador de Bagazo Bagasec", Instituto Cubano de Investigaciones Azucareras, ICINAZ, Cuba 1987.
- [3] GULLERMO A. ROCA, "Fundamentos del secado de bagazo", Curso internacional de aprovechamiento energético del Bagazo de caña. Instituto ISPJAM, Cali Colombia 1991.
- [4] Productora de Papeles, PROPAL S.A., Procedimientos de laboratorio de manufacturas primas: Determinación de Humedad en Bagazo entero, bagazo pretratado, Fibra apta y Polvillo, Cali Colombia 2003.



CAPITULO 3.
DISEÑO DEL SECADOR

Con lo expuesto anteriormente, se cuenta ya con la base teórica necesaria para enfrentar el diseño del secador a implementar. El diseño del secador consta de dos partes. En la primera se hace un reconocimiento de las características del polvillo, lo que se logra con algunas pruebas de laboratorio. En la segunda parte se elige el tipo de secador y se hacen los cálculos pertinentes.

3.1. CARACTERÍSTICAS DEL POLVILLO

3.1.1. EL POLVILLO DE PLANTA DOS

En planta dos se introducen a la caldera de potencia un promedio de 7 toneladas de polvillo por hora. En un principio el polvillo que salía del proceso de dephitado no se quemaba todo en la caldera, así que se fue acumulando en uno de los patios donde actualmente se puede observar una gran montaña de polvillo, que se ha deteriorado a la intemperie, por lo que ha adquirido un color oscuro. Además las bacterias lo han atacado buscando los restos de sacarosa que aun contiene, esto provoca su fermentación, aumentando así su poder calorífico, pero a la vez su contenido de humedad ha aumentado ya que el polvillo es un material muy higroscópico y puede absorber de la humedad del medio ambiente hasta treinta veces su propio peso.

3.1.2. SITIOS DE MUESTREO

Como se mencionó, se tomó en cuenta el polvillo que sale del proceso de dephitado, de la Bodega, y su mezcla final. En planta 2 se tienen clasificados los transportadores de banda, así, para el transporte de polvillo del proceso de dephitado se usa el transportador T-14, mientras que para el transporte del polvillo hacia la caldera se usa el transportador T-16 ^[1]. En adelante se hará referencia a cada uno de ellos como Bodega, T-14 y T-16.

3.1.3. PRUEBAS DE LABORATORIO

Aunque lo que entra a la caldera de potencia es una mezcla de polvillo de la Bodega y del que viene del proceso de Dephitado, las pruebas que se realizaron en el laboratorio se hicieron tanto para cada uno por separado como para la mezcla, aunque dado que los porcentajes mezclados pueden variar en cortos lapsos de tiempo (menos de una hora), las propiedades finales de la mezcla también lo harán. Por esto es aconsejable trabajar con las propiedades de cada uno de los polvillos por separado, y cuantificarlas según las partes de estos que entren en la caldera para obtener las propiedades finales de la mezcla ^[2].

3.1.3.1. PRUEBA DE DENSIDAD APARENTE

Para calcular la densidad aparente del polvillo se tomaron varias muestras de material, Bodega, T-14, y T-16. Esto con la intención de obtener un valor más aproximado al real, ya que el polvillo de la planta de dephitado puede cambiar sus propiedades dependiendo por ejemplo del origen del bagazo pues en cada uno de los ingenios se somete a un pretratamiento distinto.

Esta prueba consistió en tomar una cantidad previamente pesada del polvillo y observar su desplazamiento en un fluido que para este caso fue el agua, se deja inmerso el material en el líquido un tiempo suficiente para garantizar la penetración del líquido en los poros de este (aproximadamente 60 min.) y se agita para mejorar este efecto ^[2], obteniendo los resultados siguientes:

Para T-14:

Para una muestra de 74 gramos de material la cantidad promedio de agua

desplazada fue de 340 ml. Por lo tanto su densidad es de $0,22 \text{ ton} / \text{m}^3$ en base húmeda.

Para Bodega:

Para el Polvillo de la Bodega se realizó exactamente la misma prueba y la cantidad de agua que desplazaron 38 gramos de material fue de 160 ml. Con lo que se tiene una densidad aparente de $0,24 \text{ ton} / \text{m}^3$.

Para T-16:

Para el Polvillo del T-16 se tomó una muestra de 50 gramos de material, los cuales desplazaron un volumen de agua de 200 ml. Con lo que se tiene una densidad aparente de $0,25 \text{ ton} / \text{m}^3$.

Si se toma cada uno de los polvillos por separado y se cuantifica según su porcentaje inyectado en la mezcla (T-16), esto es, 58 % de polvillo de dephitado y 42 % de polvillo de la bodega, se obtiene que la densidad cuantificada del polvillo mezclado es de $0,23 \text{ ton} / \text{m}^3$ en base húmeda, valor con el cual se trabajará para los futuros cálculos de diseño.

3.1.3.2. PRUEBA CONTENIDO DE HUMEDAD

Determinar el contenido de humedad al polvillo que es inyectado a la caldera es uno de los principales objetivos de este trabajo, para esto se siguió el siguiente procedimiento:

Se toman muestras en lapsos de tiempo diferentes en cada uno de los sitios de muestreo (Bodega, T-14 y T-16), cada una de 100 g, luego se ingresan a un horno secador a una temperatura constante de $115 \text{ }^\circ\text{C}$ durante un lapso de tiempo

suficiente para evaporar todo el contenido de agua del material (aproximadamente 30 minutos para cada muestra). Después de esto el material se vuelve a pesar inmediatamente se saca del horno, ya que por la alta capacidad higroscópica del polvillo puede absorber humedad de la atmósfera si se deja al aire mucho tiempo. El cambio entre el peso inicial y el peso final arrojará el porcentaje de humedad que poseía la muestra estudiada [3].

Los resultados para cada día de análisis (noviembre 9 – noviembre 17 de 2006) se muestran en las tablas 3.1 a 3.6.

Como el polvillo que se inyecta a la caldera es el de T-16, se tomó su promedio de porcentajes de humedad para trabajar con este, es decir 64% de humedad para el polvillo.

TABLA 3.1. PRUEBA DE CONTENIDO DE HUMEDAD (Nov. – 09/2006)

FECHA DE MUESTREO	MUESTRA No.	HORA DE MUESTREO	LUGAR DE MUESTREO	PESO INICIAL (g)	PESO FINAL (g)	% DE HUMEDAD	PROMEDIO %
Nov. – 09/2006	1	7:30 A.M	BODEGA	424	358	66	62
	2	8:00 A.M		424	370	54	
	3	8:30 A.M		424	358	66	
	1	9:00 A.M	T-14	424	360	64	65
	2	9:30 A.M		424	358	66	
	3	10:00 A.M		424	360	64	
	1	10:30 A.M	T-16	424	358	66	61
	2	11:00 A.M		424	358	66	
	3	1:30 P.M		424	374	50	
	1	1:30 P.M	BODEGA	424	358	66	67
	2	2:00 P.M		424	356	68	
	3	2:30 P.M		424	358	66	

Tiempo de cada muestra en el Secador: 30 min.

Promedio Bodega: 64.5 %

Promedio día: 64.0 %

TABLA 3.2. PRUEBA DE CONTENIDO DE HUMEDAD (Nov. – 10/2006)

FECHA DE MUESTREO	MUESTRA No.	HORA DE MUESTREO	LUGAR DE MUESTREO	PESO INICIAL (g)	PESO FINAL (g)	% DE HUMEDAD	PROMEDIO %
Nov. – 10/2006	1	7:30 A.M	T-14	424	362	62	65
	2	8: 00 A.M		424	358	66	
	3	8:30 A.M		424	356	68	
	1	9: 00 A.M	T-16	424	358	66	62
	2	9:30 A.M		424	364	60	
	3	10:00 A.M		424	364	60	
	1	10:30 A.M	BODEGA	424	360	64	64
	2	11:00 A.M		424	360	64	
	3	11:30 A.M		424	360	64	
	1	1:30 P.M	T-14	424	360	64	66
	2	2:00 P.M		424	358	66	
	3	2:30 P.M		424	355	69	

Tiempo de cada muestra en el Secador: 30 min.

Promedio T-14: 65.5 %

Promedio día: 64.0 %

TABLA 3.3. PRUEBA DE CONTENIDO DE HUMEDAD (Nov. – 14/2006)

FECHA DE MUESTREO	MUESTRA No.	HORA DE MUESTREO	LUGAR DE MUESTREO	PESO INICIAL (g)	PESO FINAL (g)	% DE HUMEDAD	PROMEDIO %
Nov. – 14/2006	1	7:30 A.M	T-16	424	364	60	59
	2	8:00 A.M		424	366	58	
	3	8:30 A.M		424	364	60	
	1	9:00 A.M	BODEGA	424	356	68	65
	2	9:30 A.M		424	362	62	
	3	10:00 A.M		424	358	66	
	1	10:30 A.M	T-14	424	360	64	67
	2	11:00 A.M		424	362	62	
	3	11:30 P.M		424	350	74	
	1	1:30 P.M	T-16	424	372	52	49
	2	2:00 P.M		424	370	54	
	3	2:30 P.M		424	384	40	

Tiempo de cada muestra en el Secador: 30 min.

Promedio T-16: 54.0 %

Promedio día: 60.0 %

TABLA 3.4. PRUEBA DE CONTENIDO DE HUMEDAD (Nov. – 15/2006)

FECHA DE MUESTREO	MUESTRA No.	HORA DE MUESTREO	LUGAR DE MUESTREO	PESO INICIAL (g)	PESO FINAL (g)	% DE HUMEDAD	PROMEDIO %
Nov. – 15/2006	1	7:30 A.M	BODEGA	424	360	64	65
	2	8: 00 A.M		424	358	66	
	3	8:30 A.M		424	360	64	
	1	9: 00 A.M	T-14	424	358	66	59
	2	9:30 A.M		424	362	62	
	3	10:00 A.M		424	376	48	
	1	10:30 A.M	T-16	424	370	54	62
	2	11:00 A.M		424	360	64	
	3	11:30 A.M		424	356	68	
	1	1:30 P.M	BODEGA	424	358	66	65
	2	2:00 P.M		424	358	66	
	3	2:30 P.M		424	362	62	

Tiempo de cada muestra en el Secador: 30 min.

Promedio Bodega: 65.0 %

Promedio día: 63.0 %

TABLA 3.5. PRUEBA DE CONTENIDO DE HUMEDAD (Nov. – 16/2006)

FECHA DE MUESTREO	MUESTRA No.	HORA DE MUESTREO	LUGAR DE MUESTREO	PESO INICIAL (g)	PESO FINAL (g)	% DE HUMEDAD	PROMEDIO %
Nov. – 16/2006	1	7:30 A.M	T-14	424	370	54	61
	2	8:00 A.M		424	360	64	
	3	8:30 A.M		424	360	64	
	1	9:00 A.M	T-16	424	356	68	65
	2	9:30 A.M		424	358	66	
	3	10:00 A.M		424	364	60	
	1	10:30 A.M	BODEGA	424	358	66	66
	2	11:00 A.M		424	359	65	
	3	11:30 P.M		424	358	66	
	1	1:30 P.M	T-14	424	362	62	61
	2	2:00 P.M		424	366	58	
	3	2:30 P.M		424	362	62	

Tiempo de cada muestra en el Secador: 30 min.

Promedio T-14: 61 %

Promedio día: 63 %

TABLA 3.6. PRUEBA DE CONTENIDO DE HUMEDAD (Nov. – 17/2006)

FECHA DE MUESTREO	MUESTRA No.	HORA DE MUESTREO	LUGAR DE MUESTREO	PESO INICIAL (g)	PESO FINAL (g)	% DE HUMEDAD	PROMEDIO %
Nov. – 17/2006	1	7:30 A.M	T-16	424	358	66	66
	2	8: 00 A.M		424	358	66	
	3	8:30 A.M		424	358	66	
	1	9: 00 A.M	BODEGA	424	360	64	65
	2	9:30 A.M		424	360	64	
	3	10:00 A.M		424	358	66	
	1	10:30 A.M	T-14	424	360	64	65
	2	11:00 A.M		424	360	64	
	3	11:30 A.M		424	358	66	
	1	1:30 P.M	T-16	424	362	62	65
	2	2:00 P.M		424	358	60	
	3	2:30 P.M		424	358	66	

Tiempo de cada muestra en el Secador: 30 min.

Promedio T-15: 65.5 %

Promedio día: 65 %

3.1.3.3. PRUEBA DE TAMAÑO DE GRANO

Otra propiedad importante dentro del diseño es el tamaño medio de los granos del polvillo que determina su transferencia de calor.

Para realizar el cálculo de esta propiedad se hizo una prueba granulometría, esta debe realizarse con una muestra en base seca, es decir con una muestra de polvillo que no contenga humedad. La máquina utilizada es un dispositivo que sujeta varios tamices (soportes con mallas de diferente tamaño) dispuestos uno sobre otro en forma ascendente de menor a mayor tamaño y se somete a vibración en un tiempo no mayor a 60 minutos, al cabo de este tiempo se desmontan los tamices y se pesa la cantidad de material que ha quedado retenido en cada uno de ellos, para así determinar el rango de tamaño en el que queda contenido el mayor porcentaje de material [2].

El peso de la muestra fue de 100 gramos, y los tamices que se emplearon fueron los de malla 8, 16, 20 y 60.

Para esta prueba se analizaron por separado polvillos de Bodega, T-14 y T-16, resultados que se muestran en la tabla 3.7.

TABLA 3.7. TAMAÑO DE GRANO DEL POLVILLO UTILIZADO EN LA CALDERA DE POTENCIA DE PROPAL PLANTA 2

Fecha de Muestreo: Noviembre 21 – de 2006.

Hora de Muestro: 9:00 am.

MALLA	DEPHITADO (T-14), (g)	BODEGA, (g)	T – 16, (g)	AREA (in²)	AREA (micras²)
8	10,63 (10,63 %)	12,00 (12,00 %)	11,54 (11,54 %)	0,93	2380
16	31,37 (31,37 %)	10,50 (10,50 %)	20,10 (20,10 %)	0,39	1000
20	11,80 (11,80 %)	9,50 (9,50 %)	8,16 (8,16 %)	0,33	840
60	42,00 (42,00 %)	52,00 (52,00 %)	51,50 (51,50 %)	0,10	250
FONDO	4,20 (4,20 %)	16,00 (16,00 %)	8,70 (8,70 %)		

De los resultados se puede observar que el mayor porcentaje de material queda retenido en la malla No. 60 para las tres muestras Bodega, T-14, y T-16, con un porcentaje de 52 %, 42 %, y 51,5 % respectivamente. De tal manera que el tamaño de grano correspondiente será el de la malla No. 60 que equivale a un área de 0,10 pulgadas² o a 250 μm^2 [2]. Pero este valor no dice nada del valor real del área superficial del grano en el caso en que su forma no sea siempre constante y esférica, lo cual como se sabe es lo menos común en este material. Este valor solamente refleja la medida del área frontal en el caso de un grano amorfo y alargado, como en realidad es.

En estudios microscópicos que se realizaron en los laboratorios de Planta Uno se encontró que el Polvillo tenía una forma alargada con una longitud en promedio máxima de 0,84 mm y un diámetro máximo de 140 μm [2]. Para el cálculo de su superficie se asume que el grano tiene una forma cilíndrica, por lo que si se determina el área superficial dará un valor máximo aproximado de 0.86 mm². Este valor será el que se use como área de transferencia, A_{tr} , en cálculos futuros.

3.1.4. CÁLCULOS DERIVADOS DE LAS PRUEBAS

3.1.4.1. DIÁMETRO EQUIVALENTE

El diámetro equivalente del grano esta definido como el diámetro de la esfera que ocupa el mismo volumen que una partícula de polvillo. Este valor será necesario para posteriores cálculos de velocidades del material dentro del secador.

Teniendo en cuenta las dimensiones antes mencionadas para una partícula de polvillo se asumió una forma cilíndrica de 0,84 mm de largo y 140 μm de diámetro, calculando el volumen de este cilindro se obtiene un valor de 0,013 mm³.

Igualando este valor al volumen de una esfera y despejamos el diámetro de dicha esfera se tiene un valor de 0,29 mm para el diámetro equivalente.

3.1.4.2. DENSIDAD EN BASE SECA

Se determina un valor de contenido de humedad del polvillo de 64 % (promedio de T-16), y se calcula la densidad de este en base húmeda de 230 Kg / m³, y sabiendo que el valor de humedad el contenido de agua para 1 m³ de polvillo es de 471,96 Kg, se tiene que la densidad del polvillo en base seca es 82,8 Kg/m³.

3.2. ELECCION DEL TIPO DE SECADOR

En forma general el secado es la remoción por medio de calor de sustancias volátiles (humedad) desde una humedad inicial para alcanzar un producto sólido. Generalmente el material ya seco debe cumplir unas especificaciones, que para alcanzarlo es necesario conocer las condiciones del secador, del equipo que precede al secador y del equipo que sigue al secador ^[4], a continuación se listan unos criterios para juzgar el secado de una partícula de material:

1. Contenido de humedad.
2. Distribución de partículas por tamaño.
3. Aspereza.
4. Contenido de polvo.
5. Características termodinámicas.
6. Color, Olor, Apariencia.
7. Dispersibilidad.

No obstante, cuando se requiere secar bagazo para combustible de las calderas no es necesario considerar todos estos aspectos, siendo los más importantes el contenido de humedad y las características termodinámicas.

Además se debe tener en cuenta las siguientes condiciones:

1. Si es posible remover la humedad mecánicamente, debe hacerse ya que esto siempre es más económico que remover por evaporación.
2. Los secadores rotatorios de vapor-tubo y los rotatorios de calentamiento directo son universalmente aplicados. Ellos pueden ser apropiados si hay una limitada cantidad de datos experimentales.
3. El secado de ciertos productos es generalmente asociado a un tipo particular de secador que se encuentra especialmente adecuado.
4. Para los secadores continuos se debe hacer la distinción entre el secado por convección y conducción. Los secadores por convección (flash y spray) generalmente requieren un equipo relativamente grande de separación sólido/liquido. La eficiencia de los secadores por convección se incrementa con el incremento de la temperatura de entrada del gas secante; tal efecto no ocurre con secadores por conducción así estos son preferidos para materiales en polvo.
5. Otro aspecto es la relación entre la temperatura del producto y la temperatura del medio caliente. En secadores por convección, el producto generalmente adopta la temperatura adiabática de saturación. Pero en secador por conducción, el producto en contacto con el material caliente toma la temperatura del metal.
6. El tiempo de residencia en secadores por conducción puede ser tan grande como horas; en cambio en los secadores por convección es muy corto, 10 s., o menos.

Tanto el tiempo como la temperatura son importantes para considerar la degradación térmica.

En la figura 3.1 se muestra el diagrama de flujo para la selección de secadores continuos. A partir de parámetros obtenidos de la figura, se seleccionó el tipo de secador más apropiado para secar bagazo ^[4], siguiendo los requerimientos del sistema de secado (secador mas polvillo) y esto es:

- No hay solvente.
- No se requiere disminuir el tamaño de la partícula de polvillo.
- La temperatura máxima del producto es menor que 75° C.
- El tiempo de secado debe ser menor que 10 s.

Por lo anterior se eligió el Secador Neumático.

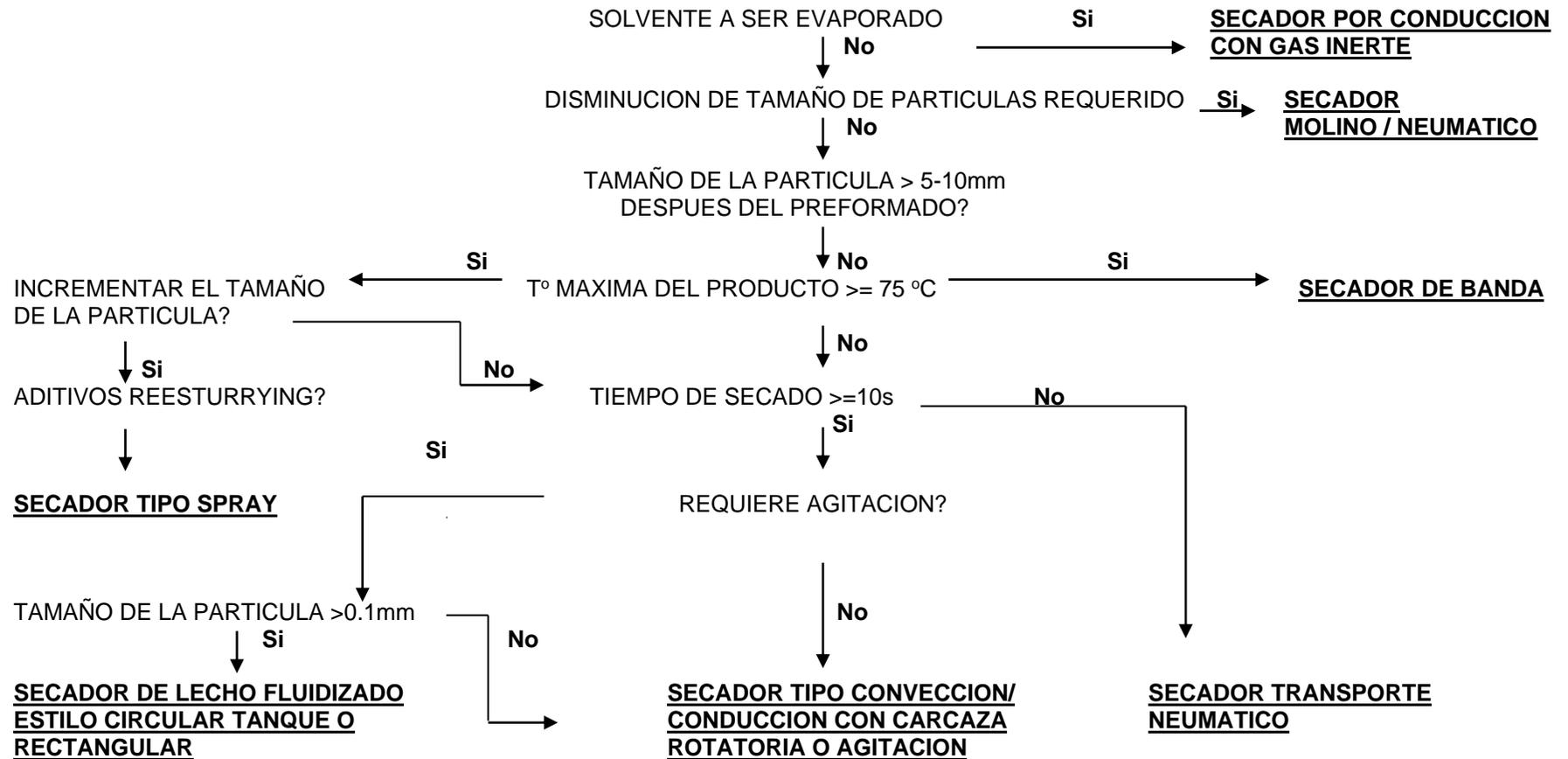


Figura 3.1. Diagrama de decisión para Selección de Secadores Continuos. Fuente: Jhon H. Perry [4].

3.2.1. SISTEMA DE SECADO TIPO NEUMÁTICO

En un principio se pensó en utilizar un diseño de Lecho Fluidizado, dadas las excelentes propiedades de trabajo y el control preciso que se puede hacer de los parámetros dentro de él, pero este diseño tiene en su contra que debería trabajar a una velocidad de gas demasiado pequeña para evitar el arrastre de material y por ende la enorme caída de presión que esto le ocasionaría al ventilador es inadmisibles.

Debido a esto se optó por utilizar el diseño de un secador de transporte neumático ya que la velocidad de transporte de gas a la que trabaja es mucho mayor y el tiempo de residencia de la partícula es menor, lo que lo hace ideal para manejar materiales sensibles al calor. Desde el punto de vista energético el sistema está balanceado en todo momento, es decir que siempre se tendrá la suficiente energía en los gases para llevar a cabo el secado del material, lo cual lo hace ideal para procesos continuos que no pueden tener paradas. Por otro lado hay que considerar que este tipo de secador es poco recomendable para sólidos abrasivos, dadas las altas velocidades de transporte, para nuestro caso sabemos ya que el polvillo de bagazo tiene un alto contenido de sílice lo que lo hace un material abrasivo así que en el momento de hacer la construcción del secador se deberán utilizar materiales que soporten este inconveniente.

El mecanismo de secado se realiza por la transferencia de calor sensible por parte del gas caliente al sólido húmedo; el agua del sólido es evaporada y arrastrada en conjunto con el gas o mezcla de gases calientes por medio de un proceso de transferencia de masa. La velocidad de los gases calientes que salen del quemador y que circulan a través del ducto del transporte neumático es tal que fluidiza e incrementa el área superficial de las partículas sólidas, para finalmente transportarlas. La velocidad mínima en la cual se inicia el transporte de las

partículas sólidas se conoce como “velocidad terminal”, pero la velocidad a utilizar debe ser mucho mayor. Estas mezclas de partículas sólidas ya fluidizadas se dispersan libremente en el gas de transporte y secado a alta velocidad. Los gases calientes salen del secador a una temperatura menor, debido al calor sensible cedido: primero al sólido húmedo alimentado, con el fin de incrementar su temperatura, luego al líquido para evaporarlo del sólido y por último al medio ambiente o exterior del equipo como pérdida de calor.

Es importante hacer notar que los gases de salida ven incrementada su humedad relativa al salir del equipo debido a la evaporación de agua del sólido. Lo anterior representa una limitante en la recuperación total de la energía disponible en estos gases, en el mismo proceso, a través de la recirculación de los mismos, ya que estando muy húmedos no secarán más.

El tiempo de contacto o residencia del gas caliente con las partículas sólidas húmedas es de unos cuantos segundos, lo cual limita la técnica a los casos en los que se tiene exclusivamente humedad superficial, y en donde no se presentan procesos difusionales hacia el interior de las partículas sólidas. Las partículas de los sólidos deberán ser muy pequeñas para que la transmisión de calor y de masa sea fundamentalmente instantánea. El material cumple con estas condiciones ya que la cantidad de humedad que se desea extraer de él es poca y como ya se mostró el tamaño de sus partículas es pequeña, un inconveniente a tener en cuenta en el diseño es que este material tiende a aglomerarse al ser calentado, así que antes de la entrada al secador se deberá disponer de un mecanismo de alimentación que separe las partículas lo mas posible para mejorar su proceso de sacado.

En el diseño que se planteo en este documento la circulación de los gases y del material será, de corrientes paralelas, como lo es comúnmente. El método de contacto entre el gas y el sólido se describe mejor si se especifica que se trata de

una circulación directa, sin embargo en condiciones de alta dilución las partículas están tan dispersas en el gas que aparentemente no manifiestan ningún efecto las unas sobre las otras, y no ofrecen casi ninguna resistencia al paso del gas entre ellas.

Un secador de transportador neumático consta de un conducto largo por el que viaja la mezcla de material y gas de alta velocidad, un ventilador para mover dicho gas, un dosificador apropiado para agregar y dispersar los sólidos particulados en la corriente de gas, y un separador ciclónico para la recuperación del material al salir del secador. Se pueden usar varias clases de alimentadores de sólidos, los de tornillo si fin, secciones venturi, trituradores de alta velocidad y molinos de dispersión. En los transportadores neumáticos la elección del alimentador correcto para garantizar una minuciosa dispersión inicial es un factor de primordial importancia.

Se tiene muy poca información y escasos datos de operación acerca de los secadores de transporte neumático. Por lo tanto se recomienda que en lo posible se hagan pruebas piloto con el diseño postulado, antes de su construcción para garantizar que sea digno de confianza. [4].

REFERENCIAS

- [1] Productora de Papeles S.A., Caldera de Carbón, Área de Calderas, FO-85.1.2, Cali Colombia, 2003.
- [2] Productora de Papeles S.A., Procedimientos de Laboratorio de manufacturas primas: Fibra, Pulpa, y Ciclo de recuperación, Cali Colombia, 2005.
- [3] Productora de Papeles S.A., Procedimientos de Laboratorio de manufacturas primas: Determinación de Humedad en Bagazo entero, Bagazo pretratado, Fibra apta y Polvillo, Cali Colombia, 2005.
- [4] Jhon H. Perry, Biblioteca del Ingeniero Químico, 3ra Edición, Mac Graw - Hill



CAPITULO 4.

CALCULOS I: TERMODINÁMICOS

Inicialmente se empezó a trabajar con las fórmulas propuestas por el Ingeniero Guillermo Roca [1] para calcular el consumo de calor. No obstante, no se continuó con ellas porque uno de los parámetros importantes en este trabajo es el calor necesario para calentar el material, parámetro que es despreciado en sus fórmulas. En adelante se adoptaron las fórmulas propuestas en las memorias del curso Internacional “Aprovechamiento Energético del Bagazo de Caña”, en su aparte sobre balance de masa y energía (Universidad del Valle, Cali, 2000) [2], trabajando conjuntamente con el personal de Propal para adaptarlas al caso particular de estudio.

Para tener el cálculo de la cantidad de masa (polvillo) que se podrá depositar en el secador sugerido y la cantidad de masa que se obtendrá con el porcentaje de humedad requerido, es necesario calcular la cantidad de calor requerida para secar una cantidad de masa determinada, por ejemplo, una libra.

En este capítulo se presentan los cálculos termodinámicos correspondientes a

- **Calor de evaporación.** Calor necesario para secar una libra de polvillo.
- **Calor disponible en los gases.** Calor que puede entregar el agente secante, es decir, los gases de combustión de la caldera.
- **Masa de polvillo a secar.** Se trabajó con tres porcentajes de humedad final del polvillo y se eligió una para el diseño del secador propuesto
- **Humedad final de los gases.**
- **Flujo de gases salientes.** Necesario para el cálculo de las dimensiones de los ciclones.
- **Coefficiente de transferencia de calor.**

4.1. CALOR DE EVAPORACIÓN

Para calcular el calor, q_s , que se debe entregar al material para extraer la cantidad de humedad deseada se hizo una sumatoria de todos los calores que este proceso requiere, los cuales son:

- El calor que recibe el agua del polvillo antes de evaporarse, Q_1 , este es el encargado de elevar la temperatura de la humedad desde la temperatura de entrada al secador hasta la temperatura de evaporación.

$$Q_1 = (C_{p \text{ liq}})(X_o)(T_r - T_o)$$

Con: $C_{p \text{ liq}}$, siendo el calor específico del agua en estado líquido.

X_o , la humedad inicial del polvillo

T_r , Temperatura de rocío de los gases (temperatura a la que empieza a condensar el vapor de agua)

T_o , temperatura de entrada del polvillo al secador.

- El Calor necesario para evaporar la cantidad requerida de agua, Q_2 .

$$Q_2 = (h_r)(X_o - X_2)$$

Con: h_r : Entalpía de evaporación

X_2 : Humedad final del polvillo.

Calor que recibe el vapor generado antes de salir del secador, Q_3 .

$$Q_3 = (C_{p \text{ vap}})(X_o - X_2)(T_{2\text{gas}} - T_r)$$

Con: $C_{p \text{ vap}}$: Calor específico del agua en estado gaseoso.

$T_{2\text{gas}}$: Temperatura de salida de los gases.

- El calor que recibe el agua que no se evaporó y queda en el polvillo, Q_4 .

$$Q_4 = (X_2) (C_{p \text{ liq}}) (T_{2\text{gas}} - T_r)$$

- Calor que recibe el polvillo, Q_5 , este calor genera un incremento en la temperatura del polvillo. A la salida del secador el polvillo deberá salir con una temperatura superior con la que entró. Para calcular la cantidad de calor que recibe el polvillo durante el secado se debe conocer su calor específico ($C_{p \text{ pol}}$), lo que se obtiene en una prueba de laboratorio. Con ese valor, se tiene:

$$Q_5 = (C_{p \text{ pol}}) (T_2 - T_o)$$

No se cuenta con el dato de calor específico para el polvillo, no obstante, con el fin de hacer comparaciones, se extrajeron de tablas los calores específicos de roble y pino (que también son utilizados como materia prima para la fabricación de papel) y se asumió un aumento de temperatura en la base seca del polvillo de 40° F (4,44° C). Con estos datos se obtiene un valor para el calor transferido al polvillo, en el proceso de calentamiento, de orden de magnitud despreciable, por lo que el parámetro Q_5 se ha descartado en la sumatoria final [2].

La sumatoria de los calores anteriormente expresados, q_s , da como resultado el calor necesario para obtener una libra de polvillo con la humedad final indicada ya que en las formulas anteriores se tiene:

- X_0 = Humedad inicial del polvillo, en lb de Agua / lb de Polvillo seco = 64%, entonces:

$$X_0 = \frac{64}{36} = 1,77 \frac{\text{lb}_{\text{de Agua}}}{\text{lb}_{\text{de Polvillo}}}$$

- X_2 = Humedad final del polvillo, en lb de Agua / lb de Polvillo seco. En este diseño se consideraron tres valores de humedad final, aunque el porcentaje de humedad recomendado y buscado en este trabajo es el de 59%. Así,

Humedad Final = 59%,

$$X_2 = \frac{59}{41} = 1,4 \frac{\text{lb}_{\text{de Agua}}}{\text{lb}_{\text{de Polvillo}}}$$

Humedad Final = 55%,

$$X_2 = \frac{55}{45} = 1,2 \frac{\text{lb}_{\text{de Agua}}}{\text{lb}_{\text{de Polvillo}}}$$

Humedad Final = 50%,

$$X_2 = \frac{50}{50} = 1,0 \frac{\text{lb}_{\text{de Agua}}}{\text{lb}_{\text{de Polvillo}}}$$

- T_r = Temperatura de rocío de los gases, en ° F. Tomando el método expuesto por Van Wylen / Sonntag ^[3] se realizó el cálculo de la temperatura de rocío de los gases, siguiendo el modelo propuesto para una mezcla de gases y vapor de agua. Teniendo además en cuenta que

teóricamente no se tendrá variación en la presión, pues estas caídas las asume el ventilador de tiro. Siguiendo los pasos expuestos se tiene que la temperatura de rocío para esta mezcla de gases es de 245° F.

- T_o = Temperatura de entrada del polvillo al secador, en ° F. Ya que el polvillo viene directamente de la bodega de almacenamiento se tomó su temperatura de entrada como la del medio ambiente, es decir 80° F.
- $T_{o \text{ gas}}$ = Temperatura de entrada de los gases, en ° F. Del ORSAT de la caldera (Apéndice B) se puede extraer este valor, que es de aproximadamente 300° F.
- $T_{2 \text{ gas}}$ = Temperatura de salida de los gases, en ° F.

Para calcular este parámetro se procede de la siguiente manera:

En una gráfica Temperatura vs. Humedad de datos obtenidos durante el proceso de secado, se obtiene el factor de calor cedido por el gas durante la evaporación por medio del cálculo del área bajo la curva, (Temperatura vs Humedad), N , así:

$$N = \int_{T_{g0}}^{T_{g2}} \frac{dT_g}{T_g - T_r} = \text{Ln} \frac{T_{g2} - T_r}{T_{g0} - T_r} = \text{Ln} \frac{300 - 245}{T_{g2} - 245}$$

Un criterio de diseño muestra que N debe de estar en un rango entre 1,5 y 2,5. Para aprovechar al máximo los gases estos deben salir a una temperatura mínima, por lo tanto N debe ser máximo, esto es $N = 2,5$. Despejando de la ecuación anterior el valor para T_{g2} , se obtiene que los gases deben salir a una temperatura mínima de 250° F [2].

- Y_o = Humedad inicial de los gases, en lb de Agua / lb de gas seco. Este valor se obtiene también del ORSAT y es igual a 15.8 %. Para obtener el valor de Y_o en lb de Agua / lb de gas seco se tiene:

Con: A, siendo el porcentaje de humedad inicial de los gases.

B, siendo el porcentaje de material seco de los gases.

De donde:

$$Y_o = \frac{\text{lb Humedad}}{\text{lb Gas seco}} = \frac{15,8}{84,2} = 0,1876 \frac{\text{lb de Agua}}{\text{lb de Gas seco}}$$

Y finalmente, $Y_o = 0,1876 \frac{\text{lb de Agua}}{\text{lb de Gas seco}}$

- h_r = Entalpía de evaporación.

Se toma de las tablas de vapor saturado a la temperatura de rocío, obteniéndose un valor de 1.162,25 Btu / lb_{de Agua}.

- $C_{p \text{ gas}}$ = Calor específico de los gases de combustión.

Para efectos de cálculo se asumen los gases de combustión como una mezcla de gases y vapor de agua, otorgándosele a la mezcla propiedades del aire, de tal modo que el calor específico de los gases será 0,2427 Btu / lb °R.

- $C_{p \text{ vapor}}$ = Calor específico del vapor de agua.

Para obtener un valor más real de esta variable (ya que en tablas está indicado para una presión = 0), por definición de capacidad calorífica tenemos que: $C_{p \text{ vapor}} = \delta h / \delta T$ para cualquier intervalo dado. En este caso se ha calculado para las entalpías de vapor saturado a 250 y a 350° F,

obteniéndose un valor de $C_{p \text{ vapor}}$ de $8,53 \times 10^{-4} \text{ Btu / lb } ^\circ\text{C}$, ($0,4209 \text{ Btu / lb } ^\circ\text{R}$)

- $C_{p \text{ liq}}$ = Es el calor específico del agua en estado líquido, que en todos los libros se encuentra con un valor de $1 \text{ Btu / lb } ^\circ\text{R}$.

Con los parámetros anteriores especificados, se procede a hacer el cálculo de cada uno de los calores de la sumatoria de q_s , para cada valor de porcentaje de humedad estudiado, tal que:

$$q_s = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

En la tabla 4.1 se presentan los valores de q_s para cada porcentaje:

Tabla 4.1. Calor necesario para secar una libra de polvillo, q_s .

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Calor (Btu/ lb pol seco)				
	Q_1	Q_2	Q_3	Q_4	q_s
59	292.05	430.03	0.78	7.00	729.86
55	292.05	662.48	1.20	6.00	961.73
50	292.05	894.93	1.62	5.00	1193.60

4.2. CALOR DISPONIBLE EN LOS GASES

Para conocer el calor disponible que se tiene en los gases se utilizó la siguiente ecuación [2]:

$$Q_{\text{gas}} = \left[\left(C_{p \text{ gas}} \right) + \left(C_{p \text{ vap}} \right) \left(Y_o \right) \right] \left(T_{o \text{ gas}} - T_{2 \text{ gas}} \right)$$

De donde:

$$Q_{\text{gas}} = [(0,2427) + (0,4209)(0,1876)](759,67 - 709,67)$$

$$Q_{\text{gas}} = 16,08 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}_{\text{Gas seco}}}$$

Del ORSAT de la caldera se obtiene el valor para el flujo de gases que están saliendo de la caldera: $F_{\text{gs}} = 7.661,60 \text{ lb / min} = 459.696,0 \text{ lb / h}$. Al multiplicar este valor por Q_{gas} , (ecuación 4.1.) se tiene que el máximo calor disponible en los gases de combustión es de:

$$Q_{\text{gas seco}} = (F_{\text{gs}}) (Q_{\text{gas}}) = 7\ 393.290 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} \quad (4.1.)$$

4.3. MASA DE POLVILLO A SECAR

Para el cálculo de la masa de polvillo a secar se divide el valor obtenido para $Q_{\text{gas seco}}$ entre el calor necesario para secar una libra de polvillo, q_s , para cada valor de humedad final. El cálculo se hace sobre la máxima cantidad de libras de polvillo que se podrán secar por hora [2]:

1. Según lo reportado en la tabla 4.1, para $U_2 = 59\%$ se tiene un $q_s = 729,86 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}_{\text{polseco}}}$. Así, la masa de polvillo que sale del secador, m_{sale} , (ecuación 5.9.) a esta humedad es:

$$m_{\text{sale}} = \frac{Q_{\text{gas seco}}}{q_s} = 10.129,74 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Ahora, según la información consignada en la tabla 2.1 el polvillo contiene un porcentaje de cenizas de 8,96%. Este componente del polvillo no se podrá secar, así que se deberá restar este porcentaje a la cantidad de polvillo que se podrá secar por hora, dando un nuevo valor para m_{sale} :

$$m_{\text{sale}} = 9.222,12 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Este valor de la masa está al 59 % de humedad, por lo tanto, para obtener el valor de la masa al 0% de humedad (esto es, totalmente seca, $m_{\text{pol seco}}$, (ecuación 4.2.)) se multiplica m_{sale} por el porcentaje de humedad restante esto es, por $(100\% - 59\%) = 41\%$

$$m_{\text{polseco}} = (m_{\text{sale}})(0,41) = 3.781,07 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 0\%) \quad (4.2.)$$

Ahora, para obtener el valor de la masa de polvillo que se puede suministrar al secador, m_{entra} , (ecuación 4.3.), se divide el valor de $m_{\text{pol seco}}$ por el porcentaje de humedad que se obtiene de la diferencia del porcentaje de humedad total (100%) y el porcentaje de humedad que contiene el polvillo utilizado actualmente en la caldera de Propal, Planta 2 (64%):

$$m_{\text{entra}} = \frac{m_{\text{polseco}}}{0,36} = 10.502,97 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 64\%) \quad (4.3.)$$

2. Repitiendo los pasos seguidos para $U_2 = 59\%$, se tiene para $U_2 = 55\%$

$$q_s = 961,73 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}_{\text{polseco}}}$$

$$m_{\text{sale}} = \frac{Q_{\text{gas seco}}}{q_s} = 7.687,50 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 55 \%)$$

Teniendo en cuenta el porcentaje de Cenizas:

$$m_{\text{sale}} = 6.998,70 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 55 \%)$$

$$m_{\text{pol seco}} = (m_{\text{sale}})(0,45) = 3.149,42 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 0 \%)$$

$$m_{\text{entra}} = \frac{m_{\text{pol seco}}}{0,36} = 8.748,38 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 64 \%)$$

3. Para $U_2 = 50\%$

$$m_{\text{sale}} = \frac{Q_{\text{gas seco}}}{q_s} = 6.194,11 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 50 \%)$$

Teniendo en cuenta el porcentaje de Cenizas:

$$m_{\text{sale}} = 5.639,12 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 50 \%)$$

$$m_{\text{pol seco}} = (m_{\text{sale}})(0,50) = 2.819,56 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 0 \%)$$

$$m_{\text{entra}} = \frac{m_{\text{pol seco}}}{0,36} = 7.832,11 \frac{\text{lb}}{\text{h}}, (\text{al } 64 \%)$$

En la tabla 4.2 se resumen los valores de masa de polvillo que pueden alimentar al secador a una humedad de 64% y la masa de polvillo que saldrá del secador con el porcentaje de humedad deseado.

Tabla 4.2. Masa de polvillo de entrada y salida del secador.

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	q_s (Btu/lb_{polseco})	Masa de polvillo que sale del secador, m_{sale} (lb/h) (a U_2 humedad)	Masa de polvillo que entra al secador, m_{entra} (lb/h) (a 64 % humedad)
59	729,86	9.222,12	10.502,97
55	961,73	6.998,70	8.748,38
50	1.193,60	5.639.12	7.832,11

4.4. HUMEDAD FINAL DE LOS GASES

Para calcular la humedad final de los gases, Y_2 , se debe realizar un balance de masa, sumándole a la humedad inicial de los gases la humedad que se está extrayendo del polvillo, así, se tiene que [2]:

$$Y_2 = \frac{(F_{gs})(Y_0) + (m_{pol.sec})(X_0 - X_2)}{m_{pol.sec}}$$

Tomando los valores para estos parámetros (calculados en este capítulo), en la tabla 4.3 se reportan los valores de Y_2 para cada porcentaje de humedad deseado.

Tabla 4.3. Humedad final de los gases

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Flujo de gases de salida (de la caldera), $F_{gs} = 459.696,0$ lb/h Humedad inicial de los gases, $Y_o = 0,1876$ lb _{agua} /lb _{gas seco} Humedad inicial del polvillo, $X_o = 1.77$ lb _{agua} /lb _{pol}		
	Humedad final del polvillo, X_2 (lb _{agua} /lb _{pol})	Masa de polvillo seco, $m_{pol\ seco}$ (lb/h)	Humedad final de los gases, Y_2 (lb _{agua} /lb _{pol seco})
59	1,4	3.781,07	0,39
55	1,2	3.149,42	0,60
50	1,0	2.819,56	0,80

4.5. FLUJO DE GASES SALIENTES (del secador)

Para el diseño físico del secador es necesario conocer el flujo de gases salientes ya que este dato permite obtener las dimensiones de los ciclones, parte constituyente del diseño del secador propuesto.

En la tabla 4.4 se reportan los valores calculados para el flujo de gases salientes, según lo calculado en la ecuación 4.4.

Tabla 4.4. Flujo de gases que salen del secador.

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Flujo de gases de salida (de la caldera), $F_{\text{gass}} = 459.696,0 \text{ lb/h}$	
	Humedad final de los gases $Y_2(\text{lb}_{\text{agua}}/\text{lb}_{\text{polseco}})$	Flujo de gases de salida (del secador), $F_{\text{gas sale}} (\text{lb/h})$
59	0,39	638.977,20
55	0,60	735.513,60
50	0,80	827.452,80

Para su cálculo, se suma al flujo de los gases que entran con una humedad inicial, Y_0 , el flujo de gas multiplicado por su humedad final, Y_2 [5], así:

$$F_{\text{gas sale}} = \left(F_{\text{gass}} \right) \left(1 + Y_2 \right) \quad (4.4.)$$

4.6. COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Con el cálculo de este coeficiente se conoce cómo interactúan los gases y el polvillo durante el proceso de secado. Para este cálculo es necesario realizar la analogía entre los gases y el aire, procedimiento válido ya que del ORSAT se obtiene que, como en el aire, el elemento predominante en los gases de combustión es el nitrógeno, con un contenido superior al 80 %, siendo que la diferencia consiste en que los gases salen con una humedad mayor, un contenido de dióxido de carbono más alto y una cantidad de oxígeno menor. Para obtener el coeficiente de transferencia de calor es necesario calcular el número de Arquímedes, trabajando con el método utilizado para el diseño de intercambiadores de calor en el libro de Arthur P. Frass [5].

El coeficiente de transferencia de calor, h_{max} , está dado por:

$$h_{\max} = (0,88) \left(\frac{K_f}{d_e} \right) (Ar^{0,213}) \quad (4.5.)$$

Donde

- A_r es el número de Arquímedes.
- K_f es la conductividad térmica de los gases (para el caso, del aire).
- d_e es el diámetro de una partícula de polvillo.

El número de Arquímedes, A_r , (ecuación 4.6.), es una medida del movimiento de los fluidos en función de sus diferencias de densidad. Está expresado de la siguiente manera:

$$A_r = \frac{(g)(d_e^3)(\delta_p - \delta_f)}{\mu_f^2} \quad (4.6.)$$

con:

$g = 9,83 \text{ m / s}^2$, Aceleración de la gravedad en la zona (Planta 2, Caloto).

$\delta_p = 230 \text{ Kg / m}^3$, Densidad del polvillo de bagazo al 64 % de humedad, cálculo realizado dentro de las pruebas de laboratorio (ítem 3.1.4.2)

$d_e = 0,00029 \text{ m}$, Diámetro equivalente de una partícula de polvillo (ítem 3.1.4.1)

$\mu_f = 5,617 \times 10^{-10} \text{ Kg / m.s}$, viscosidad absoluta de los gases, obtenida a partir de tablas para el aire, a la temperatura de salida de los gases.

$\delta_f = 1,189 \text{ Kg / m}^3$, densidad de los gases que salen por la chimenea, valor consignado en el ORSAT de la caldera.

Reemplazando los valores anteriores se obtiene:

$$A_r = 117,57$$

Para el cálculo de la conductividad térmica de los gases, K_f , se hace uso de la analogía con el aire. Así, de tablas se obtiene:

$$K_f = 0,02030 \frac{\text{Btu}}{(\text{h})(\text{ft})(^\circ\text{R})}$$

Substituyendo los valores de A_r , K_f y d_e en (5.5) se obtiene:

$$h_{\max} = 51,90 \frac{\text{Btu}}{(\text{h})(\text{ft}^2)(^\circ\text{R})}$$

Para el cálculo de este valor se estimó que la temperatura de los gases a la entrada del secador se mantiene constante. No obstante esta temperatura puede presentar cambios a medida que los gases viajen a través del secador, con lo que consecuentemente cambiarán también todas las propiedades que la involucran. En trabajos anteriores [6], se han realizado estudios y modelos matemáticos para calcular la variación de la temperatura y demás propiedades cada cierto tramo de la longitud del secador, pero la precisión de este estudio ha dejado mucho que desear, por lo que su aplicación en el resultado final del diseño no es considerable. Tomando en cuenta lo anterior, para el diseño del secador de polvillo para Propal se resolverá el problema de la disminución o el desmejoramiento en las propiedades de transferencia de calor a lo largo del secador con un sobredimensionamiento en las dimensiones finales del diseño.

REFERENCIAS

- [1] GULLERMO A. ROCA, “Fundamentos del secado de bagazo”, Curso internacional de aprovechamiento energético del Bagazo de caña. Instituto ISPJAM, Cali Colombia, 1991.
- [2] PEDRO ANIBAL BEATON – GULLERMO ALFONSO ROCA – LUIS RAFAEL NIÑO, Curso Internacional “Aprovechamiento Energético del Bagazo de Caña”, Cali: 2000.
- [3] VAN WYLEN – SONNTAG, “Fundamentos de Termodinámica”, 2da Edición.
- [4] Jhon H. Perry, Biblioteca del Ingeniero Químico, 3ra Edición, Mac Graw Hill
- [5] ARTHUR P. FRASS, “Heat Exchangers Desing”, 4ta Edición, 1999.
- [6] GIOVANNI TORRES CH., Tesis: “Diseño de un sistema para secar bagazo utilizando los gases de escape de una caldera de 100.000 lb_{vapor} / h”, Universidad del Valle, Cali 1996.



CAPÍTULO 5.

CÁLCULOS II: CÁLCULOS DE PARAMETROS DE FUNCIONAMIENTO Y DE DISEÑO

Con los cálculos termodinámicos obtenidos se procede a realizar los cálculos tanto de parámetros esenciales en el funcionamiento del secador como de diseño.

Los cálculos de diseño son:

- El diámetro del secador.
- Longitud del secador.
- Dimensiones del ciclón.
- Tubería para el transporte de los gases.

Los cálculos de parámetros de funcionamiento son:

- Tiempo de secado.
- Velocidad de arrastre.

Estos cálculos están íntimamente relacionados, siendo que el cálculo de la longitud del secador requiere del valor del tiempo de secado y de la velocidad de arrastre. A continuación se detalla el cálculo de cada uno de estos parámetros.

5.1. DIÁMETRO DEL SECADOR

Para el cálculo del diámetro del secador se hará un análisis del flujo de gases que circulará por él. Siguiendo la teoría básica del flujo de fluidos se tiene que el área transversal del secador esta dada por [1]:

$$A = \frac{F_{\text{gas sale}}}{(\delta_f)(V_f)} \quad (5.1.)$$

Con:

$F_{\text{gas sale}}$: flujo de gases que salen del secador (ítem 4.5)

δf : densidad de los gases (ORSAT)

V_f : Velocidad de los gases dentro del secador.

Del ORSAT se tiene que los gases tienen una velocidad de 40 ft/s. De la referencia [1], se sabe que la velocidad de arrastre no debe ser mayor que 15 ft/s ya que velocidades mayores hace que los tiempos de residencia del polvillo dentro del secador sean cortos, dificultando su secado, por lo tanto se hace necesario diseñar el secador con una velocidad menor. Para el diseño planteado en este documento se propone una velocidad de 10 ft/s (dentro de los márgenes de diseño propuestos en la referencia [1]).

Lo que se hace para garantizar la velocidad de gases propuesta es ampliar el área de la tubería a la entrada del secador y reducirla a la salida. Estos cambios de área se hacen en forma cónica y a manera de toberas, buscando alterar lo menos posible la presión del ventilador de tiro.

Con el valor del área transversal del secador se calcula el diámetro, ya que la forma del secador será circular. Entonces:

$$A = \frac{(\pi)(D^2)}{4}, \text{ o sea que } D = \sqrt{\frac{(4)(A)}{\pi}} \quad (5.2.)$$

En la tabla 5.1 se reportan los valores calculados para el área transversal, A, y diámetro del secador, D_{sec} , según lo calculado en las ecuación 5.1 y 5.2 respectivamente.

Tabla 5.1. Diámetro del Secador.

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Densidad de los gases, $\delta_f = 0,074 \text{ lb} / \text{ft}^3$ Velocidad de los gases dentro del sacador, $V_f = 10 \text{ ft} / \text{s}$		
	Flujo de gases de salida (del secador), $F_{\text{gas sale}}$ (lb/h)	Área transversal del Secador, A (ft ²)	Diámetro del secador, D_{sec} (ft)
59	638.977,20	239,86	17,47
55	735.513,60	276,09	18,75
50	827.452,80	310,61	19,89

5.2. TIEMPO DE SECADO

Para calcular el tiempo de secado del polvillo se hizo el cálculo analizando la transferencia de calor de una partícula. La ecuación a utilizar, (5.3.), es la que se encuentra planteada en muchos libros de transferencia de calor [2], y que el Ingeniero cubano Guillermo Roca citó durante el curso “Fundamentos de sacado del bagazo” [1]:

$$t = \frac{q}{(h_{\text{max}})(A_{\text{tr}})(\Delta T_m)} \quad (5.3.)$$

Con

q : Calor necesario para secar una partícula de polvillo.

h_{max} : Coeficiente de transferencia de calor, 51,90 Btu / h ft²°R, (ítem 4.6).

A_{tr} : Área de transferencia de calor de una partícula de polvillo, 2,78x10⁻⁷ ft², (ítem 3.1.3.3).

ΔT_m : Diferencia media de temperaturas en los gases a través del secador.

Para obtener el valor del calor necesario para secar una partícula de polvillo se usará el dato para el calor específico necesario para secar una libra de polvillo (q_s), (ítem 4.1), así, se tiene que:

$$q = (q_s)(\delta_p)(Volumen_{particula}) = (q_s)(5,88 \times 10^{-9} lb) \quad (5.4.)$$

Para el cálculo de Δt_m se tiene en cuenta que los gases entran a 300° F y salen a 250° F, la diferencia media de temperatura será de unos 25° F, despreciando el calentamiento en la masa seca del polvillo. Expresando este valor en grados Rankin se tiene finalmente que:

$$\Delta T_m = 484,67 \text{ } ^\circ R$$

En la tabla 5.2., se reportan los valores calculados para el tiempo mínimo de secado del polvillo dentro del secador, t , según la ecuación 5.3.

Tabla 5.2. Tiempo mínimo de secado del polvillo dentro del secador.

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Coeficiente de transferencia de calor, $h_{max} = 51,90 \text{ Btu/h.ft}^2 \text{ } ^\circ R$ Área de transferencia de calor y masa de una partícula de polvillo, $A_{tr} = 2,78 \text{ E-}7 \text{ ft}^2$ Diferencia media de temperaturas en los gases a través del secador, $\Delta t_m = 484,67 \text{ } ^\circ R$	
	Calor para secar una partícula de polvillo, q (Btu)	Tiempo mínimo de secado del Polvillo dentro del secador, t (s)
59	$4,29 \times 10^{-6}$	2,21
55	$5,65 \times 10^{-6}$	2,91
50	$7,0 \times 10^{-6}$	3,61

Es de anotar que las variables como el coeficiente de transferencia de calor y el área de la partícula, se han tomado en su máximo valor y por lo tanto el tiempo que se ha obtenido es el mínimo que debe residir una partícula en el secador para secarse al porcentaje de humedad propuesto.

5.3. VELOCIDAD DE ARRASTRE

Cuando una partícula sólida experimenta una caída libre bajo la acción de la fuerza de la gravedad, el medio (los gases de combustión) ofrece una resistencia a dicho movimiento. La partícula al caer aumenta su velocidad y por lo tanto aumenta también la resistencia que ofrece el medio, llegando un momento en el cual se equilibran las fuerzas que actúan sobre ella. A partir de este momento la partícula se sigue moviendo hacia abajo por inercia con una velocidad constante a este valor constante de la velocidad que alcanza una partícula al caer en el seno de un fluido bajo la acción de la gravedad se le conoce como velocidad de arrastre.

Si se considera el movimiento de los gases en dirección vertical ascendente con una velocidad igual a la velocidad de arrastre, se ejercerá una fuerza sobre la partícula que la mantendrá en equilibrio en una determinada posición sin dejarla caer. Ahora bien si el valor de la velocidad del gas se aumenta un poco mas, entonces la partícula será transportada por el gas, entonces podemos definir la velocidad de arrastre como el mínimo valor que debe tener el fluido en sentido vertical ascendente para que arrastre consigo a las partículas del material (polvillo).

Se puede concluir que, para cada tamaño de la partícula, existe una determinada velocidad a la cual estas podrán ser arrastradas verticalmente por el fluido. Por tal

motivo este fenómeno sirve para definir la composición dispersa de materiales sólidos granulares y pulverulentos mediante el empleo del método de arrastre.

El modelo más adecuado para el cálculo de la velocidad de arrastre es [3]:

$$V_a = \frac{(R_e)(\mu)}{(\delta_g)(D_p)}$$

Con

R_e , siendo el número de Reynolds,

$\mu = 0,000016 \text{ lb / s.ft}$, Viscosidad absoluta del aire.

$\delta_g = 0,074 \text{ lb / ft}^3$, Densidad de los gases de combustión.

$D_p = 9,55 \times 10^{-4} \text{ ft}$, Diámetro de la partícula de polvillo.

A su vez, el número de Reynolds está dado por:

$$R_e = (0,1854) \left(A_r^{0,6812} \right)$$

Como se vio en el ítem 4.6 $A_r = 117,57$, entonces el número de Reynolds tiene el valor de $R_e = 4,77$. Finalmente para la velocidad de arrastre se tiene:

$$V_a = 1,08 \text{ ft / s}$$

La diferencia entre la velocidad propuesta para el fluido (10 ft / s) y la velocidad de arrastre es una medida de la velocidad que tendrá una partícula de polvillo dentro del secador:

$$V_p = (V_f) - (V_a) = \left(10 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right) - \left(1,08 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right) = 8,92 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

5.4. LONGITUD DEL SECADOR

Este valor estará determinado por el tiempo mínimo de residencia del polvillo en el secador (t) y la velocidad media a la que se moverá el polvillo dentro del secador (V_p), así:

$$L = (V_p)(t) \quad (5.5.)$$

Cuando existen partículas de diferente tamaño cada una se mueve a una velocidad diferente, por lo que el proceso de secado no se comporta de una manera uniforme haciendo más complejo el cálculo de la longitud. No obstante, la consideración del tamaño de la partícula se tuvo en cuenta cuando se realizaron los cálculos estadísticos de los datos obtenidos en el laboratorio, utilizando un valor aproximado para el diámetro medio de una partícula.

Las pérdidas de calor por radiación, la longitud para conseguir movimiento a velocidad uniforme, entre otros parámetros, ocasionan un aumento en la longitud del secador. Por otro lado, el grado de dispersión de las partículas y la reducción de la humedad del material a lo largo del secador causan disminución en la densidad del polvillo, aumento en la velocidad de desplazamiento y reducción en el tiempo de secado, lo que influirá en el cálculo de la longitud del secador.

Por las consideraciones anteriores se considerará hacer un sobrediseño de la longitud del secador de un 30 %. Si este sobrediseño resulta mayor que el necesario, el polvillo deberá recorrer una mayor longitud, por lo que su humedad final será más reducida, esto no será dañino para la combustión de la caldera siempre y cuando la humedad final del polvillo no exceda el margen de seguridad para evitar la ignición en las cercanías a la caldera, esto es, no debe estar próximo a 25 %.

En la tabla 5.3, se reportan los valores calculados para la longitud del secador, L, y con su aumento del 30% en L, según lo calculado con la ecuación 5.5.

Tabla 5.3. Longitud del secador, y su aumento del 30% de L.

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Velocidad de una partícula de polvillo dentro del secador, $V_p = 8,92$ ft / s		
	Tiempo mínimo de secado del Polvillo dentro del secador, t (s)	Longitud del secador, L (ft)	Longitud del secador, con un sobredimensionamiento del 30%, L (ft)
59	2,21	19,71	25,62
55	2,91	25,96	33,74
50	3,61	32,20	41,86

5.5. AUMENTO EN EL PODER CALÓRICO

Antes del proceso de secado, el polvillo tiene un alto componente de agua perjudicial para el proceso de combustión. Con su eliminación se logra mejorar las propiedades del polvillo como combustible, esto se refleja en el aumento de la capacidad del material de emitir calor, reflejado a su vez en su poder calórico.

Como se expuso en la tabla 2.1 del polvillo que se quema en PROPAL, para una humedad de 49,33 % se tiene un poder calórico de 3.530 Btu / lib., y para la base seca se tiene un poder calórico de 6.966 Btu / lib. Haciendo una sencilla regla de tres se halla el valor aproximado del poder calórico conforme varia la humedad del polvillo. Aunque este es un procedimiento algo ortodoxo es aceptable en vista de que no se cuenta con los recursos inmediatos para realizar las pruebas de laboratorios respectivas y exactas.

En la tabla 5.4, se reportan los valores calculados para el poder calórico tanto para la humedad a la que se encuentra actualmente el polvillo, 64%, como para cada una de las humedades trabajadas en este documento.

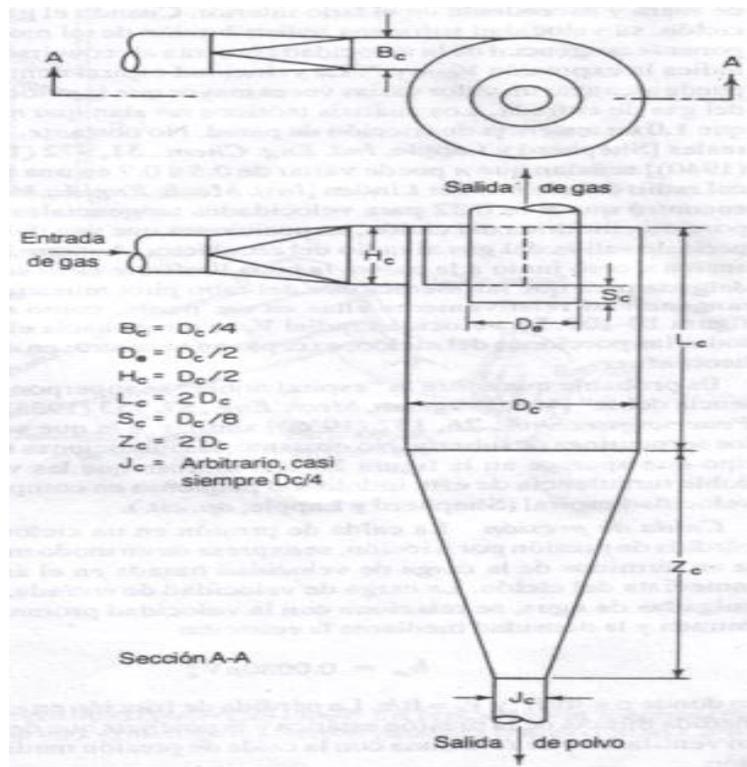
Tabla 5.4. Aumento del poder calórico.

Porcentaje de Humedad Deseada U_2 (%)	Aumento del poder calórico, P.C (Btu / lb)
64	2.659 ,67
59	2.905,93
55	3.133,85
50	3.482,06

5.6. DIMENSIONES DEL CICLON PROPUESTO

En la figura 5.1 ^[4], se muestra el modelo típico de un ciclón utilizado en la industria para la limpieza de los gases, al igual que se dan las proporciones para calcular sus dimensiones.

Figura 5.1. Proporciones de un Ciclón [3].



El ciclón propuesto será de entrada tangencial y descarga axial, para obtener una eficiencia de recolección eficiente, (no menor a 90%).

El flujo de gases a limpiar es de $F_{\text{gas sale}} = 638.977,20 \text{ lb / h}$, para grandes flujos de gases como el manejado a la salida del secador propuesto se debe tomar un diámetro pequeño para garantizar una eficiencia de recolección alta, (no menor a 90%), por estos se tomo como diámetro del cuerpo del ciclón, $D_c = 1\text{m}$ (3,2808 ft), (valor tomado como estándar para una buena eficiencia de recolección) [3].

Las dimensiones del ciclón se calcularon para la Humedad final de Polvillo de 59 %:

Con el valor de $D_c = 1\text{ m}$ (3,2808 ft), se pueden calcular las demás dimensiones para el ciclón:

$B_c = 0.25\text{ m}$, Diámetro de la entrada de los gases al Ciclón.

$D_e = 0.5\text{ m}$, Diámetro de la salida de los gases del Ciclón.

$H_c = 0.5\text{ m}$, Altura de la entrada de los gases al Ciclón.

$L_c = 2\text{ m}$, Altura del cuerpo del Ciclón.

$S_c = 0.125\text{ m}$, Altura entre D_e y H_c .

$Z_c = 2\text{ m}$, Altura de la sección cónica del Ciclón.

$J_c = 0.25\text{ m}$, Diámetro de la salida de polvo del Ciclón.

Estas dimensiones serán para los dos Ciclones a instalar.

5.7. CALCULO DE LA TUBERIA PARA EL TRANSPORTE DEL GAS

5.7.1. DIÁMETRO DE LA TUBERÍA

Este cálculo es indispensable para conocer el diámetro de la tubería por la cual será transportado el gas desde el Ventilador de Tiro a la sección de descarga del polvillo a la tubería de transporte, y de ahí al secador.

Con la ecuación 5.6, se calcula el flujo volumétrico de los gases [4]:

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{\text{vapor generado}}{\text{densidad del vapor}} = \left[\frac{\text{Kg/min}}{\text{Kg/m}^3} \right] = \left[\frac{\text{m}^3}{\text{min}} \right] \quad (5.6.)$$

La sección transversal del tubo esta dada por:

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{\text{flujo volumetric o}}{\text{velocidad de los gases}} = \left[\frac{\text{m}^3/\text{min}}{\text{m}/\text{min}} \right] = [\text{m}^2] \quad (5.7.)$$

Del ORSAT de la caldera se sabe que:

➤ Vapor generado:

$$= 15,7 \frac{\text{Ton}}{\text{h}} \approx 278,12 \frac{\text{Kg}}{\text{min}}$$

➤ Densidad de los gases:

$$= 1,189 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

➤ Velocidad de los gases:

$$= 40 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \approx 731,52 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

Con lo anterior, de la ecuación 5.6 se tiene que el Flujo volumétrico de los gases tiene un valor de:

$$Q = 233,91 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

De la ecuación 5.7, se obtiene el área transversal del tubo, A:

$$A = 0,32 \text{ m}^2.$$

Ahora el área de un cilindro esta dado por:

$$A = \frac{(\pi)(D^2)}{4}$$

Despejando el Diámetro tenemos que:

$$D = \sqrt{\frac{(4)(A)}{\pi}}$$

El diámetro de la tubería tendrá un valor de:

$$D = 0,64\text{m} \approx 25,20 \text{ in.}$$

Se escoge la tubería de diámetro de 26 pulgadas.

5.7.2. Longitud de la Tubería

Con base al Apéndice C, que hace referencia al plano de la Sección de producción de vapor de la caldera, se calculó la longitud necesaria de tubería.

En la tabla 5.5 se muestra cada sección con su respectiva longitud.

Tabla 5.5. Longitud de la tubería.

SECCIÓN DEL CONJUNTO CALDERA	LONGITUD (m)
TRANSPORTE DE LOS GASES	
A-B, Ventilador de Tiro a Precipitador	6,5
B-D, Precipitador Electrostático	10,62
D-E, P. Electrostático a Caldera	6,0
E-J, Caldera	28,0
J-K, Fin Caldera a Transportador T-16	6,0
Tolva de polvillo a Secador	4,5
DESCARGA DE POLVILLO	
Secador a Ciclón 1	5,0
T-15 a Tolva de Polvillo	2,0
Ciclón No.1 a T-16	2,0
Ciclón No.2 a T-16	4,0
Ciclón No.1 a Ciclón No.2	2,0
Ciclón 2 a Atmosfera	1,0
LONGITUD TOTAL	77,62

Se tomó como valor de la longitud total de la tubería, $L_{tub} = 78$ m.

Para la conexión del Secador al Ciclón numero 1 se debe hacer el empalme de tubería a un diámetro de 0,50 m (H_c), la salida del Ciclón numero 1 (D_e) tiene un diámetro de 0,25 m y se deberá empalmar al Ciclón numero 2 con una tubería de diámetro de 0,50 m. Para el descargue de polvillo de los dos Ciclonos (J_c) al T-16 se debe utilizar una tubería con diámetro de 0,25 m, y para la salida de los gases del Ciclón numero 2 a la atmósfera se tiene una tubería de diámetro de 0,25 m (D_e).

REFERENCIAS

- [1] GULLERMO A. ROCA, "Fundamentos del secado de bagazo", Curso internacional de aprovechamiento energético del Bagazo de caña. Instituto ISPJAM, Cali Colombia, 1991.

- [2] ARTHUR P. FRASS, "Heat Exchangers Desing", 4ta Edición, 1999.

- [3] Jhon H. Perry, Biblioteca del Ingeniero Químico, 3ra Edición, Mac Graw - Hill

- [4] SELMEC EQUIPOS INDUSTRIALES S.A., Hoja Técnica.



CAPÍTULO 6.

BALANCE ECONÓMICO DEL PROYECTO

De acuerdo con los objetivos propuestos en este trabajo de pasantía, se quería determinar la viabilidad económica del futuro montaje del sistema.

Analizando los datos de balance (consumo vs costos) de la caldera de potencia se pueden conocer los consumos de combustible y las producciones de potencia mensuales.

Conociendo los precios promedios del combustible que compra Propal planta 2 se obtiene el costo de producir 1 Btu en la caldera. Este dato permite conocer la producción mensual de potencia de la caldera, estimando así el costo total del calor que se esta recuperando en el secador.

EL Polvillo por ser un desecho del bagazo de la caña aprovechable en la combustión con su quema en la caldera, no tiene un valor económico definido, el valor de una tonelada de Bagazo para Propal planta 2 es de \$ 115.000=, teniendo en cuenta este precio sería poco ortodoxo estimar un valor para el polvillo, por esto haciendo una relación con el Carbón se estimó un valor a partir del Poder calórico, el promedio del carbón que se consume en la caldera es 11.000 Btu / lib. Se había calculado el aumento del poder calórico del polvillo para la humedad final deseada de 59 % (ítem 5.5) de 2.905,93 Btu / lib. Con este par de datos **se estima un valor por tonelada de polvillo de \$ 27.520,21=.**

Tabla 6.1. Costo y consumo mensual de combustibles para la caldera de potencia, para Propal planta 2.

COMBUSTIBLE	PRECIO PROMEDIO POR TONELADA (Pesos)	CONSUMO PROMEDIO MENSUAL	COSTO MENSUAL (Pesos)
Carbón	104.174	9.780 Toneladas	1'018.821.720
Polvillo	27.520,21	3.600 Toneladas	99'072.756
ACPM	4.022	9.450 Galones	38'007.900
COSTO TOTAL MENSUAL			1'155.902.376

El calor generado en la Caldera de potencia es de 116,0 Millón Kcal / h, y sabemos que 1W equivale a 0,86 Kcal / h y que 1Btu / h equivale a 0,293 W, entonces:

➤ Producción mensual de potencia $\approx 3,31455 \times 10^{11}$ Btu

➤ Costo de producción = $0,0035 \frac{\text{pesos}}{\text{Btu}}$

➤ Costo de la energía recuperada:

$$= 0,0035 \frac{\text{pesos}}{\text{Btu}} \times 6'730.856,50 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 23.558 \frac{\text{pesos}}{\text{h}}$$

De modo que monetariamente hablando la reducción en las pérdidas de los gases se puede traducir en: $203'541.120 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$

Suponiendo un aumento de 1.280,85 lb / h, (0,58 Ton / h) de polvillo quemado, con una humedad al 64% (poder calorífico de aproximadamente 2.508,17 Btu / lib) se obtendrán 3'212.589,54 Btu / h. Ahora, si se tienen en cuenta que el carbón tiene un poder calorífico de 11.000 Btu / lb aproximadamente, el aumento de polvillo quemado supuesto entraría a remplazar 292,05 lb / h de carbón. En conclusión se estaría ahorrando con polvillo aproximadamente 0,13 Ton / h de carbón.

Teniendo en cuenta que el polvillo al perder humedad aumenta su poder calorífico, con un valor de humedad del 59% el polvillo posee un poder calorífico de 2.905,93 Btu / lb, ganando aproximadamente 246,26 Btu por cada libra de polvillo que se seque, o sea que según la masa final de polvillo que sale del secador, se tendrá 2'271.039,27 Btu / h mas al quemar el polvillo secado, remplazando 206,46 lb / h de carbón (0,094 Ton / h).

Teniendo en cuenta que la tonelada de carbón tiene un costo de \$ 104.174, y la tonelada de polvillo tiene un costo de \$27.520,21, se puede cuantificar un ahorro económico total:

- Por poder quemar el polvillo extra se ahorran 0,13 Ton / h de carbón que equivalen a \$ 13.542,62 pero se gastan 0,58 Ton / h mas de polvillo que costaran \$ 15.961,72. Así que en total al poder quemar más polvillo en vez de carbón se ahorran \$ $2.419,1 \frac{\text{pesos}}{\text{h}}$

- Aumentando el poder calorífico del polvillo al secarlo se economizaran 0,094 Ton / h de carbón que equivalen a \$ $9.792,36 \frac{\text{pesos}}{\text{h}}$

- Por el calor que se recupera de los gases se dejan de perder en la chimenea \$ $23.558 \frac{\text{pesos}}{\text{h}}$

En total los ahorros ascienden a \$ $35.769,46 \frac{\text{pesos}}{\text{h}} = \$ 309'048.134,4 \frac{\text{pesos}}{\text{año}}$

En cuanto a los ahorros desde el punto de vista de contaminación ambiental, Los gases que se obtendrán al remplazar carbón por polvillo serán mas limpios, el carbón en base seca posee un contenido de azufre del 1,15%, de nitrógeno del 1,36% y de oxígeno del 7,15; mientras que el polvillo en base seca posee un contenido de azufre del 0,04%, de nitrógeno del 0,26% y de oxígeno de 33,95%, por lo tanto al quemar polvillo hay mayores facilidades para obtener una combustión completa reduciendo la necesidad de exceso de aire y por lo tanto del contenido de NOx en los humos de chimenea.

Con los tamaños que se tienen para la construcción del Secador, que no requieren acondicionar el Ventilador de Tiro, los materiales de construcción se estimaron como Hierro Fundido Asfaltado con una obra de mano requerida no altamente calificada.



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El objetivo central de este trabajo era hacer un estudio de factibilidad de la implementación de un sistema físico para reducir el porcentaje de humedad al polvillo del bagazo de la caña de azúcar, para la caldera de potencia de Propal planta 2. Como se detalló en el documento, no solo se logró este estudio sino que se propuso un diseño para el secador de polvillo que, con los parámetros de funcionamiento y de diseño planteados, sugiere un ahorro real a Propal.

Se ha trabajado con tres diferentes posibilidades de humedad final para el polvillo que sale del secador a construir, no solo para hacerse a una idea de cómo se comportan las variables del material, los gases y el secador durante las etapas del secado, si no para brindar al posible constructor una gama de diseños para su escogencia dependiendo de los requerimientos y de los recursos con que se cuenten.

El diseño propuesto para el secador del polvillo, disminuyendo el porcentaje de Humedad al polvillo del actual, 64 %, al 59 %, tiene las siguientes características:

Tabla 1. Características del polvillo

Humedad final del polvillo (%)	Masa inicial del polvillo (lb / h)	Masa de salida del secador (lb / h)
59	10.502,97	9.222,12

Tabla 2. Características de los gases

Masa de agua evaporada (lb / h)	Flujo de gases salientes (lb _{gas} / min)	Energía recuperada de los gases (Btu / h)
1.280,85	10.649,62	6'730.856,50

Tabla 3. Características del secador

Diámetro del secador (ft)	Longitud del secador (ft)	Tiempo mínimo de secado (s)
17,47	25,62	2,21

La determinación de ciertas propiedades del polvillo se dificulta debido a la falta de estudios realizados a este. A nivel mundial se puede encontrar más información acerca del Bagazo de caña ya que este material es usado como combustible en los ingenios, pero no del Polvillo o Médula de bagazo. Por tanto, uno de los aportes de este trabajo es el haber realizado un análisis de este material dejando consignadas varias de sus principales propiedades para futuros trabajos a realizar sobre este tema.

Los resultados de las pruebas de tamaño de grano y de porcentaje de humedad del polvillo fueron tomados como los valores máximos, esto permitió tener un margen de trabajo con cierta tolerancia y que las demás propiedades que se calcularon (como el tiempo mínimo de secado y la longitud del secador) tengan un carácter mas real dentro del proceso de secado.

La introducción del secador de polvillo en la planta térmica de Propal planta 2 no produce mayores traumatismos en el sistema en cuanto al fluido de los gases y trae grandes ventajas energéticas para la caldera.

El ahorro de combustible que se logra con la introducción del secador reporta un margen de ganancias amplio, suficiente como para cubrir un costo de inversión del proyecto.

Se podrá pensar que la extracción por fuera del hogar de la caldera del vapor de agua del polvillo perjudicará la transferencia de calor dentro del hogar, pero esto se verá balanceado con el polvillo extra que se estará quemando.

Además de ser económico el polvillo resulta ser el de menor contenido de azufre y nitrógeno y el de mayor contenido de oxígeno. Lo que produce unos gases más limpios, reduce los riesgos de erosión, la posibilidad de inquemados y la necesidad de exceso de aire.

RECOMENDACIONES

La ubicación del secador será después del Precipitador electrostático e inmediatamente antes del Ventilador de tiro (Apéndice A).

En el tramo de tubería entre la toma de aire caliente y la descarga del polvillo al ducto de secado, se deberá contar con un FIC (Contador Indicador de Flujo), el cual deberá contar con un Transmisor de Flujo para la medida del Flujo, al igual que contara con una válvula de Flujo para garantizar que el flujo de los gases no sea inferior al mínimo admisible (0,21 Ton / h). El Transmisor medirá el Flujo que estará circulando por la tubería, indicándole al FIC si este es menor o mayor que el mínimo admisible, para así abrir o cerrar la Válvula, para con garantizar que el polvillo sea arrastrado a través del secador y no se presenten eventuales obstrucciones(Apéndice A).

La ubicación del nuevo ventilador se hace con dos objetivos, el primero el de transportar los gases desde su toma (después del ventilador de tiro) hasta la inyección del polvillo (debajo de la nueva tolva de polvillo), y el de garantizar la inyección del polvillo a los gases, pues estos vienen en gran cantidad, y este los contrarrestara (Apéndice A).

Para contrarrestar la posible aglomeración, abrasión, o adherencia del polvillo a las paredes del secador por su contenido de sílice y sacarosa, se deberá tener en

cuenta para la construcción del secador, materiales como Hierro fundido asfaltado o Acero comercial, debido a que estos materiales soportan estos inconvenientes.

El Secador en su interior, deberá contar con una paletas fijas intercaladas, las cuales aumentaran el tiempo de residencia del polvillo dentro de este, el material de estas deberá ser el mismo utilizado para la construcción del secador, (Apéndice A).

Se debe tener en cuenta que para la recolección del polvillo a la salida del secador, es necesario la instalación de dos ciclones en serie, para realizar una eficaz recolección del polvillo y así enviar a la atmósfera unos gases limpios (Apéndice A).



APENDICES

APENDICE - A:

PLANO SECADOR DE POLVILLO PROPUESTO

APENDICE - B:
ORSAT DE LA CALDERA

APENDICE - C:
PLANO CONJUNTO CALDERA

APENDICE - D:
HOJA TECNICA SELMEC