

**ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA
DURANTE EL SECADO DE COMPACTADOS DE
PARENQUIMA MODIFICADO DE
BAGAZO DE CAÑA**

TESIS

que presenta para su examen profesional de

INGENIERO QUIMICO

ROBERTO LIERA GUTIERREZ

ante la

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES
TECNOLOGICAS, A. C.,**

Sección de Materiales de Construcción

México, D. F.

1965.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y
MASA DURANTE EL SECADO DE COMPACTADOS
DE PARENQUIMA MODIFICADO DE BAGAZO
DE CAÑA

ROBERTO LIERA GUTIERREZ

MEXICO, D. F., 1965

19657

Deseo expresar mi reconocimiento a la Dirección -
y Técnicos del Instituto Mexicano de Investigaciones Tec-
nológicas, A. C., y especialmente a la Sección de Mate-
riales de Construcción, por la asistencia y facilidades -
que me fueron brindadas para la realización del presente
trabajo.

INDICE

	Pág.
RESUMEN	1
I. - INTRODUCCION	3
II. - TEORIA	5
III. - DESCRIPCION DE LOS DISPOSITIVOS EMPLEADOS	31
IV. - EXPERIMENTACION	61
V. - DISCUSION DE RESULTADOS	97
BIBLIOGRAFIA	143

RESUMEN

En el presente trabajo se estudia la transferencia de masa y calor durante el secado de compactados de parénquima modificado de bagazo de caña.

Durante el estudio se emplea la teoría de Nissan - para predecir tiempos de secado. La teoría de Nissan es adecuada para aquellos casos en que el secado se efectúa por la cara superior de un lecho rectangular. Como en los casos prácticos el secado se efectúa generalmente por cinco caras, en el caso de paralelepípedos rectos, se obtuvieron curvas de secado para compactados de parénquima modificado secándose por cinco caras. Se comparó - el tiempo experimental con el tiempo calculado con las - ecuaciones de Nissan.

Se encontró que el aumento de área influye en el - tiempo de secado en forma directa hasta un determinado valor del contenido de humedad. Hasta ese valor del contenido de humedad, las ecuaciones de Nissan pueden predecir el tiempo de secado, si se divide el tiempo calculado entre un "factor de área". Este factor es igual al área expuesta en la experimentación dividida entre el área que considera la ecuación de Nissan.

Sin embargo, para contenidos de humedad cercanos al contenido de humedad de equilibrio, los tiempos calculados, ya corregidos por el factor de área, presentan des

I. - INTRODUCCION

El bagazo de caña de azúcar es un abundante sub - producto de la industria azucarera (2,427,000 toneladas - en 1963) (30). Se utiliza primordialmente como combus - tible en los mismos ingenios. Actualmente se emplea en procesos de mayor utilidad económica, tal como la manu - factura de pulpa para papel.

El bagazo de caña está constituido aproximadamente por dos terceras partes de tejido fibroso y el resto de te - jido parenquimatoso. El primero está constituido por los restos de fibras de sostén de la caña. El último es un te - jido medular blando cuyas células fueron originalmente de - pósitos de solución de azúcares (3).

Tanto en la manufactura de algunas pulpas, como en algunos otros usos del bagazo, se desecha el parénquima - (como parénquima se refiere el presente trabajo a la frac - ción del bagazo de caña rica en tejido parenquimatoso). En la manufactura de pulpa, presenta los inconvenientes - de que el producto pierde opacidad y resistencia, además del consumo de reactivos que ocasiona.

La abundancia de este desperdicio ha hecho que el - campo de la investigación tecnológica se enfoque en él para darle más aplicaciones prácticas. El parénquima se ha - utilizado como absorbente para cartuchos de dinamita, y - además presenta posibilidades como materia prima para -

ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y
MASA DURANTE EL SECADO DE COMPACTADOS
DE PARENQUIMA MODIFICADO DE BAGAZO
DE CAÑA

ROBERTO ~~LIERA~~ GUTIERREZ

MEXICO, D. F., 1965

13357

**ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA
DURANTE EL SECADO DE COMPACTADOS DE
PARENQUIMA MODIFICADO DE
BAGAZO DE CAÑA**

TESIS

que presenta para su examen profesional de

INGENIERO QUIMICO

ROBERTO LIERA GUTIERREZ

ante la

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES
TECNOLOGICAS, A. C.,**

Sección de Materiales de Construcción

México, D. F.

1965.

Deseo expresar mi reconocimiento a la Dirección - y Técnicos del Instituto Mexicano de Investigaciones Tecnológicas, A. C., y especialmente a la Sección de Materiales de Construcción, por la asistencia y facilidades - que me fueron brindadas para la realización del presente trabajo.

INDICE

	Pág.
RESUMEN	1
I. - INTRODUCCION	3
II. - TEORIA	5
III. - DESCRIPCION DE LOS DISPOSITIVOS EMPLEADOS	31
IV. - EXPERIMENTACION	61
V. - DISCUSION DE RESULTADOS	97
BIBLIOGRAFIA	143

RESUMEN

En el presente trabajo se estudia la transferencia de masa y calor durante el secado de compactados de parénquima modificado de bagazo de caña.

Durante el estudio se emplea la teoría de Nissan para predecir tiempos de secado. La teoría de Nissan es adecuada para aquellos casos en que el secado se efectúa por la cara superior de un lecho rectangular. Como en los casos prácticos el secado se efectúa generalmente por cinco caras, en el caso de paralelepípedos rectos, se obtuvieron curvas de secado para compactados de parénquima modificado secándose por cinco caras. Se comparó el tiempo experimental con el tiempo calculado con las ecuaciones de Nissan.

Se encontró que el aumento de área influye en el tiempo de secado en forma directa hasta un determinado valor del contenido de humedad. Hasta ese valor del contenido de humedad, las ecuaciones de Nissan pueden predecir el tiempo de secado, si se divide el tiempo calculado entre un "factor de área". Este factor es igual al área expuesta en la experimentación dividida entre el área que considera la ecuación de Nissan.

Sin embargo, para contenidos de humedad cercanos al contenido de humedad de equilibrio, los tiempos calculados, ya corregidos por el factor de área, presentan des

viaciones considerables con respecto a los tiempos observados. Estas desviaciones se relacionaron empíricamente con las áreas laterales. Esta relación es una función cuadrática.

Así, calculando el tiempo de secado con la ecuación de Nissan, corrigiéndolo primero por el factor de área y después por la función del área lateral, se pueden predecir tiempos de secado con un error máximo de 7% con respecto a los valores calculados.

Para aplicar las ecuaciones de Nissan fue necesario determinar experimentalmente la densidad real del parénquima, así como su conductividad térmica.

I. - INTRODUCCION

El bagazo de caña de azúcar es un abundante sub - producto de la industria azucarera (2,427,000 toneladas - en 1963) (30). Se utiliza primordialmente como combus - tible en los mismos ingenios. Actualmente se emplea en procesos de mayor utilidad económica, tal como la manu - factura de pulpa para papel.

El bagazo de caña está constituido aproximadamente por dos terceras partes de tejido fibroso y el resto de te - jido parenquimatoso. El primero está constituido por los restos de fibras de sostén de la caña. El último es un te - jido medular blando cuyas células fueron originalmente de de pósitos de solución de azúcares (3).

Tanto en la manufactura de algunas pulpas, como en algunos otros usos del bagazo, se desecha el parénquima - (como parénquima se refiere el presente trabajo a la frac - ción del bagazo de caña rica en tejido parenquimatoso). En la manufactura de pulpa, presenta los inconvenientes - de que el producto pierde opacidad y resistencia, además del consumo de reactivos que ocasiona.

La abundancia de este desperdicio ha hecho que el - campo de la investigación tecnológica se enfoque en él para darle más aplicaciones prácticas. El parénquima se ha - utilizado como absorbente para cartuchos de dinamita, y - además presenta posibilidades como materia prima para -

obtener diversos derivados mediante su hidrólisis o modificándolo en forma tal que se obtenga un material de construcción ligero y resistente.

Este material de construcción puede presentarse en forma de laminados que se obtienen por compresión del parénquima modificado. Como la modificación se realiza en medio acuoso, después de la compresión el material se encuentra húmedo, por lo que es necesario secarlo. Durante el secado, el material adquiere la dureza necesaria para su utilización.

El secado de los laminados de parénquima presenta numerosos problemas, entre los que se pueden mencionar: deformación del laminado durante el secado, poca resistencia cuando está húmedo y formación de una costra que alarga considerablemente el tiempo total de secado.

El estudio de todos los factores que afectan un sistema de secado es importante, ya que su conocimiento da la posibilidad de controlarlos en forma más conveniente.

El objeto de esta tesis es el estudio de la transferencia de calor y masa durante el secado de laminados de parénquima modificado.

II.- TEORIA.

DEFINICIONES, ECUACIONES Y VARIABLES IMPORTANTES

El secado, desde el punto de vista de la Ingeniería Química, se refiere a la transferencia de líquido, desde un sólido húmedo a una fase gaseosa no saturada. El secado es similar a un proceso de humidificación, con la salvedad de la influencia que ejerce el sólido en el proceso. Esta influencia es considerable.

El secado está integrado por un conjunto de diversos fenómenos. Entre éstos se tiene el movimiento molecular. El movimiento de las moléculas en un líquido consiste de rotaciones, vibraciones y traslaciones caóticas de una posición a otra.

La velocidad promedio de las moléculas de un líquido es una constante definida a una temperatura dada; sin embargo, las velocidades individuales de algunas moléculas difieren enormemente de la velocidad promedio: existe una distribución de velocidades probables para las moléculas que depende de la temperatura del líquido. Cuando las moléculas que poseen velocidades muy grandes, comparadas con la velocidad promedio, viajan en sentido perpendicular a la superficie ocasionalmente vencen el conjunto de fuerzas que tiende a mantenerlas en la fase condensada y escapan a la fase gaseosa. Este fenómeno produce

una presión molecular proporcional a la energía cinética de las moléculas. Esta tendencia a la evaporación se ha medido cuantitativamente y se llama presión de vapor - cuando se alcanza un equilibrio dinámico, esto es, cuando el número de moléculas que pasan de la fase líquida a la fase gaseosa es igual al número de moléculas que pasan de la fase gaseosa a la fase líquida.

Esta tendencia al escape se incrementa en la operación de secado aumentando la temperatura, ya que ésta es directamente proporcional a la presión de vapor. Con el mismo propósito se evita que las fases líquida y gaseosa lleguen a un equilibrio, desalojando continuamente esta última.

Durante el secado ocurren, pues, dos fenómenos fundamentales: a) transferencia de calor para evaporar el líquido y b) transferencia de masa del seno del material a su superficie y de ahí a la fase gaseosa. Estos fenómenos son simultáneos y los factores de que depende cada uno de ellos son los que determinan la rapidez con que se puede efectuar el secado, para una región cualquiera del secado. Esta rapidez estará controlada por el fenómeno más lento.

TRANSFERENCIA DE CALOR

El calor es una forma de la energía. Se transfiere siempre en la dirección del gradiente negativo de temperatura. Esto es, de la región de mayor temperatura a la de menor temperatura. El calor se transfiere por los mecanismos llamados conducción, convección y radiación.

La conducción es el mecanismo mediante el cual el calor fluye de una parte de un cuerpo a otra que esté en -

contacto íntimo con la primera. Aunque puede ocurrir en sólidos, líquidos y gases, es importante únicamente en los primeros.

En el mecanismo llamado convección, el calor se -- transfiere de una parte del fluido a otra, por movimiento - de las porciones del fluido de un lugar a otro, mientras o - curre una redistribución del contenido de calor. La con - vección es el modo principal de transferencia de calor entre fluidos, así como entre fluidos y sólidos.

El calor también puede fluir de un cuerpo a otro por la emisión de radiaciones electromagnéticas sin que sea re - quisito el contacto material entre los dos cuerpos. Esta - energía puede ser emitida en mayor o menor grado; depen - diendo de la naturaleza del cuerpo emisor, y al mismotiemp - po es absorbida dependiendo igualmente de la naturaleza del cuerpo receptor.

La ley fundamental de la conducción está dada por la ecuación de Fourier:

$$\frac{dQ}{d\Theta} = - kA \frac{dT}{dX} \quad (2.1)$$

en donde:

$\frac{dQ}{d\Theta}$ es la velocidad de transferencia de calor.

k es una constante de proporcionalidad llamada coefi - ciente de conductividad térmica.

A la sección perpendicular al flujo de calor.

$\frac{dT}{dX}$ es la variación de la temperatura con respecto a la trayectoria del calor.

Aunque k varía con la temperatura, para propósitos prácticos se utiliza un valor promedio \bar{k} .

Para un régimen continuo, es decir, en donde la distribución de temperaturas no varía con respecto al tiempo, y cuando la sección es constante, se puede integrar la ecuación como:

$$Q = \bar{k} A \Theta (T_1 - T_2)/X \quad (2.2)$$

Para el mecanismo de convección se tiene una ecuación similar a la de Fourier:

$$\frac{dQ}{d\Theta} = hc A (T_1 - T_2) \quad (2.3)$$

en donde:

hc es una constante de proporcionalidad llamada coeficiente de convección térmica.

Este coeficiente se obtiene generalmente de ecuaciones empíricas (5) (24).

Para la radiación se tiene la ecuación:

$$\frac{dQ}{d\Theta} = h_r A_f (T_1 - T_2) \quad (2.4)$$

en donde:

$$h_r = \frac{[(T_1)^4 - (T_2)^4]}{T_1 - T_2} \sigma E \quad (2.5)$$

integrando,

$$\frac{Q}{\Theta} = A_f [(T_1)^4 - (T_2)^4] \sigma E \quad (2.6)$$

en donde:

$$\sigma = 4.92 \times 10^{-8} \text{ kcal/m}^2\text{hr } ^\circ\text{K}^4 = \text{constante de Stephan-Boltzmann.}$$

E = Es la medida de la capacidad que tiene un cuerpo para absorber o radiar energía. Se da como la fracción de la capacidad de un cuerpo negro perfecto. El cuerpo negro perfecto habría absorbido o radiado el máximo posible de energía en las mismas circunstancias.

El valor de E debe ser un valor compuesto de los valores que tengan la superficie receptora y la superficie emisora (16). Este valor compuesto está dado por:

$$E_{\text{min}} = \frac{E_1 E_2}{E_1 + E_2 - E_1 E_2} \quad (2.7)$$

El valor máximo de E es E_1 y este valor deberá usarse cuando el cuerpo caliente sea pequeño en comparación del cuerpo frío.

El factor A_f es un factor geométrico. Es función del área y de las distancias entre el cuerpo en consideración y los demás radiadores o absorbedores.

TRANSFERENCIA DE MASA

Las condiciones de equilibrio expresan hasta donde es posible realizar una determinada operación dinámica. Estas condiciones tienen como base el segundo principio de la termodinámica que dice: "Es imposible construir una máquina que funcionando en ciclos convierta calor comple-

tamente en trabajo", que conduce al concepto de agente - impulsor. El "agente impulsor" puede tener dos valores: valor cero en el equilibrio o tener un valor finito durante la realización de una operación. El "agente impulsor" - (F_i) para la transferencia de materia, puede expresarse - como una diferencia de energía libre (ΔG):

$$F_i = \Delta G \quad (2.8)$$

en el equilibrio:

$$F_i = \Delta G = 0 \quad (2.9)$$

La energía libre puede calcularse como:

$$G = G^{\circ} + RT \ln f \quad (2.10)$$

donde:

- G = energía libre
- f = fugacidad
- G° = energía libre en el estado de referencia.

Por lo tanto el "agente impulsor" puede representarse se como una diferencia de fugacidades:

$$\Delta G = \phi (f_2 - f_1) \quad (2.11)$$

En la práctica, el "agente impulsor" se expresa como una nueva función de una diferencia de presiones; o de alguna otra propiedad medible. La presión está relacionada con la fugacidad de acuerdo a :

$$\ln f = \ln p - \frac{1}{RT} \int_0^p (V - V_i) dp \quad (2.13)$$

en donde:

V = Volumen molar observado del gas.

V_i = Volumen molar ideal del gas.

La relación del volumen molar observado al volumen molar ideal de un gas se conoce como factor de compresibilidad Z , así, la ecuación (2.13) resultaría:

$$\ln f = \ln p - \int_0^p \left(\frac{Z - 1}{p} \right) \quad (2.14)$$

Así, la ecuación (2.11) se transforma en:

$$F_i = \Phi_i (P_2 - P_1) \quad (2.15)$$

Considerando como criterios de equilibrio las energías libres o las fugacidades, el valor del "agente impulsor" tomará diferentes valores, según sea la propiedad elegida. La selección de la propiedad no tiene importancia, ya que las diferencias de utilizar una u otra propiedad quedarán incluidas en el coeficiente experimental de la ecuación utilizada, de modo que el resultado final es el mismo.

En sistemas heterogéneos que comprenden soluciones y fases gaseosas, las energías libres de referencia son diferentes según la fase considerada y, por lo tanto, no se puede hacer la simplificación de utilizar una función de diferencia de fugacidades como "agente impulsor". En estos casos, la energía libre de todas las fases en juego se suele expresar en función de la energía libre de referencia de una sola fase elegida como base. Para ello, se expresan las energías libres que tendría la fase básica en equilibrio con cada fase no básica. Así, la energía libre del componente A en la fase gaseosa, sería:

$$G_{AG} = G^{\circ}_{AG} + RT \ln f_{AG} \quad (2.16)$$

En la fase líquida tenemos:

$$G_{AL} = G^{\circ}_{AL} + RT \ln f_{AL} \quad (2.17)$$

pero siendo los estados normales diferentes,

$$G^{\circ}_{AG} \neq G^{\circ}_{AL} \quad (2.18)$$

la fuerza impulsora no será una función sencilla de una diferencia de fugacidades. Expresando la energía de la fase líquida como la energía libre de una fase gaseosa en equilibrio con ella:

$$G_{AL}^* = G_{AL} \quad (2.19)$$

ello conduce a:

$$G_{AL} = G_{AL}^* = G^{\circ}_{AG} + RT \ln f_{AL}^* \quad (2.20)$$

Como los estados de referencia de la fase gaseosa, y de la fase gaseosa en equilibrio son los mismos, el agente impulsor será una función sencilla de una diferencia de fugacidades:

$$F_1 = G_{AG} - G_{AL} = RT \ln \frac{f_{AG}}{f_{AL}} \quad (2.21)$$

en donde:

$$F_1 = \Phi (f_{AG} - f_{AL}^*) \quad (2.22)$$

Este desarrollo admite también la simplificación consistente en sustituir las fugacidades por otras prope -

dades de medida directa. En el caso del secado, la fuerza impulsora será una función de la diferencia expresada anteriormente:

$$F_i = \phi (P_2 - P_1) \quad (2.23)$$

en donde:

P_2 = presión de vapor a la temperatura de bulbo húmedo del sistema.

P_1 = presión parcial del líquido en el gas.

P_a = presión parcial del vapor, que se define como:

$$P_a = X_i P \quad (2.24)$$

en donde:

X_i = fracción mol del componente en el gas.

P = presión del sistema

Por lo tanto, cualquier reducción de X_i o de P ayudará al secado. X_i se reduce o se mantiene en un valor conveniente al renovarse continuamente el aire de secado.

Se debe tener presente que al ir disminuyendo el contenido de humedad de un sólido, baja simultáneamente la presión de vapor del agua que este contiene. Se llega, por lo tanto, a un valor determinado en el cual cesa la evaporación. Este valor se conoce como humedad de equilibrio del sólido. Este valor depende de las condiciones del aire de secado y del material tratado.

El líquido que se transfiere durante el secado es ge-

neralmente agua. La fase gaseosa que se lleva el agua - evaporada es generalmente aire. Conviene entonces revisar algunas propiedades del agua y del aire húmedo.

Las propiedades del aire húmedo están contenidas - en la carta psicrométrica Fig. (2.1). Esta carta da valores cuantitativos para ciertas propiedades del aire húmedo, a una presión determinada, en función de su temperatura y de su contenido de humedad.

La curva de saturación de esta carta indica la cantidad máxima de vapor que puede disolver el aire a una temperatura determinada. Así, al enfriar aire, sin variar su contenido de humedad, se llega a la curva de saturación. Si se prosigue el enfriamiento, la humedad disuelta se condensa. Debido a esto, este punto se conoce como "punto de rocío" para esa humedad.

La curva de saturación se calcula con la ecuación

$$H_{\text{sat}} = \frac{P_v}{P - P_v} \left(\frac{18}{28,9} \right) \quad (2.25)$$

en donde:

H_{sat} = humedad que corresponde a la curva de saturación a una temperatura de rocío, T .

P_v = Presión de vapor a la temperatura T .

P = Presión barométrica.

18 = Peso molecular del agua.

28,9 = peso molecular aparente del aire.

Cuando el aire lleva a una cantidad de vapor menor que la indicada por la ecuación anterior, su condición puede darse en función del valor de la presión de vapor en la saturación:

$$\text{Hum} = \frac{P_a}{P - P_v} \frac{18}{28.9} \quad (2.26)$$

en donde:

Hum = humedad absoluta g de agua/g de aire seco.

P_a = presión parcial del aire, mm Hg

P_v = presión de vapor del agua, mm Hg

P = presión barométrica, mm Hg

A una misma temperatura, la relación entre la presión del vapor en la fase gaseosa con respecto a la presión de vapor en la fase líquida, es idéntica a la relación que tiene la humedad relativa con respecto a la humedad absoluta, por lo que:

$$\text{Hum}_R = \frac{P_a}{P_v} \quad (2.27)$$

en donde:

Hum_R = Humedad relativa

La humedad por ciento es la relación de la humedad real a la humedad en la saturación:

$$\text{Hum \%} = 100 \frac{\text{Hum}}{\text{Hum}_{\text{sat}}} = 100 \frac{P_a / (P - P_a)}{P_v / (P - P_v)} = H_R \frac{(P - P_v)}{(P - P_a)} \quad (2.28)$$

En la carta psicrométrica aparecen unas líneas llamadas de saturación adiabática. Para explicarlas consideremos el proceso siguiente: aire con una humedad inicial H_y

a una temperatura T fluye continuamente por una cámara de acondicionamiento por aspersión. La cámara está aislada en tal forma que el proceso de acondicionamiento es adiabático. El aire que pasa a través de la cámara se enfría y se humidifica. El agua necesita calor para evaporarse. Este calor lo toma, parte del aire y parte de su propio calor sensible. En consecuencia, el líquido se enfría a una temperatura determinada, T_s , llamada temperatura de saturación adiabática. A menos que el aire esté saturado, T_s será siempre menor que la temperatura del aire T_a . Si el contacto entre agua y aire es suficiente, el aire saldrá de la cámara a T_s .

Por un balance de energía:

$$C_s(T - T_s) + \text{Hum} \Delta H_{\text{vap}} = \text{Hum}_{\text{sat}} \Delta H_{\text{vap}_s} \quad (2.29)$$

en donde:

$$C_s = 0.24 + 0.446 H; \text{ calor húmedo } \frac{\text{cal}}{\text{g de aire húmedo}} \quad (2.30)$$

0.24 = calor específico del aire, cal/g°C

0.446 = calor específico del agua, cal/g°C

ΔH_{vap_s} = calor latente del agua a T_s , cal/g

La ecuación (2.28) puede transformarse en:

$$\frac{H - H_s}{T - T_s} = - \frac{0.24 + 0.446 H}{\Delta H_{\text{vap}_s}} \quad (2.31)$$

De la ecuación 2.30 se pueden obtener, por aproximaciones sucesivas, valores de temperatura y de humedad

CALOR HUMEDO.

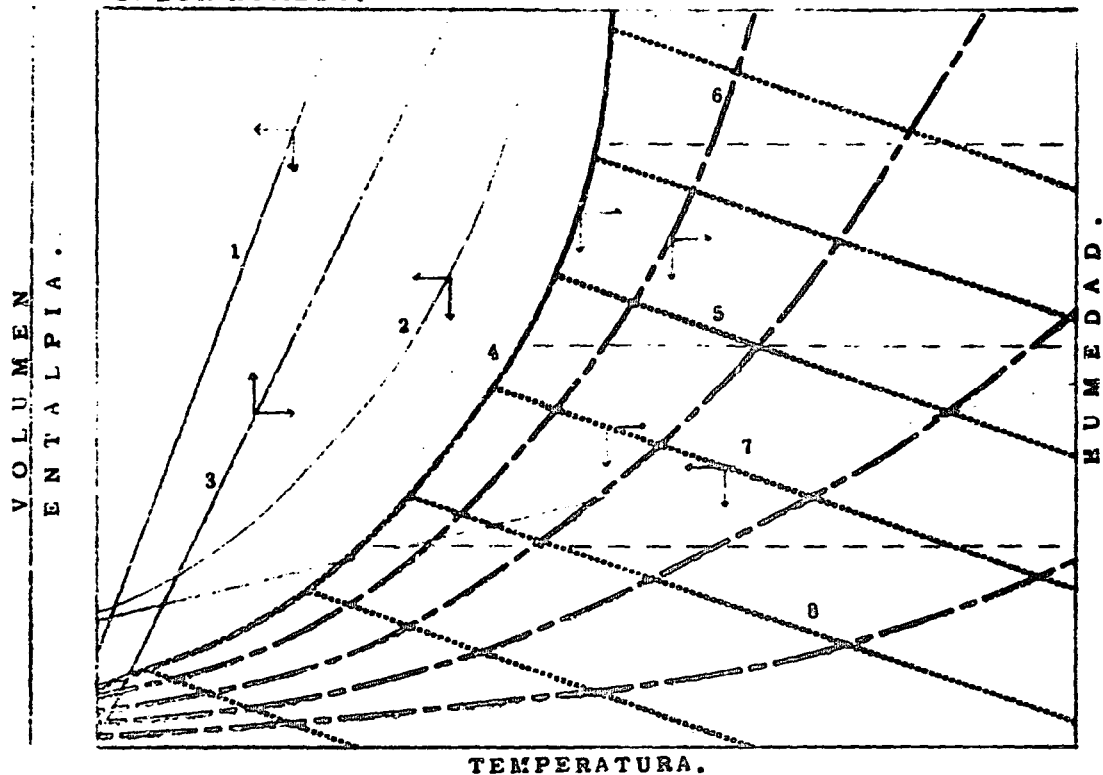


Fig. 2-1. CARTA PSICROMETRICA.

- 1. - Entalpia aire seco.
- 2. - Curva de saturación.
- 3. - Calor húmedo.
- 4. - Volúmen aire saturado.

- 5. - Curvas de enfriamiento adiabático.
- 6. - Curvas de humedad relativa constante.
- 7. - Volúmen de aire seco.
- 8. - Líneas de humedad constante.

que satisfagan la ecuación para valores de humedad de saturación y temperatura de saturación predeterminados. Graficando, para una misma temperatura de saturación, los valores encontrados se obtiene la curva de saturación adiabática, para esa temperatura de saturación.

La carta psicrométrica contiene otros valores, volumen de aire saturado, volumen de aire seco, entalpía de aire saturado, entalpía de aire seco, así como el calor húmedo en función de la temperatura.

LA OPERACION DE SECADO.

De la sección anterior se deduce que los factores de mayor importancia en el secado son: la temperatura en la superficie, que determina la presión de vapor del líquido, y la velocidad, condición y dirección del aire, que determinan la presión parcial del vapor en el gas.

En la práctica, se elevan en lo posible la temperatura y la velocidad del aire para aumentar la velocidad del secado. Experimentalmente, se ha encontrado que la humedad del aire se eleva conforme viaja sobre la superficie expuesta al secado. La velocidad de evaporación es proporcional a la longitud de la superficie de secado elevada a un exponente que tiene un valor de aproximadamente 0.8(4).

En el secado también se procura evitar que el aire se sature, porque la humedad excesiva se condensaría y depositaría en el ventilador y en los ductos, creando problemas de corrosión. Debido a esto, se procura secar con la suficiente cantidad de aire para no acercarse mucho a las condiciones de saturación. La velocidad del aire tiene un límite superior que puede ser cuando el material se deforma o se arrastra mecánicamente. Generalmente, este límite superior se obtiene de un estudio económico del proceso.

Cuando durante el secado el líquido lleva sólidos disueltos se pueden presentar complicaciones: pueden aparecer manchas en el producto y se pueden formar costras que disminuyen grandemente la velocidad de secado.

Con respecto a la velocidad con que se efectúa el secado se pueden considerar 2 períodos: un período de secado constante, en el cual la cantidad de agua evaporada es igual para intervalos iguales de tiempo, y el período de secado decreciente, en el cual la cantidad de agua evaporada en un intervalo de tiempo es menor que la cantidad de agua evaporada en el intervalo inmediato anterior. El período de velocidad constante ocurre mientras la superficie del sólido está saturada de líquido. El período de decreciente comienza en el punto en que la superficie deja de estar saturada. Entonces la superficie comienza a recibir humedad de las capas internas, por capilaridad al principio y después por difusión. En la mayoría de los casos, la velocidad del secado en las últimas fases de la operación estará regulada por la velocidad a que se efectúa la difusión.

PERIODO DE SECADO CONSTANTE

El mecanismo que sigue la transferencia de masa de un líquido a una corriente de aire no saturada es similar a la transferencia de calor por convección. En esta forma, algunos investigadores (7) han encontrado relaciones del tipo:

$$h_d L/D = 0.0722 Re^{0.735} = 0.034 Re^{0.8} \quad (2.32)$$

en donde:

h_d = coeficiente de transferencia de masa
 D = coeficiente de difusibilidad

L = longitud característica del sistema, por ejemplo, el diámetro en el caso de esferas, la longitud de un prisma, etc.

Generalmente, es más conveniente usar ecuaciones en términos de temperatura, dado que los datos térmicos se obtienen con más facilidad que los datos difusionales:

$$dW/dT = h A (T - T_s) / \Delta H_{vap} \quad (2.33)$$

$$y \quad dW/dT = h (T - T_s) / (L \Delta H_{vap} \rho) \quad (2.34)$$

h puede estimarse mediante las siguientes ecuaciones:

Cuando el flujo es paralelo a la superficie:

$$h = 0.0128G^{0.8} \quad (2.35)$$

Cuando el flujo es perpendicular a la superficie:

$$h = 0.376G^{0.37} \quad (2.36)$$

en donde:

- G = masa velocidad del aire
- dW/dT = velocidad de secado en el período constante
- h = coeficiente de transferencia de calor
- A = área de secado
- L = longitud de la superficie de secado
- ρ = densidad del material

Algunos investigadores (27) han encontrado que la velocidad del secado en el período constante, es prácticamente independiente del material de que se trate. Así, para velocidades sobre la superficie del material hasta de 100 cm/seg, se ha encontrado que:

$$dW/dT = 4.3 \times 10^{-7} (L)^{0.73} (B)^{0.8} (P_{sat} - P_a)(1 - 0.121 U^{0.85}) \quad (2.37)$$

y para velocidades hasta de 300 cm/seg

$$dW/dT = 2.12 \times 10^{-7} (L)^{0.77} (B) (P_{sat} - P_a) (1 - 0.121 U^{0.85}) \quad (2.38)$$

en donde:

- L = longitud de la muestra, cm.
- B = ancho de la muestra, cm.
- V = velocidad del aire sobre la muestra, cm/seg.

PERIODO DE SECADO DECRECIENTE

El período decreciente se puede dividir en dos partes: en la primera, la superficie está parcialmente húmeda. Durante este período generalmente se tiene una función lineal decreciente entre la velocidad de secado y el tiempo. En la segunda, el flujo interno de líquido hacia la superficie de secado regula el proceso. Este período es el que generalmente determina el tiempo total de secado.

Para poder predecir un tiempo de secado se han desarrollado ecuaciones derivadas de la Ley de Fick, (25) y de diferentes balances de materia y energía (26) (32) (33), pero debido a que estas ecuaciones están basadas en sistemas ideales, son de poca utilidad práctica.

Existen en la actualidad dos teorías con las que se

puede predecir con bastante exactitud el comportamiento de muchos materiales durante el proceso de secado.

La primera, es la teoría de secado de Lykov (12) (13), la cual establece ecuaciones sumamente complejas que han sido aplicadas a procesos de secado de materiales de determinadas formas geométricas (10) (15) teniéndose errores de aproximadamente 12% en las predicciones. El uso de estos métodos se complica debido a que deben realizarse sobre el material una serie de pruebas físicas para determinar numerosas constantes que intervienen en el sistema de ecuaciones.

La segunda es la teoría de Nissan (2) (6) (17) (18). Esta teoría tiene las ventajas siguientes sobre la de Lykov. Las ecuaciones son más sencillas y solamente se requiere determinar tres constantes físicas del sólido.

Para estudiar el secado, Nissan precisa que debe conocerse la temperatura del material en función del tiempo y de la profundidad a que se encuentra la interfase sólido-húmedo-sólido-seco.

La Fig. 2.2 representa el comportamiento generalizado de cualquier material poroso durante el secado. La curva A'B'C representa la velocidad de secado y las otras curvas la distribución de temperaturas. La porción A'B' representa el período de secado constante durante el cual la temperatura del lecho de material tiende al valor de la temperatura de bulbo húmedo. Cuando se alcanza el contenido crítico de humedad en el punto B', la velocidad de secado disminuye y la interfase líquido-gas penetra en el sólido. Durante este período, la parte húmeda tiende a una temperatura llamada temperatura de pseudo bulbo húmedo. La curva D D' representa la temperatura de la superficie.

Como la superficie está seca, durante el proceso -
 tiende a alcanzar la temperatura del aire. Las curvas -
 DEE' y DFF' representan las temperaturas en algunos pun-
 tos internos del lecho mostrando como primero se alcanza
 la temperatura de pseudo bulbo húmedo y más tarde, cor-
 forme el punto se localiza en la porción seca, se alcanza
 la temperatura del aire. DGG' es la curva que representa
 la temperatura en el fondo del lecho. Cuando se llega al
 punto G, todo el lecho está seco y todas las temperaturas
 tienden rápidamente a la temperatura del aire.

Para determinar la temperatura de pseudo bulbo húr-
 medo, se considera que la evaporación está teniendo lugar
 en el interior del material. Esta superficie de evapora -
 ción se encuentra a una distancia x de la superficie del ma-
 terial. Considerando la capa diferencial que se encuentra
 justamente arriba de la capa líquida:

$$q = - K A_c dt/dx = - \Delta H_{pbh} dW/d\Theta \quad (2.39)$$

en donde q es la cantidad de calor que pasa a través de la
 capa diferencial considerada, A_c es el área disponible pa-
 ra la transferencia de calor, dt el incremento diferen-
 cial de temperatura, $dW/d\Theta$ la velocidad de secado y --
 ΔH_{pbh} el calor latente a la temperatura de pseudo bulbo -
 húmedo.

Asimismo:

$$-dW/d\Theta = (eD)_{pbh} A_m dC/dx \quad (2.40)$$

en donde: $(eD)_{pbh}$ es el coeficiente de difusión de vapor a
 la temperatura del pseudo bulbo húmedo corregida por la
 presencia del sólido por la fracción de espacios libres.

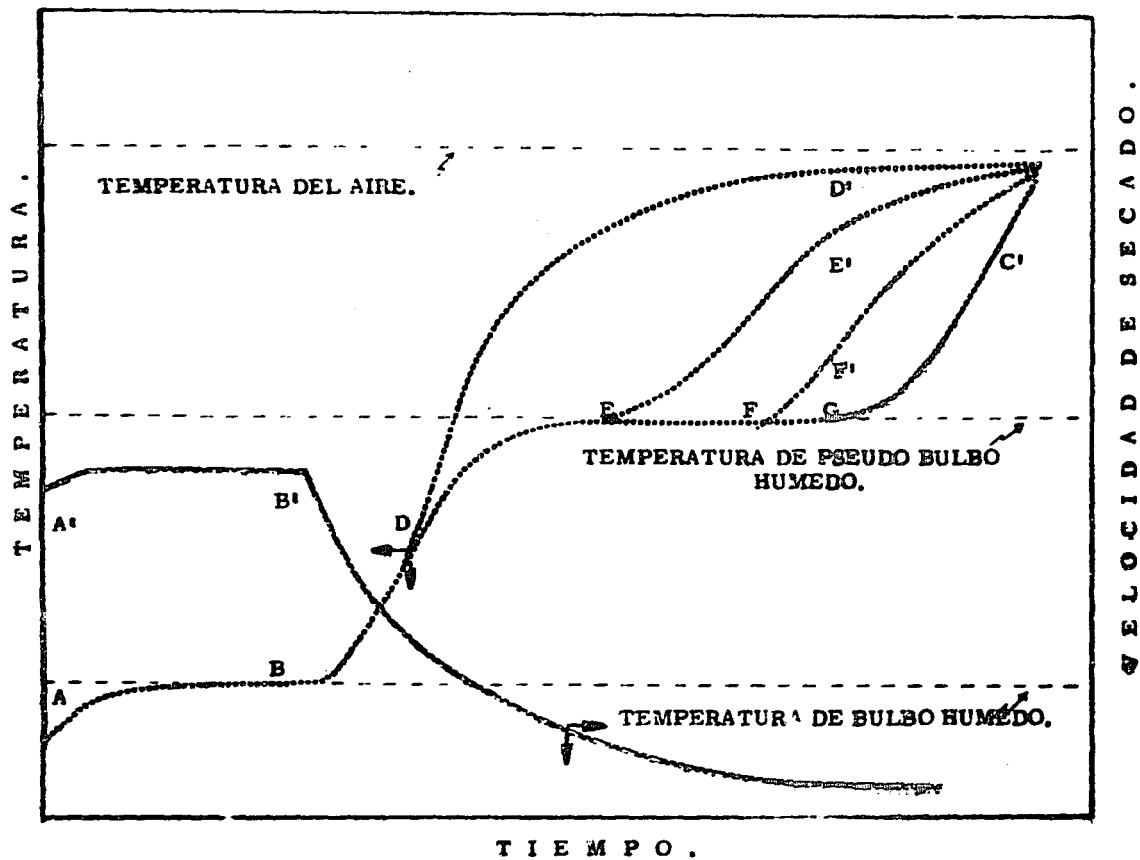


FIG. 2-3. COMPORTAMIENTO GENERALIZADO DE UN MATERIAL POROSO DURANTE EL SECADO.

Como la distribución de temperaturas y la distribución de concentraciones del líquido en el material son similares, se puede suponer:

$$\left[\frac{dt/dx}{(t_a - t_{pbh})} \right] / x = \left[\frac{dC/dx}{(C_a - C_{pbh})} \right] / x \quad (2.41)$$

en donde t_a es la temperatura del aire, dC/dx es el gradiente de concentración, de vapor, C_a es la concentración de vapor en el aire y C_{pbh} es la concentración de vapor en la capa considerada.

De la ley del gas ideal:

$$C = \frac{M P}{R T} \quad (2.42)$$

en donde M es el peso molecular del líquido, P la presión, R la constante de los gases y T la temperatura absoluta.

Sustituyendo las ecuaciones (2.40) (2.41) (2.42) en (2.39), tenemos:

$$K(t_a - t_{pbh}) = 2.88 \times 10^{-4} (eD)_{pbh} \Delta H_{pbh} \frac{M}{R} \left[\frac{(P/T)_{pbh}}{(P/T)_a} \right] \quad (2.43)$$

Usando unidades c. g. s. y teniendo agua como el líquido considerado. Como esta ecuación implica una solución por aproximaciones sucesivas, Nissan preparó una gráfica (2) de $T_a/T_{pbh} B_s K/K (P/T) - (P/T) (\bar{M} \Delta H/RT) E$ como simplificación en los cálculos.

Para entender la forma en que el lecho alcanza la -

temperatura de pseudo bulbo húmedo, imaginemos que el lecho, a la temperatura de bulbo húmedo, súbitamente es sumergido en un baño a la temperatura de pseudo bulbo - húmedo. Se considera el lecho en forma de un prisma rectangular.

En esas condiciones el calor sensible de la cama estará dado por:

$$q = (A_c/R_c) (t_{pbh} - t) = V \bar{\rho} \bar{C}_p dt/d\Theta \quad (2.44)$$

en donde R_c es la resistencia al flujo de calor, y V el volumen del lecho, la densidad promedio de todo el lecho y \bar{C}_p el calor específico de todo el lecho.

Cuando $t = t_{bh}$ y $\Theta = 0$, la solución de esta ecuación es:

$$(t - t_{pbh})/(t_{bh} - t_{pbh}) = e^{[\Theta/(L - x_0) \bar{\rho} \bar{C}_p R_c]} \quad (2.45)$$

en donde L es la profundidad del lecho.

De la definición de resistencia al flujo del calor:

$$R_c = (L - x_0)/K \quad (2.46)$$

el término $(L - x_0) \bar{\rho} \bar{C}_p R_c$ se convierte en:

$$\bar{\rho} (L - x_0)^2 \bar{C}_p = \mathcal{Z} \quad (2.47)$$

en términos de la humedad crítica:

$$\bar{\rho} \bar{C}_p = C_{ps} (1 - e) - w_c \left(\frac{L}{L - x_0} \right) \rho_s C_p \quad (2.48)$$

en donde:

- ρ_s = densidad del sólido
 C_{ps} = calor específico del sólido
 C_p = calor específico del líquido
 W_c = humedad crítica

Asimismo:

$$\bar{k} = k_s + w_c \left(\frac{L}{L - x_0} \right) (\rho_b / \rho_l) k_l \quad (2.49)$$

En esa forma, la temperatura del lecho alcanzará el valor de pseudo bulbo húmedo de acuerdo a la ecuación:

$$t = t_{bh} + (t_{pbh} - t_{bh}) (1 - e^{-\Theta/\tau}) \quad (2.50)$$

Para derivar una ecuación de velocidad de secado es necesario conocer la profundidad de la cama en función del tiempo. Así:

$$-K_s A_c dt/dx = -\Delta H_{vap} A_m L \rho_b dw/d\Theta \quad (2.51)$$

Suponiendo un gradiente de temperatura a través de la porción seca del lecho; se puede usar $\Delta t / \Delta x$ en vez de $-dt/dx$ y $\Delta x = -x$.

Substituyendo en (2.46):

$$x = (-K_s / \Delta H_{vap} L \rho_b) [(t_a - t) / (dw/d\Theta)] \quad (2.52)$$

El valor de $(t_a - t)$ es el dado por la ecuación:

$$(t_a - t) = (t_a - t_{pbh}) + (t_{pbh} - t_{bh}) e^{-\Theta/\tau} \quad (2.53)$$

Conforme el líquido se evapora, el frente de secado se desplaza al interior del lecho, y el grueso de la película de líquido que cubre las paredes de los poros decrece, estableciéndose flujos complicados de masa y calor. Para determinar la naturaleza de la función $w = \phi(x)$ - Nissan realizó pruebas experimentales (2). Los resultados dieron la relación:

$$\left[\cos \left(\frac{w}{w_c} \right) \right] = 2 \left((x - x_0) (L - x_0) \right) - 1 \quad (2.54)$$

Conociendo ya la forma en que la temperatura varía con el tiempo y la distancia de la interfase sólido húmedo sólido seco con el contenido de humedad es posible plantear una ecuación para la velocidad de secado. Para esta ecuación se deben cumplir las condiciones siguientes: todas las caras, excepto aquéllas en que se efectúa el secado, no reciben energía térmica, el área para la transferencia de masa se considera igual al área de transferencia de calor, y finalmente se considera linear el gradiente de temperatura en la porción seca. Así, la ecuación (2.51) quedaría:

$$K_s \Delta T / \Delta X = \Delta H_{vap} L \int_b dw / d\Theta \quad (2.55)$$

Substituyendo las ecuaciones (2.47) y (2.48) en (2.49):

$$\left(K / \Delta H_{vap} / L \int_b \right) \left[(t_a - t_{pbh}) + (t_{pbh} - t_{bh}) e^{-\Theta / \tau} \right] d\Theta = \left[\frac{L - x_0}{2} - \frac{L - x_0}{w_c} \cos \frac{w}{w_c} \right] dw \quad (2.56)$$

Integrando, con límites de 0 a Θ para $d\Theta$ y de w_c a w para dw :

$$\left(K / \Delta H_{vap} L \int_b w_c \right) \left[(t_a - t_{pbh}) \Theta + \tau (1 - e^{-\Theta / \tau}) \right]$$

$$(t_{pbh} - t_{bh}) = \left[\left((L + x_0)/2 \right) (1 - (w/w_c)) \right] - \left[\left((L - x_0)/2 \right) (\text{sen } w \pi / w_c) \right] \quad (2.57)$$

Como la velocidad de secado en el tiempo cero del período decreciente es igual a la velocidad de secado en el período constante, x_0 , se puede calcular de la ecuación (2.51) haciendo $\Theta = 0$.

$$x_0 = \frac{-K(t_a - t_{wb})}{\Delta H_{vap} L/b (dw/d\Theta) P. C.} \quad (2.58)$$

VARIABLES IMPORTANTES

Para aplicar la ecuación (2.57) es, por lo tanto, necesario conocer t_a , t_{bh} , t_{pbh} , w_c , $(dw/dc) P. C.$, y propiedades térmicas del lecho y fluido de secado, tales como K , C_p y C_g . Las temperaturas pueden obtenerse a partir de las condiciones del aire de secado. La humedad crítica se debe obtener experimentalmente y la velocidad de secado en el período constante puede estimarse mediante las ecuaciones (2.37) y (2.38), ó por experimentación. Las propiedades de los fluidos en este caso pueden conocerse a partir de datos experimentales (11) (19) (20) (21) (22) (23) y de la tabla psicrométrica.

Las propiedades térmicas de la cama deben establecerse en forma experimental.

En conclusión, en un secador experimental pueden encontrarse la mayoría de las variables. Las propiedades térmicas del material deben obtenerse en un dispositivo diferente.

$$(t_{pbh} - t_{bh}) = \left[\left(\frac{L + x_0}{2} \right) (1 - (w/w_c)) \right] - \left[\left(\frac{L - x_0}{2} \right) (\text{sen } w'' / w_c) \right] \quad (2.57)$$

Como la velocidad de secado en el tiempo cero del período decreciente es igual a la velocidad de secado en el período constante, x_0 , se puede calcular de la ecuación (2.51) haciendo $\Theta = 0$.

$$x_0 = \frac{-K (t_a - t_{wb})}{\Delta H_{vap} \cdot L / b (dw/dc) P. C.} \quad (2.58)$$

VARIABLES IMPORTANTES

Para aplicar la ecuación (2.57) es, por lo tanto, necesario conocer t_a , t_{bh} , t_{pbh} , w_c , $(dw/dc) P. C.$, y propiedades térmicas del lecho y fluido de secado, tales como K , C_p y C_g . Las temperaturas pueden obtenerse a partir de las condiciones del aire de secado. La humedad crítica se debe obtener experimentalmente y la velocidad de secado en el período constante puede estimarse mediante las ecuaciones (2.37) y (2.38), ó por experimentación. Las propiedades de los fluidos en este caso pueden conocerse a partir de datos experimentales (11) (19) (20) (21) (22) (23) y de la tabla psicrométrica.

Las propiedades térmicas de la cama deben establecerse en forma experimental.

En conclusión, en un secador experimental pueden encontrarse la mayoría de las variables. Las propiedades térmicas del material deben obtenerse en un dispositivo diferente.

SECADOR EXPERIMENTAL.

El equipo para determinar las velocidades de secado, humedad crítica, etc. consta de cuatro partes principales: cámara de combustión, cámara de acondicionamiento, túnel de viento y ventilador, además de todos los dispositivos necesarios de medición.

El diseño del equipo se hizo sobre la siguiente base: se dispone de un ventilador Buffalo accionado por un motor General Electric monofásico de medio caballo. La velocidad máxima a que se puede impulsar el gas de secado se midió con un anemómetro de resistencia, marca Anemotherm. Esta velocidad es de 1625 cm/seg. La temperatura de diseño para el gas de secado se tomó como 250°C (El parénquima modificado comienza a quemarse a 220-250°C). La humedad absoluta de este gas se tomó de 0.034 g agua/g gases secos. Como preponderantemente el gas usado es aire, se utilizarán los datos del aire de la carta psicrométrica.

Las condiciones en la entrada del equipo seleccionadas, fueron: temperatura = 20°C y humedad absoluta = 0.005 g. de agua/g de aire seco.

Como el diámetro de la salida del ventilador es de 11.5 cm., el gasto de aire es:

$$\frac{3.1416 \times (11.5)^2 \text{ cm}^2}{4} \times 1625 \frac{\text{cm}}{\text{seg}} = 168.7 \times 10^3 \frac{\text{cm}^3}{\text{seg}}$$

El volumen del gas a la salida del ventilador, por mol de gas es:

$$\frac{22400 \text{ cm}^3}{\text{g-mol}} \times \frac{760 \text{ mm Hg}}{585 \text{ mm Hg}} \times \frac{523^\circ\text{K}}{273^\circ\text{K}} = 55.7 \times 10^3 \frac{\text{cm}^3}{\text{g-mol}}$$

Las moles de agua por mol de gas seco son:

$$\frac{0.034 \text{ g agua}}{\text{g gas seco}} \times \frac{28.97 \text{ g de gas}}{\text{mol de gas}} \times \frac{1 \text{ mol de agua}}{18.016 \text{ g de agua}} =$$

$$\frac{0.055 \text{ g-mol agua}}{\text{g mol de gas seco}}$$

Los g-mol de gas húmedo/mol de gas seco =

$$\frac{1 + 0.055}{1}$$

El volumen de gas a la salida, por mol de gas seco es:

$$1.055 \frac{\text{g mol gas húmedo}}{\text{g mol gas seco}} \times 55.750 \frac{\text{cm}^3}{\text{g - mol}} =$$

$$58.8 \times 10^3 \frac{\text{cm}^3}{\text{g mol gas seco}}$$

El número de moles de gas seco que pasan por el equipo serán:

$$\frac{168.7 \times 10^3 \text{ cm}^3 \text{ g mol gas seco}}{58.8 \times 10^3 \text{ seg}} = 2.87 \frac{\text{g-mol}}{\text{seg}}$$

En la entrada, el número de moles de gas seco es el mismo, pero como la humedad es diferente el gasto resulta:

$$2.87 \frac{\text{g mol gas seco}}{\text{seg}} \times 28.97 \frac{\text{g gas}}{\text{g mol gas seco}} \times$$

$$1.055 \frac{\text{g de gas húmedo}}{\text{g de gas}} = 83.58 \frac{\text{g de gas húmedo}}{\text{seg}}$$

El calor húmedo del gas en la entrada, tomado de la tabla psicrométrica es de $0.25 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$.

La Fig. (4.1) representa la línea de operación del gas en el acondicionador. Se observa que el gas debe calentarse hasta una temperatura de 300°C para que al enfriar adiabáticamente, se llegue a las condiciones de salida.

El calor necesario será:

$$83.58 \frac{\text{g}}{\text{seg}} \times 0.25 \frac{\text{cal}}{\text{g-mol } ^\circ\text{C}} \times (300 - 20) ^\circ\text{C} = 5850 \frac{\text{cal}}{\text{seg}}$$

Para el calentamiento se dispone de quemadores de gas con una capacidad de $1083.7 \frac{\text{cal}}{\text{seg}}$, cuando queman gas natural a una presión de 0.07 kg/cm^2 en la línea (9).

El número de quemadores es:

$$\frac{5850}{1083.7} = 5.398 = 6 \text{ quemadores}$$

Estos quemadores se podrían colocar en serie, alimentados por un tubo vénturi mezclador de gas y aire de

tipo atmosférico (9). Sin embargo, para poder operar en una zona de baja temperatura se dispondrán dos series de tres quemadores, en paralelo, en donde cada serie es alimentada por un tubo venturi.

Para las condiciones de trabajo seleccionadas: buen mezclado de aire y gas, mezclador atmosférico, y aire de entrada a la temperatura ambiente, la literatura (8) indica que la cámara debe tener un mínimo de 1000 cm^3 por cada $89.752 \frac{\text{cal}}{\text{seg}}$ que se produzcan.

Así, el volumen mínimo de la cámara de combustión será:

$$\frac{5850.4}{89.752} = 65.2 \times 10^3 \text{ cm}^3$$

La longitud de cada serie de 3 quemadores es de 50 cm., la altura de 10 cm., y el ancho de 20 cm. Como se quiere mantener la llama alejada de las paredes de la cámara, para evitar que se dañe el recubrimiento aislante, se colocarán los quemadores a una distancia mínima de 10 cm. de la pared y de 20 cm. entre cada serie de quemadores. Esto ocasiona que la longitud de la cámara resulte de 70 cm. y el ancho de 60. Como el área de quemadores no se considera dentro del volumen de la cámara, la altura mínima (h) será:

$$65.2 \times 10^3 = 70 \times 60 \times h - 2(50 \times 10 \times 20)$$

$$h = 10.8 \text{ cm.}$$

Sin embargo, como los quemadores quedan muy cerca de la parte superior con dicha altura, y para tener una cámara de combustión eficiente a temperaturas más altas

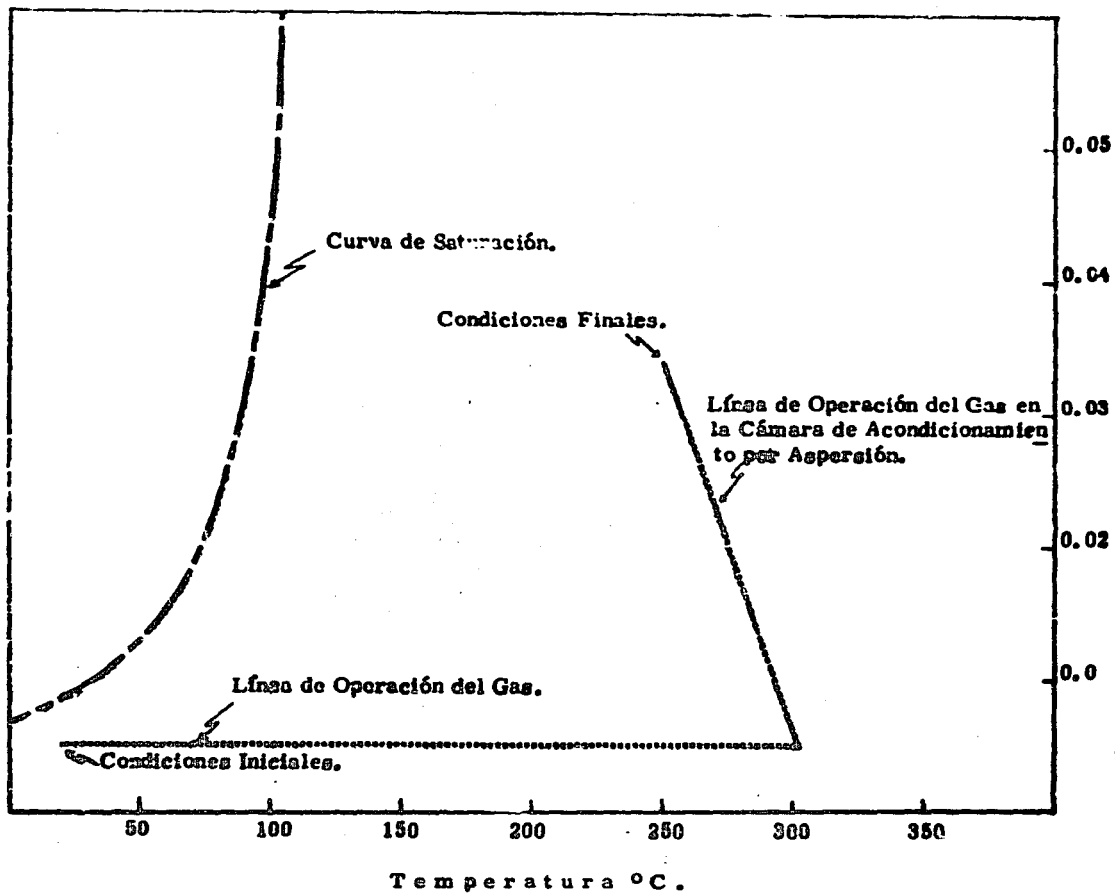


FIG. 3-1. NEA DE OPERACION DEL GAS EN EL EQUIPO DE ACONDICIONAMIENTO.

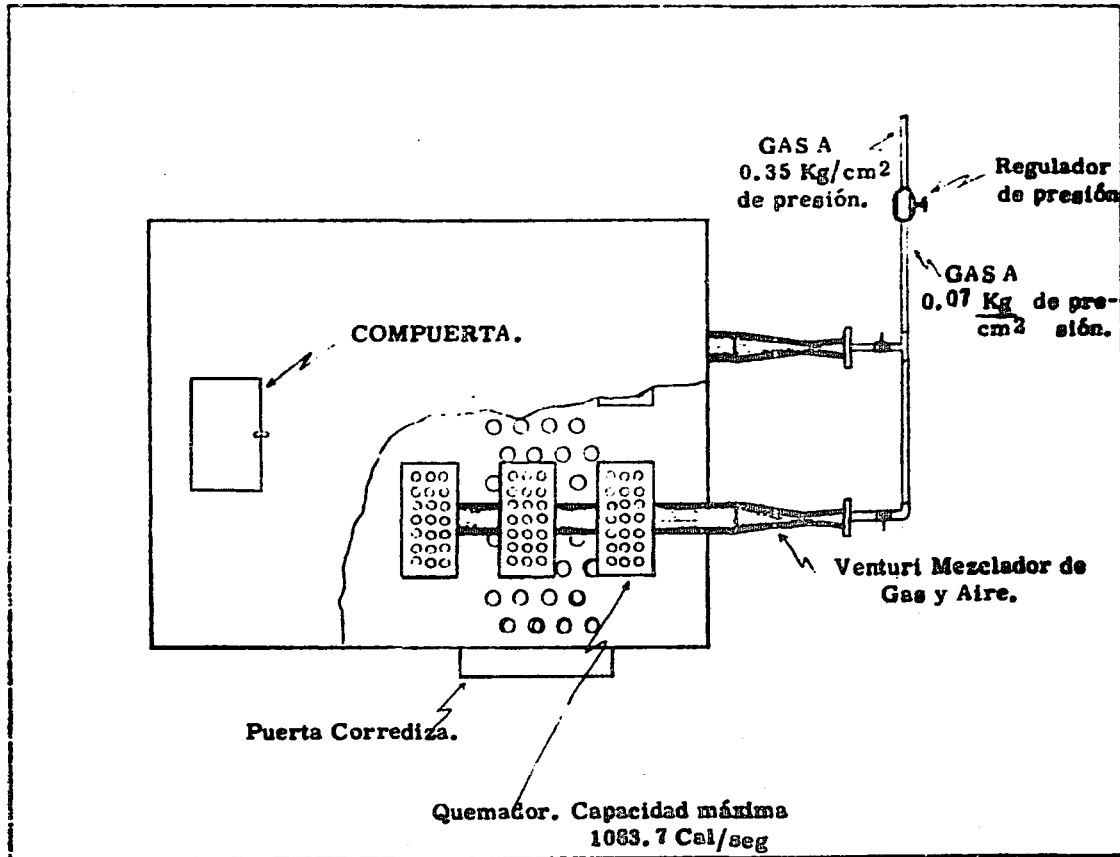


FIG. 3-2. CAMARA DE COMBUSTION.

se decidió construirla con una altura de 40 cm. Para evitar corrientes estratificadas de aire, se instaló una malla para antes de la salida para inducir una turbulencia que mezcle bien el gas resultante.

La entrada del aire secundario se efectúa por 56 orificios de 2.5 cm. de diámetro colocados en la cara inferior de la cámara. Se puso, además, una puerta corredera, perforada en la misma forma que la cara inferior, para regular el aire cuando se trabaje a bajas velocidades Fig. (3.2).

Para facilitar la instalación y mantenimiento, el equipo se construyó con cada sección independientemente. Las uniones entre las diferentes secciones son de forma cónica de 25 cm. de diámetro mayor, 13 cm. de diámetro menor y 12 cm. de largo.

La cámara de acondicionamiento por aspersión se diseñó en base del gasto de agua requerido. En las condiciones de entrada, el aire lleva 0.005 g agua/g aire. En las condiciones de salida lleva 0.034 g agua/g aire. Así, deben suministrarse $0.034 - 0.005 = 0.029$ g agua/g aire seco, o sean:

$$0.029 \frac{\text{g agua}}{\text{g aire seco}} \times 83.2 \frac{\text{g aire seco}}{\text{seg}} = 2.41 \frac{\text{g agua}}{\text{seg}}$$

Se dispone de una esprea Bowen, Tipo NS-2 de gasto variable que produce una aspersión cónica de 25° , con un gasto máximo de 8.333 g/seg. Al probar la esprea se observó que la atomización del agua tiene lugar a una distancia de 60 a 120 cm. de la boquilla. Con este dato se diseñó la cámara de acuerdo a la Fig. (4.3). El suelo de la cámara está constituido por dos planos inclinados con-

vergentes para acumular el agua no evaporada. En la salida se colocaron 2 mamparas para retener el agua arrastrada.

El túnel de viento se diseñó en base al tamaño de muestra. Los laminados de parénquima se obtuvieron en una prensa hidráulica "Carver". Las dimensiones de los laminados obtenidos son de 15 x 15 cm. aproximadamente. Generalmente, después del prensado, la orilla del laminado queda con un contenido de humedad mayor que en el centro, por lo que debe reducirse el tamaño de éste a tamaños de 12 x 8, 12 x 12, etc. Además, es necesario colocar la muestra en una zona tal en que no haya corrientes estratificadas de aire. Con este propósito se colocó una mampara para redistribuir el aire antes de la muestra. A la salida del túnel se colocó una reducción, en la cual va el termómetro de bulbo húmedo. Un canal lateral alimenta el agua a una mecha de algodón en la cual se colocará un termopar. Para tener lecturas correctas, la velocidad debe ser mayor de 300 m/min (31) y la temperatura del agua no debe diferir más de 10°C con respecto a la temperatura de bulbo húmedo (27). Con la reducción se asegura tener siempre una velocidad alta y el canal lateral hace que el agua se caliente hasta una temperatura cercana a la de bulbo húmedo.

El túnel lleva, además, una puerta para poder colocar las muestras y orificios para los termopares, los elementos sensibles, y acoplamiento a la balanza. Fig. (3.4).

Finalmente, al ventilador se le acopló una chimenea con una válvula de mariposa para poder regular la velocidad del aire. Fig. (3.4).

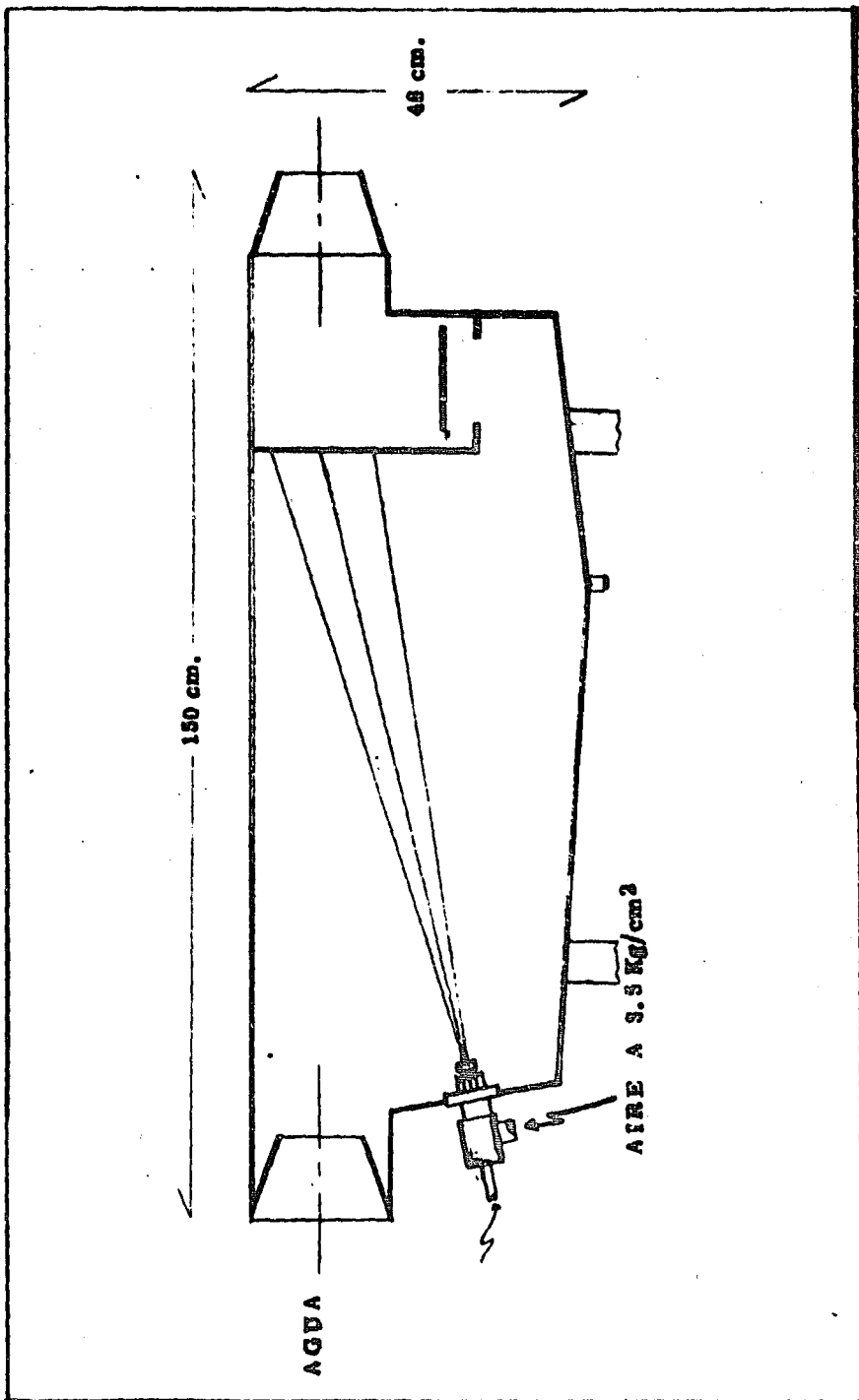


FIG. 3-3. CAMARA DE ACONDICIONAMIENTO POR DISPERSION.

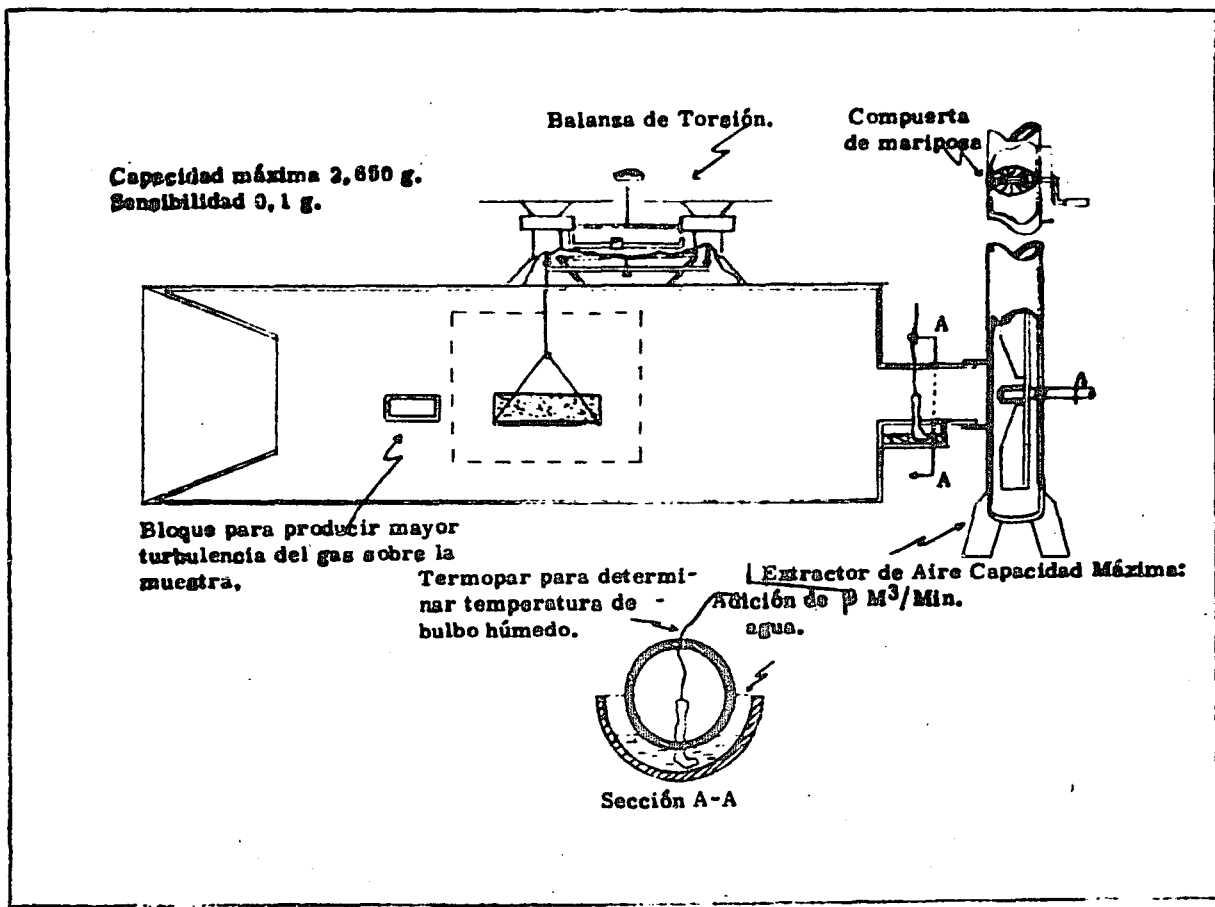


FIG. 3-4. TUNEL DE VIENTO Y VENTILADOR.

ACCESORIOS:

Para medir las temperaturas se usaron termopares de cobre constantán, calibre 30, B & S (0.254 mm). Las juntas calientes se unieron como se muestra en la Fig. (3.5) con soldadura de plata. Los cables de extensión de los termopares fueron de cobre calibre 22. Cada punta de referencia a 0°C se colocó en un pozo de vidrio de 4.76 mm. de diámetro, que a su vez se sumergió en un vaso Dewar con hielo.

Se pueden usar varios termopares con un solo instrumento que mida la fuerza electromotriz y una sola punta fría, pero en los trabajos de precisión es aconsejable (1) que las juntas con los cables de extensión se coloquen a 0°C para cada termopar. Con este objeto se utilizó un conmutador selector de un polo 23 tiros y sus conexiones se pueden apreciar en la Fig. (3.5), en donde sólo se muestran 3 termopares. Como elemento detector se utilizó un registrador Sargent, modelo SR. Entre cada 2 conexiones de termopares al registrador, se colocó un cable en corto circuito con las terminales del graficador, para obligar a la pluma del graficador a regresar a cero entre cada par de lecturas.

La velocidad del aire en el túnel se midió con el anemómetro de resistencia "Anemotherm" mencionado anteriormente.

La temperatura se reguló mediante un elemento sensible de bulbo, el cual actúa mecánicamente en una válvula controladora Partlow, modelo 60 1/2, que regula el paso del gas a los quemadores. La válvula debe trabajar a una presión menor o igual a 0.07 Kg/cm², por lo cual se acopló a la línea del gas un reductor de presión "Toledo".

La presión en la línea del gas se midió con un manómetro Fisher tipo Bourdón. La válvula puede regular temperaturas desde 40°C hasta 540°C.

El peso de la muestra se determinó mediante una balanza granataria Harvard de 2 platos con sensibilidad de ± 0.1 g.

Además, se construyó un portamuestras de vidrio. Este portamuestras tiene paredes dobles. Entre cada pared se colocó cinta de teflón con objeto de dejar un espacio libre para disminuir la conducción de calor. En esa forma el calor necesario para el secado se transfiere prácticamente sólo por las caras expuestas al flujo del aire.

Como durante el estudio de las velocidades de secado, en el período constante, se necesita tener sólo la cara superior expuesta al flujo del aire, se construyeron paredes dobles de vidrio. Con objeto de variar el área expuesta, se colocaron sobre la muestra piezas rectangulares de vidrio de diferente área.

DISPOSITIVO PARA MEDIR LA CONDUCTIVIDAD TERMICA.

En este dispositivo (14) se logra hacer fluir una cantidad de calor de tal modo que este flujo sea perpendicular a los planos isotérmicos aa', bb', cc', etc. (Fig. 3.6) y de ahí a un sistema que lo conduzca al exterior.

Un aislante perfecto indica la inexistencia de flujo de calor a través de él; cosa semejante se obtiene cuando dos puntos contiguos están a la misma temperatura.

Si se colocan muestras exactamente iguales en cons

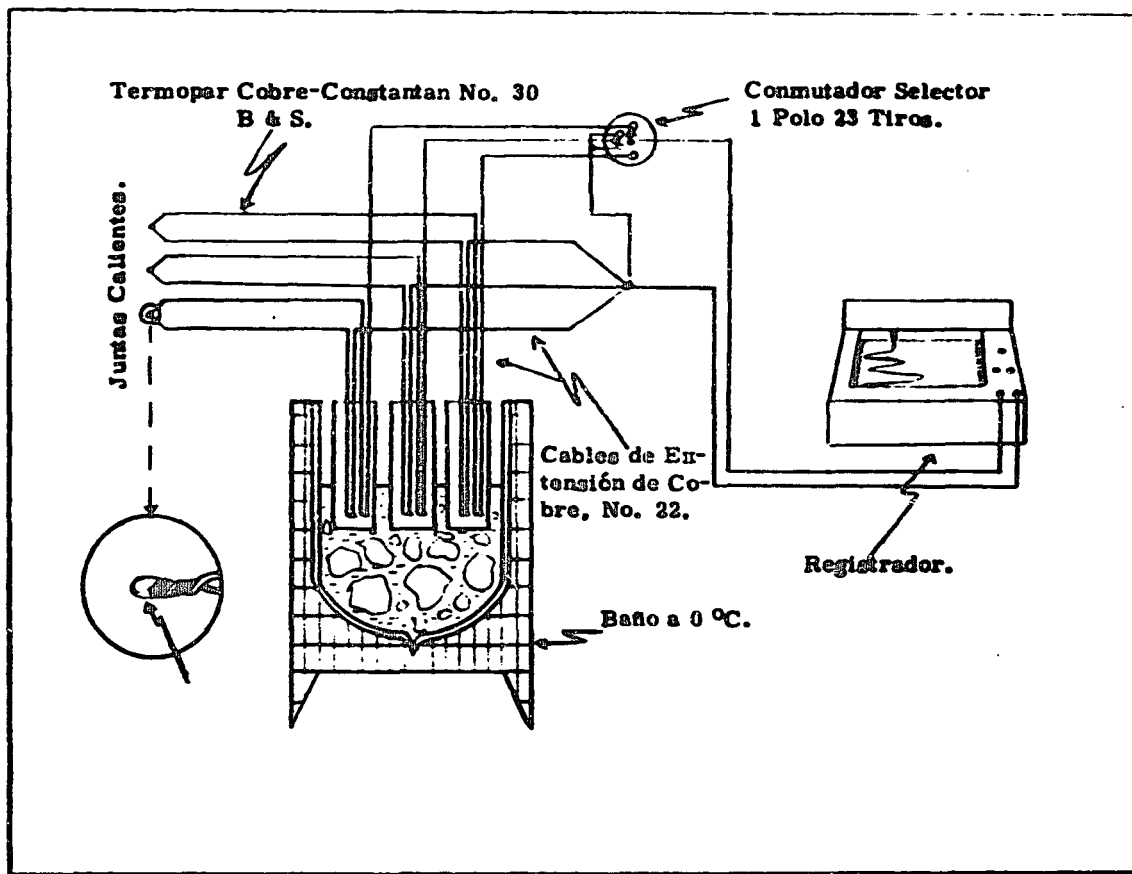


FIG. 3-5. CONEXIONES DE LOS TERMCPARES.

titución y en geometría, arriba y abajo de un calentador y se mantiene el lado frío de ellas a la misma temperatura, el calor fluirá por dos vías; la mitad hacia arriba y el resto hacia abajo. Para que no haya fugas radiales por los bordes laterales del calentador, se le rodea por otro calentador con regulación independiente para anular la diferencia de temperatura. Fig. (3.7). De este modo puede lograrse el flujo de calor deseado a través de las muestras.

Los calentadores están contruidos de alambre de sección rectangular de $1/16'' \times 0.0045''$ enrollado sobre micanita flexible de 1.27 mm. de espesor. El alambre es una aleación de níquel (65%), cromo (15%) y fierro (20%). La separación entre el calentador interior y el exterior es de 2.8 mm. Se utilizó cable de latón de 0.6 mm. de diámetro como contacto entre el calentador y los cables alimentadores de corriente.

La unidad de calentamiento va cubierta de láminas de acero inoxidable tipo 316 No. 18. Para evitar un corto circuito se colocó entre éstas y el calentador una lámina de micanita. Como placas enfriadoras se usan placas de aluminio, con venas para la circulación del agua de enfriamiento. Las dimensiones de estas placas son: 2.5 x 25 x 25 cm. El agua entra por dos ductos de 11.1 mm. de diámetro, y después de circular por 16 venas de 4.8 mm. de diámetro, paralelas al plano horizontal, salen por otros dos ductos de 11.1 mm. de diámetro.

Para tener buen contacto entre las unidades de calentamiento, las muestras y las placas de aluminio, se usó una prensa de madera que mediante un tornillo de acción manual aprieta una plancha contra otra. El emparejado constituido por la unidad de medición se coloca per-

pendicular al plano horizontal para evitar que las corrientes de convección afecten una sola muestra (Fig. 3.8).

Para la determinación cuantitativa del calor se utilizaron medidores eléctricos que suministran datos para calcular la potencia consumida, equivalente al calor generado en la unidad de tiempo. Como el uso de corriente alterna limita las posibilidades de calcular con precisión niveles bajos de potencia y, por otra parte, debido al diseño del calentador, se formaría una reactancia inductiva que impide usar con exactitud elementos medidores de corriente y voltaje por separado, ya que se desconoce el factor de potencia del sistema, y como en general los aparatos medidores de corriente directa son más exactos que los de alterna, se usaron aparatos de ese tipo de corriente para alimentar el calentador central.

Para obtener la corriente directa se construyó un puente rectificador de toda onda con el que se obtiene corriente pulsante. Fig. (3.9).

Como elementos medidores de corriente se utilizaron dos miliamperímetros, con límites 0 -500 m.a. y 0 - 1000 m.a. Las lecturas se hicieron en el último tercio de la escala, donde dichos aparatos indican con más precisión. Como elemento medidor de voltaje se utilizó un voltímetro de escalas múltiples.

Para regular la corriente que circula por las resistencias del elemento de calefacción se utilizaron dos autotransformadores Powerstat con salida de 0 - 140 voltios. Como la corriente que pasa por el puente rectificador no debe pasar de 1 amperio y la resistencia del sistema se midió y resultó de 30 ohmios, se puso un tope al autotransformador para que el voltaje máximo que se suministrara

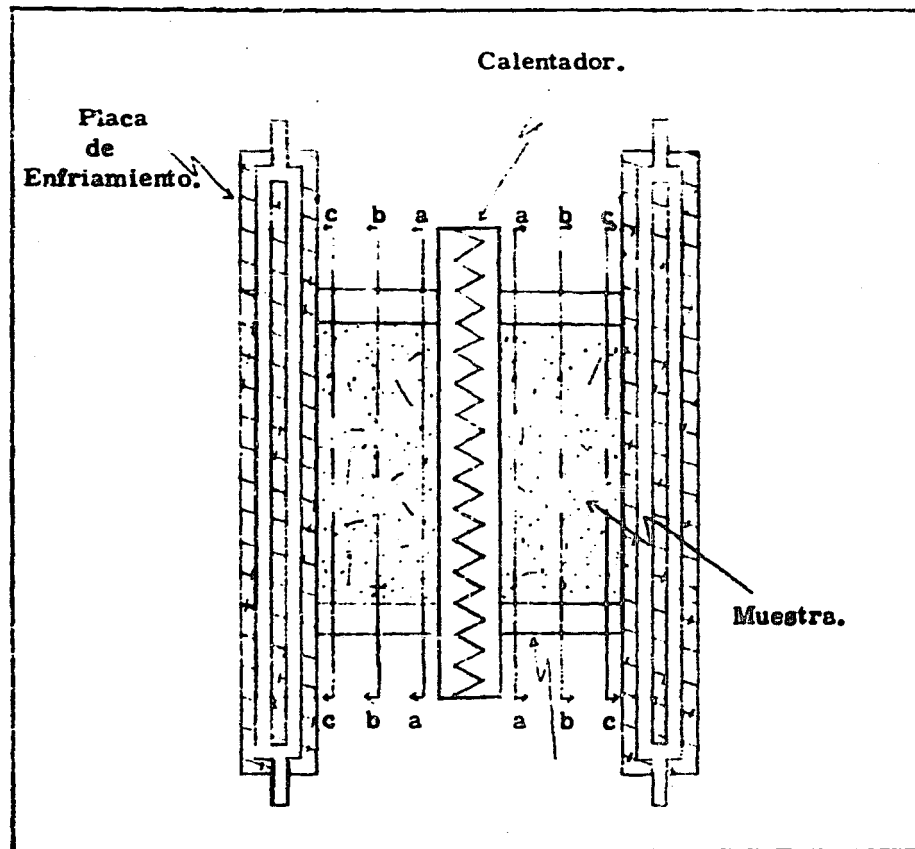


FIG. 3-8. FLUJO DE CALOR A TRAVES DE PLANOS ISOTERMICOS.

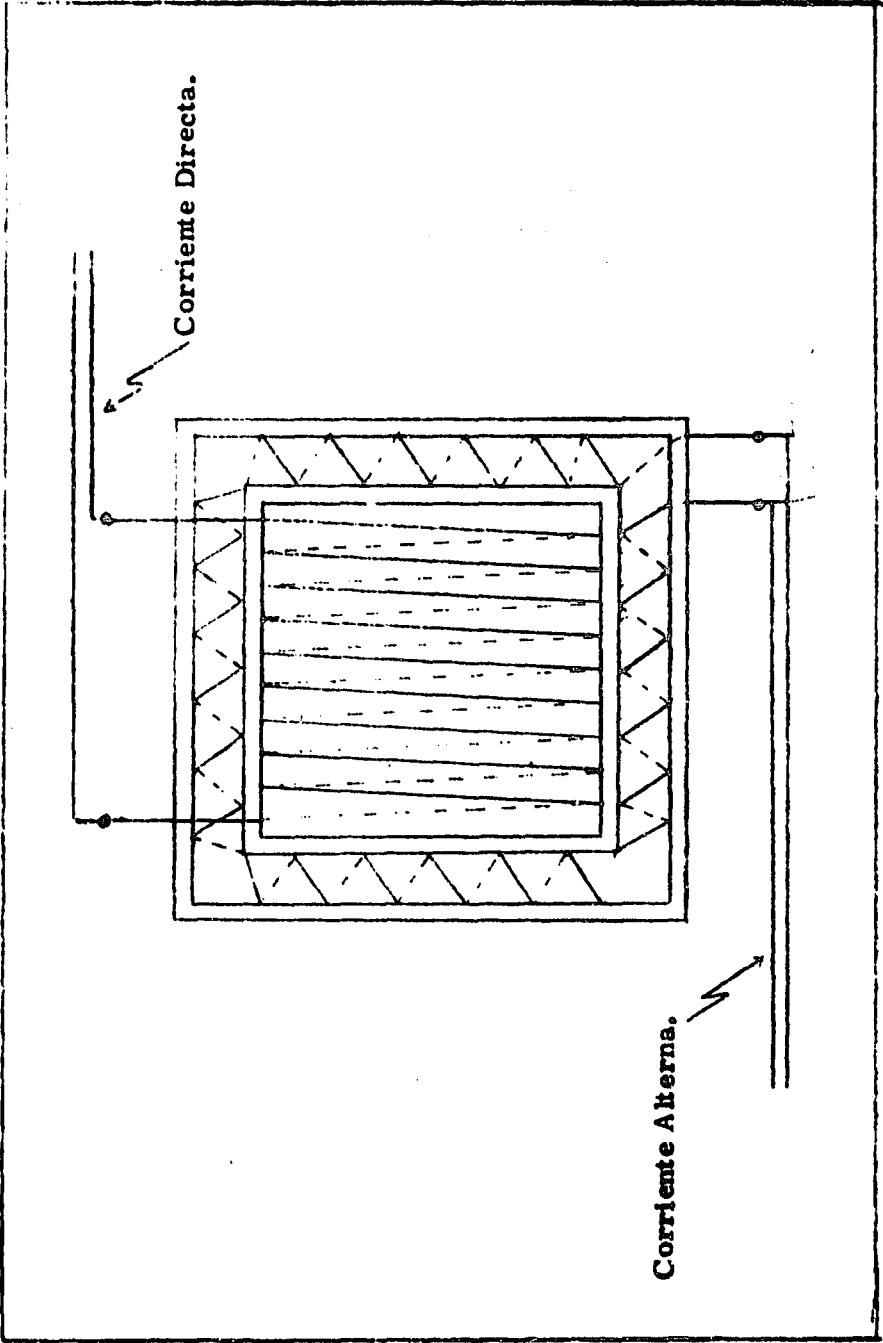


FIG. 3-7. VISTA DE LOS CALENTADORES.

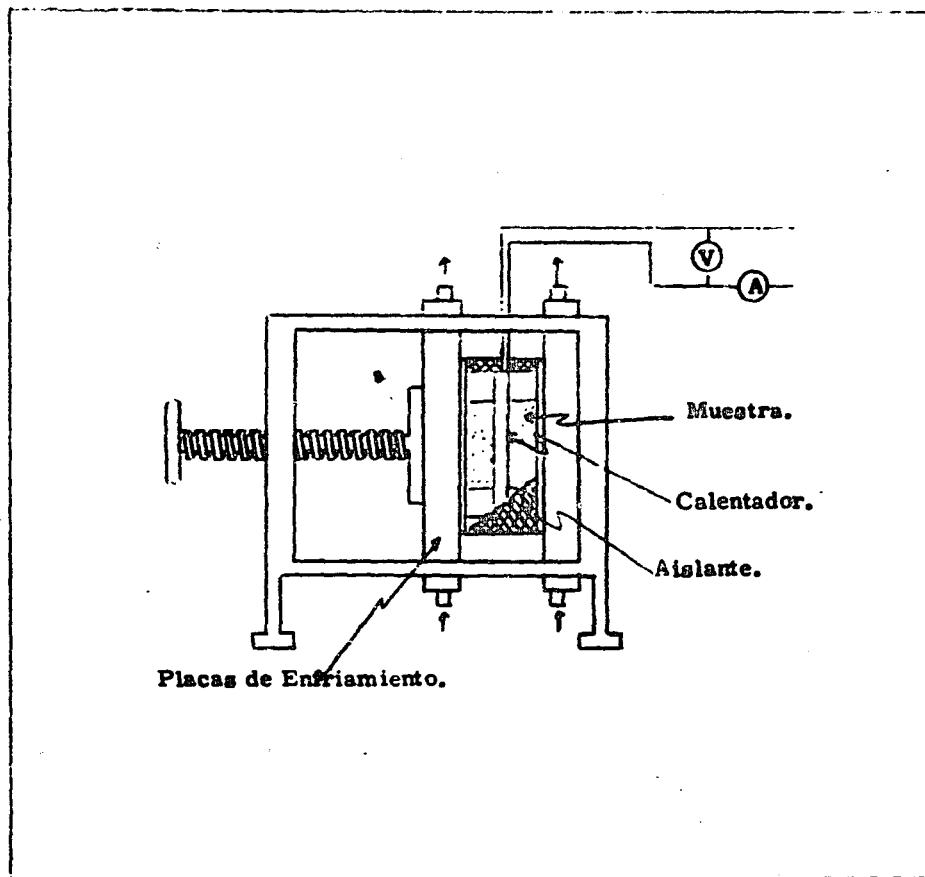


FIG. 3-8. APARATO PARA DETERMINAR LA CONSTANTE DE CONDUCTIVIDAD TERMICA.

al puente rectificador fuera de 30 voltios.

Los elementos para medir temperaturas fueron termopares cobre-constantán y están conectados con unión de referencia fría.

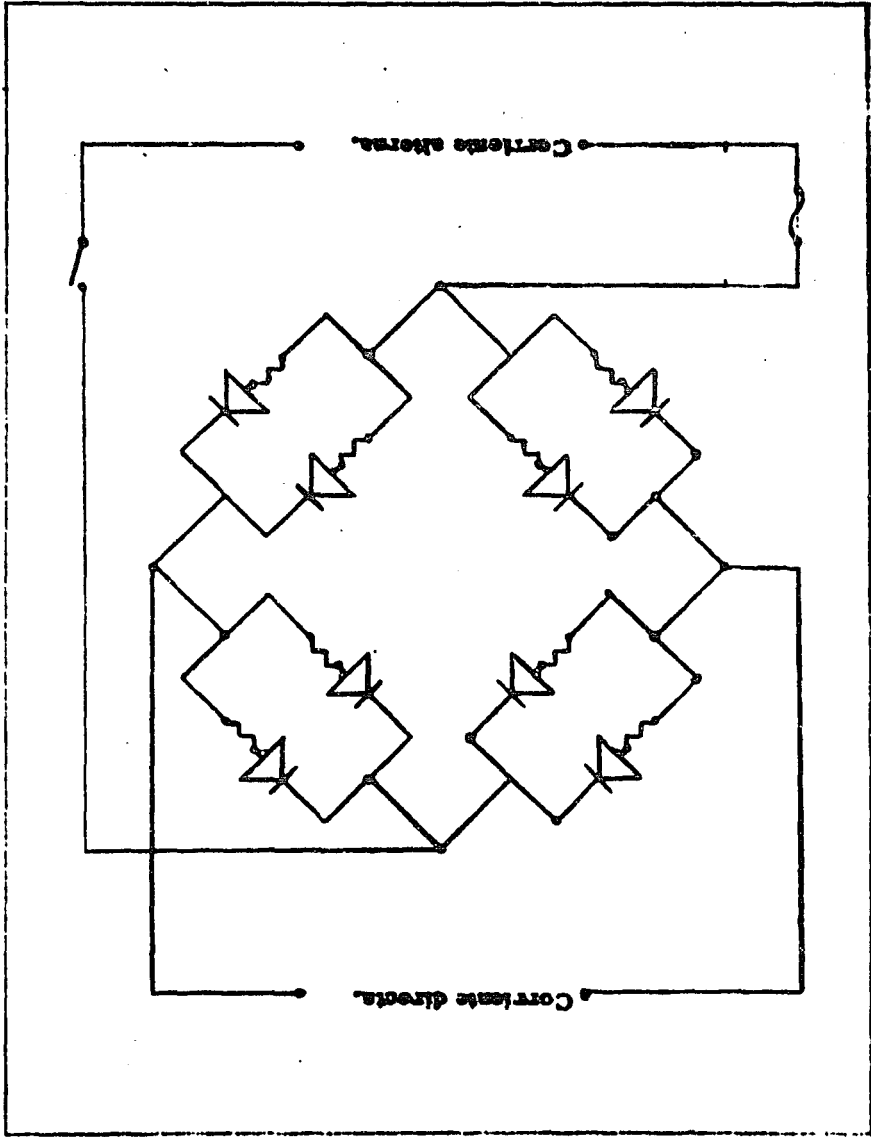


FIG. 3-9. PUENTE RECTIFICADOR DE TODA ONDA.

IV. - EXPERIMENTACION.

A. TECNICAS.

MUESTRAS

Las muestras utilizadas en este estudio se manufacturaron en forma de láminas de diversos espesores. Estas láminas se prepararon en una prensa Carver a diferentes presiones y cantidades del material. Para las pruebas en que se determinó la conductividad térmica del parénquima, fue necesario tener muestras secas, lo que se logró aplicando la presión con dos planchas calientes adaptadas a la prensa.

Para cada prueba efectuada con el fin de determinar la constante de conducción de calor, (K), fue necesario contar con juegos de dos muestras lo más parecidas entre sí, por lo que se les preparó empleando la misma cantidad de material, la misma presión, la misma temperatura y el mismo tiempo de residencia. Además, se prepararon tres muestras para cada prueba, de las cuales se escogieron aquellas dos que presentaron las características más similares.

DETERMINACION DE LA CONSTANTE DE CONDUCCION DE CALOR.

En todas las pruebas se colocaron 12 termopares en

las formas indicadas por la Fig. (4.1). Una vez colocados los termopares se cubrieron los cantos de las muestras con cinta de asbesto de 1.5 cm. de espesor para evitar corrientes de convección y disminuir fugas de calor.

Las Figs. (4.2), (4.3) y (4.4), muestran la forma en que se determinó, con la ayuda del registrador de las fuerzas electromotrices de los termopares, el momento en que el calor fluye perpendicular a los planos isotérmicos aa', bb', cc', etc. (Fig. 3.6). La Fig. (4.2) muestra un estado tal del sistema en el cual el calor tiene un flujo axial del centro al exterior. Esto se corrigió aumentando el voltaje del calentador externo. La Fig. (2.3) nos muestra el caso contrario, en el cual el calor fluye al centro del sistema. Disminuyendo el voltaje del calentador externo, se llega a la condición deseada, Fig. (4.4), en la cual no hay flujo axial de calor.

En ese momento se toman las lecturas de los termopares. Variando la intensidad y el voltaje se pueden tener lecturas a diversas temperaturas.

La constante de conducción de calor se encuentra mediante las ecuaciones siguientes:

$$\text{Potencia en vatios} = \text{voltios} \times \text{amperios} \times F \quad (4.1)$$

En donde:

F es un factor que corrige la lectura de la corriente pulsante (valor promedio = 0.636 I máx) y la convierte en el valor eficaz (igual a 0.707 I máx) que es el utilizado en las ecuaciones (28).

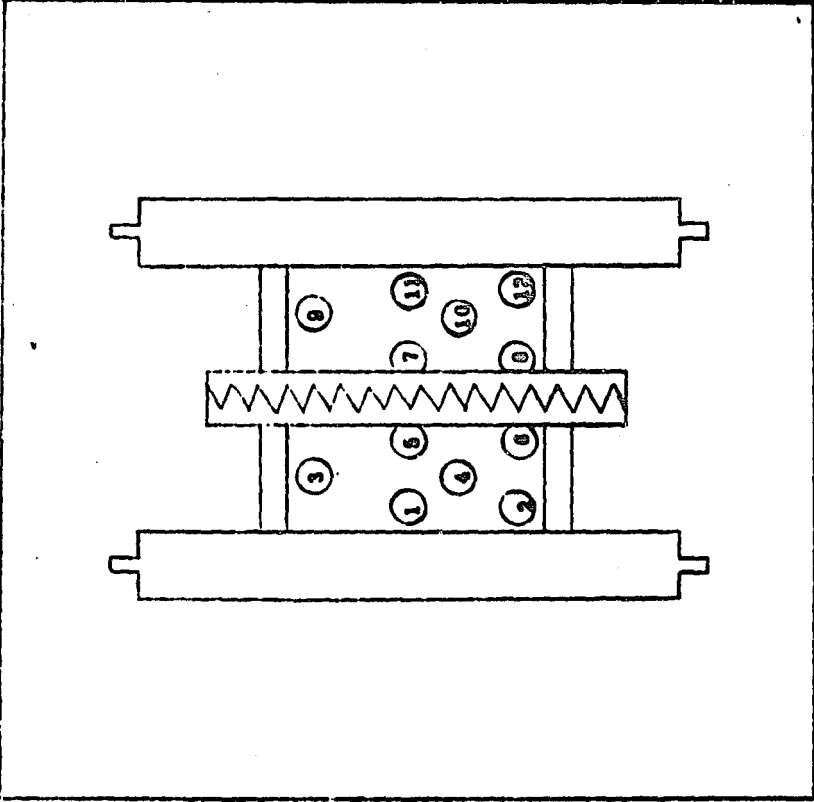


FIG. 4-1. DISTRIBUCION DE LOS TERMOPARES EN LAS MUESTRAS DURANTE LA DETERMINACION DE LA CONSTANTE DE CONDUCTIVIDAD TERRECA.

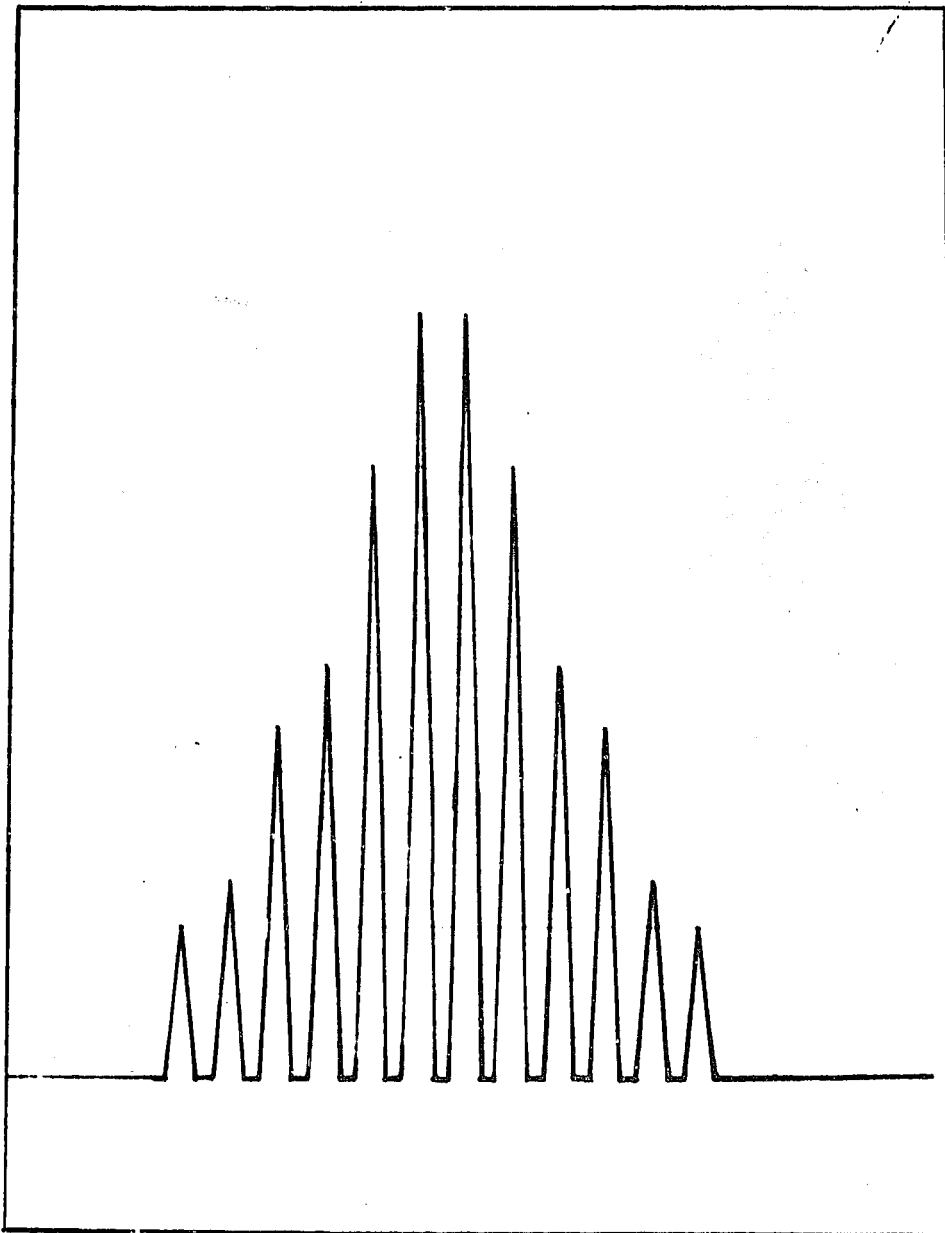


FIG. 4-2. GRAFICA DEL REGISTRADOR INDICANDO FLUJO DE CALOR AXIAL, DEL CENTRO AL EXTERIOR DE LA MUESTRA.

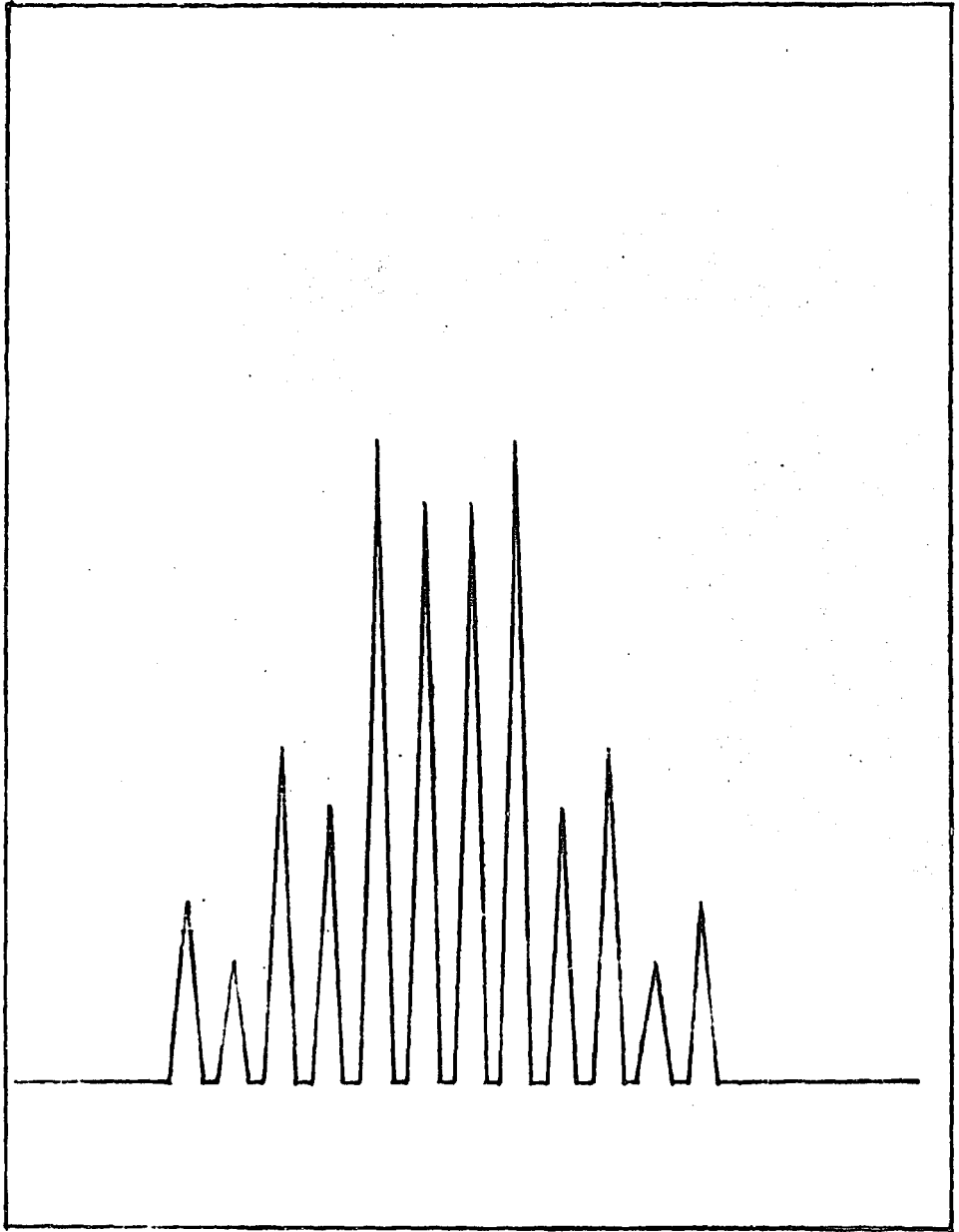


FIG. 4-3. GRAFICA DEL REGISTRADOR INDICANDO FLUJO DE CALOR AXIAL, DEL EXTERIOR AL CENTRO DE LA MUESTRA.

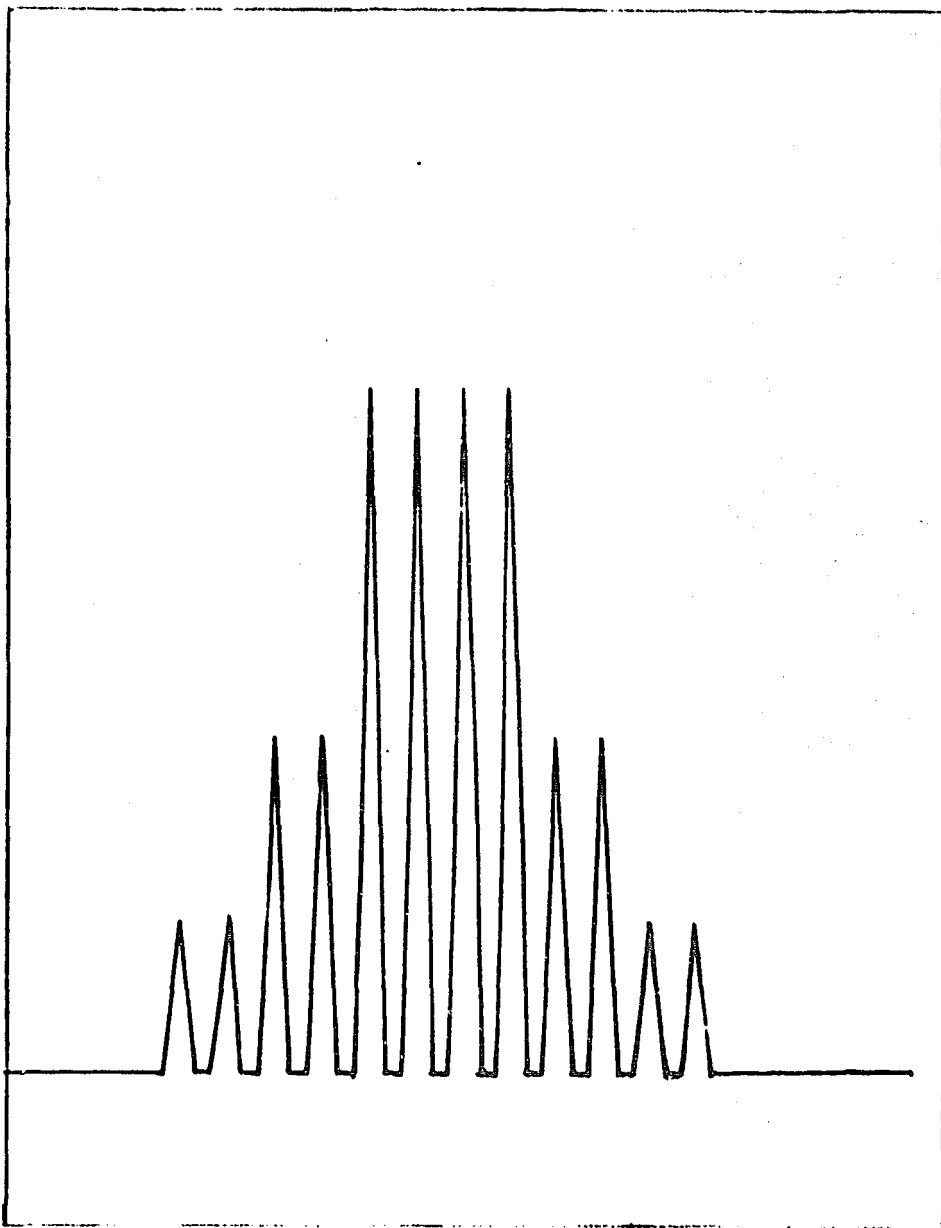


FIG. 4-4. GRAFICA DEL REGISTRADOR INDICANDO FLUJO DE CALOR POR PLANOS ISOTERMICOS.

$$F = \left(\frac{0.707}{0.636} \right)^2$$

El calor que fluye en un segundo a través de las muestras, Q, se obtiene de:

$$Q = \text{Potencia} \times \frac{0.239 \text{ cal}}{\text{vatio} \cdot \text{seg}} \quad (4.2)$$

De la ecuación de Fourier,

$$Q = \frac{k A (T_2 - T_1)}{X} \quad (4.3)$$

obtenemos:

$$k = \frac{Q X}{A(T_2 - T_1)} \quad (4.4)$$

Como en nuestro caso, la cantidad de calor Q, fluye en dos direcciones hacia cada una de las muestras, pasará únicamente Q/2 a través de cada muestra:

$$k = \frac{Q X}{2 A(T_2 - T_1)} \quad (4.5)$$

en donde:

k = conductividad térmica, cal/seg °C m²

Q = calor, cal/seg

X = espesor de la muestra, m.

A = área de la muestra normal al flujo de calor, m²

pasa de un período a otro. Así, es posible determinar el valor de la humedad crítica. En estas muestras sólo se expuso la cara superior al aire de secado.

DETERMINACION DE LAS CURVAS DE SECADO EN EL PERIODO DECRECIENTE.

El secado se efectuó con muestras a 3 diferentes humedades absolutas. En total se obtuvieron 6 curvas de secado. Se variaron dimensiones de las muestras para cada par de curvas determinadas con aire a la misma humedad. Las muestras se colocaron sobre la plataforma de vidrio como muestra la Fig. (3.4). En una corrida se colocaron otros termopares, (Nos. 7-12 en la Fig. 4.5) para comparar el valor experimental de la temperatura de pseudo-bulbo húmedo con la temperatura calculada de acuerdo a la ecuación de Nissan (2.43).

RESULTADOS.

Determinación del coeficiente de conducción de calor.

NOMENCLATURA USADA EN LAS TABLAS 4-1 A 4-5:

= densidad de la muestra, g/cm^3

T_1 = temperatura del lado frío de la muestra, $^{\circ}\text{C}$

T_2 = temperatura del lado caliente de la muestra, $^{\circ}\text{C}$

ΔT = $T_2 - T_1$

T = $(T_1 + T_2)/2$

$$F = \left(\frac{0.707}{0.636} \right)^2$$

El calor que fluye en un segundo a través de las muestras, Q, se obtiene de:

$$Q = \text{Potencia} \times \frac{0.239 \text{ cal}}{\text{vatio} \cdot \text{seg}} \quad (4.2)$$

De la ecuación de Fourier,

$$Q = \frac{k A (T_2 - T_1)}{X} \quad (4.3)$$

obtenemos:

$$k = \frac{Q X}{A(T_2 - T_1)} \quad (4.4)$$

Como en nuestro caso, la cantidad de calor Q, fluye en dos direcciones hacia cada una de las muestras, pasará únicamente Q/2 a través de cada muestra:

$$k = \frac{Q X}{2 A(T_2 - T_1)} \quad (4.5)$$

en donde:

k = conductividad térmica, cal/seg °C m²

Q = calor, cal/seg

X = espesor de la muestra, m.

A = área de la muestra normal al flujo de calor, m²

T_2 = temperatura del plano isotérmico caliente.

T_1 = temperatura del plano isotérmico frío.

DETERMINACION DE LA DENSIDAD ABSOLUTA DEL PARENQUIMA.

Para esta determinación, se tomaron pequeñas muestras de diversos compactados, las cuales se prefragmentaron en un molino de cuchillas "Thomas" de laboratorio, hasta pasar por una criba de 0.250 mm. de abertura. La determinación se hizo con un picnómetro utilizando xileno.

Para obtener la densidad real del parénquima modificado se colocaron pequeñas cantidades, 0.1 a 0.2 g. de parénquima en el picnómetro. Se pesó éste y se agregó xileno. Se colocó el picnómetro en un desecador con llave de vacío. Se alternó el vacío y la presión atmosférica en el desecador. Cuando se observó que ya no había mayor desprendimiento de burbujas, se llenó el picnómetro con xileno y se pesó.

DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DE SECADO EN EL PERIODO CONSTANTE.

Se colocaron muestras con suficiente humedad, (300 - 350%, base seca), como para asegurar que la determinación se realizara en el período de secado constante. Se colocaron termopares en el túnel como muestra la Fig. (4.5). Los termopares de bulbo húmedo y de temperatura de la superficie se colocaron en oposición para observar la diferencia de los dos potenciales generados. En el momento en que esta diferencia aumenta desviándose del valor constante que adquiere durante este período, tendremos la indicación que estamos en la zona crítica en que se

pasa de un período a otro. Así, es posible determinar el valor de la humedad crítica. En estas muestras sólo se expuso la cara superior al aire de secado.

DETERMINACION DE LAS CURVAS DE SECADO EN EL PERIODO DECRECIENTE.

El secado se efectuó con muestras a 3 diferentes humedades absolutas. En total se obtuvieron 6 curvas de secado. Se variaron dimensiones de las muestras para cada par de curvas determinadas con aire a la misma humedad. Las muestras se colocaron sobre la plataforma de vidrio como muestra la Fig. (3.4). En una corrida se colocaron otros termopares, (Nos. 7-12 en la Fig. 4.5) para comparar el valor experimental de la temperatura de pseudo-bulbo húmedo con la temperatura calculada de acuerdo a la ecuación de Nissan (2.43).

RESULTADOS.

Determinación del coeficiente de conducción de calor.

NOMENCLATURA USADA EN LAS TABLAS 4-1 A 4-5:

= densidad de la muestra, g/cm^3

T_1 = temperatura del lado frío de la muestra, $^{\circ}C$

T_2 = temperatura del lado caliente de la muestra, $^{\circ}C$

ΔT = $T_2 - T_1$

T = $(T_1 + T_2)/2$

- V = Voltios
- I = Amperios
- X = Ancho de la muestra, m.
- K = Coeficiente de conducción de calor, cal/°C m seg
- A = Area de la muestra por la cual fluye el calor del calentador central únicamente, m².

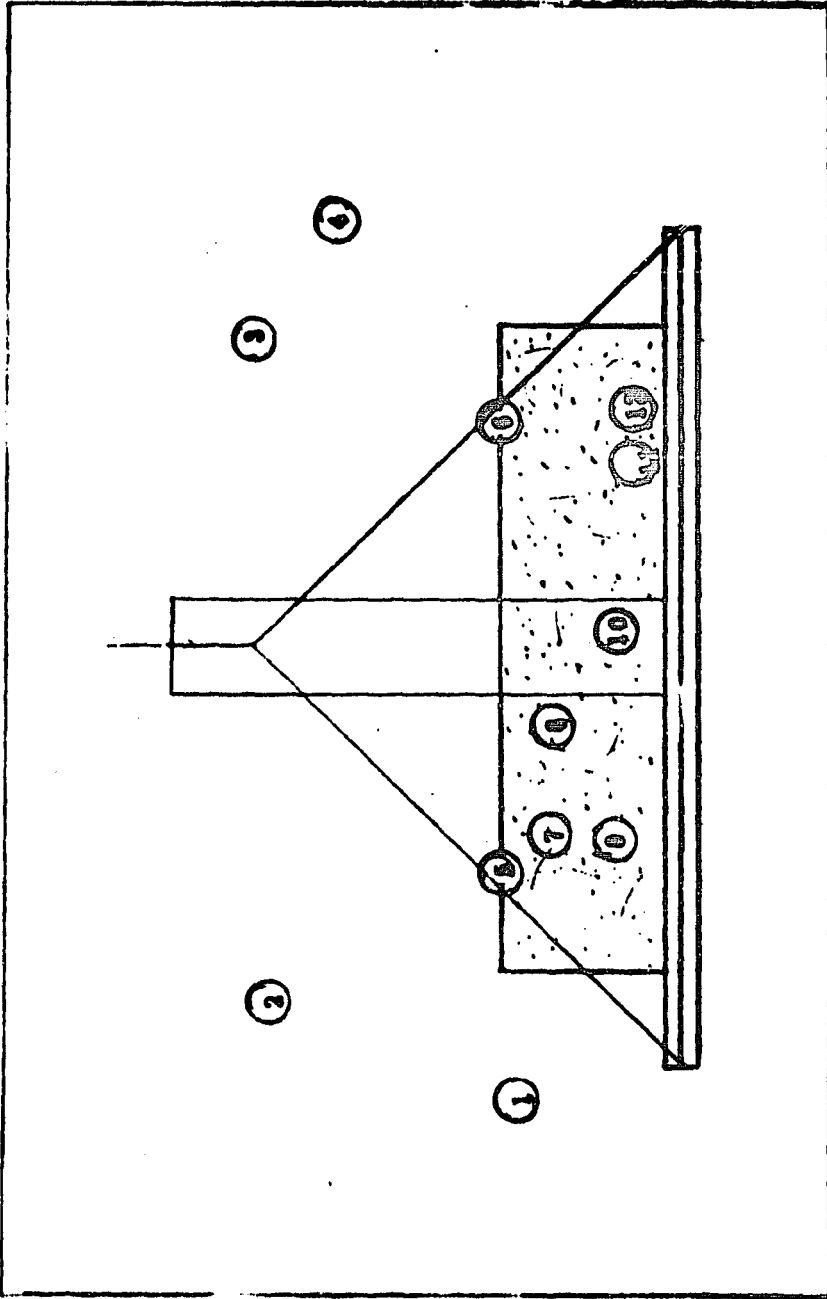


FIG. 4-8. DISTRIBUCION DE TERMOPARES EN LA DETERMINACION DE CURVAS DE SECADO.

TABLA 4-1

DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE CONDUCCION DE CALOR.

$\rho = 0.8923 \text{ g/cm}^3$

$A = 0.0049 \text{ m}^2$

Prueba	T_1	T_2	ΔT	\bar{T}	V	I	X	K
	27.50	52.50	25.00	40.00	5.5	0.40	0.012	0.03177
2	25.00	54.50	29.50	39.75	5.5	0.40	0.012	0.02821
3a	24.50	78.75	54.25	51.60	10.0	0.70	0.006	0.02594
3b	78.75	136.60	57.85	107.67	10.0	0.70	0.006	0.02432
3c	24.50	136.60	112.10	80.55	10.0	0.70	0.012	0.02509
4a	30.20	81.00	50.80	55.60	11.0	0.80	0.006	0.02853
4b	81.00	142.00	61.00	111.50	11.0	0.80	0.006	0.02804
4c	30.20	142.00	111.80	86.00	11.0	0.80	0.012	0.02839
5a	30.20	81.00	50.80	55.60	10.7	0.74	0.006	0.02810
5b	81.00	129.80	48.80	105.40	10.7	0.74	0.006	0.02924
5c	30.20	129.80	99.60	95.10	10.7	0.74	0.012	0.02867
6a	25.25	103.75	78.50	64.50	13.0	0.90	0.006	0.02889
6b	103.75	179.40	75.65	141.50	13.0	0.90	0.006	0.02792
6c	25.25	179.40	154.25	102.10	13.0	0.90	0.012	0.02737
7a	25.20	114.20	89.00	69.70	14.3	0.99	0.006	0.02871
7b	114.20	204.00	89.80	159.10	14.3	0.99	0.006	0.02848
7c	25.20	204.00	178.80	114.60	14.3	0.99	0.012	0.02858
8a	25.25	107.25	82.00	66.25	13.1	0.97	0.006	0.02799
8b	107.25	189.00	81.75	148.12	13.1	0.97	0.006	0.02806
8c	25.25	189.00	163.75	107.12	13.1	0.97	0.012	0.02802

TABLA 4-2

DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE CONDUCCION DE CALOR.

$\rho = 0.9910 \text{ g/cm}^3$

$A = 0.0049 \text{ m}^2$

Prueba	T_1	T_2	ΔT	\bar{T}	V	I	X	K
1a	24.75	28.75	4.00	26.75	4.2	0.29	0.0052	0.04764
1b	28.75	33.00	4.25	30.37	4.2	0.29	0.0052	0.04684
1c	24.75	33.00	8.25	28.87	4.2	0.29	0.0104	0.04631
2a	25.25	35.50	10.25	30.30	6.6	0.46	0.0052	0.04663
2b	35.5	45.50	10.00	40.50	6.6	0.46	0.0052	0.04779
2c	25.25	45.50	20.25	35.30	6.6	0.46	0.0104	0.04730
3a	24.25	48.00	23.75	36.05	10.1	0.70	0.0052	0.04659
3b	48.00	71.60	23.60	59.80	10.1	0.70	0.0052	0.04687
3c	24.25	71.60	47.35	47.90	10.1	0.70	0.0104	0.04672
4a	27.25	67.00	39.75	47.10	13.2	0.91	0.0052	0.04710
4b	67.00	107.75	40.75	87.40	13.2	0.91	0.0052	0.04595
4c	27.25	107.75	80.50	67.50	13.2	0.91	0.0104	0.04652

DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE CONDUCCION DE CALOR.

$\rho = 1.0412 \text{ g/cm}^3$

TABLA 4-3

$A = 0.0049 \text{ m}^2$

Prueba	T_1	T_2	ΔT	F	V	I	X	K
1	29.75	86.25	56.5	58.00	12.42	0.86	0.0097	0.05375
2	26.25	83.20	56.95	54.72	12.71	0.88	0.0097	0.05333
3	26.75	76.75	50.00	51.75	11.55	0.80	0.0097	0.05516
4	22.75	68.50	45.75	45.62	10.11	0.76	0.0097	0.05354
5	25.00	42.60	17.60	33.80	6.93	0.68	0.0097	0.05470
6	25.00	39.50	14.50	32.25	6.66	0.46	0.0097	0.05284

$\rho = 0.9611 \text{ g/cm}^3$

TABLA 4-4

$A = 0.0049 \text{ m}^2$

Prueba	T_1	T_2	ΔT	\bar{T}	V	I	X	K
1	22.30	59.20	36.90	40.75	6.5	0.45	0.016	0.038165
2	22.00	68.75	46.75	45.32	7.2	0.50	0.016	0.037075
3	22.20	116.70	94.50	69.45	10.1	0.70	0.016	0.038025
4	20.75	146.00	125.25	83.37	11.8	0.82	0.016	0.037195

$\rho = 0.8240$

TABLA 4-5

$A = 0.0049 \text{ m}^2$

Prueba	T_1	T_2	ΔT	\bar{T}	V	I	X	K
1	20.25	54.15	33.90	37.20	4.9	0.34	0.0098	0.014493
2	25.00	99.60	74.60	62.30	7.2	0.50	0.0098	0.014231
3	23.75	171.25	147.50	97.50	10.4	0.72	0.0098	0.014971
4	20.00	206.75	186.75	113.37	11.5	0.60	0.0098	0.014527

DETERMINACION DE LA DENSIDAD ABSOLUTA DEL PARENQUIMA.

Se realizó la prueba empleando el método ASTM D-1217-54, el promedio de los resultados indica que la densidad absoluta es: 1.4974 g/cm³.

VELOCIDAD DE SECADO, PERIODO CONSTANTE.

TABLA 4-6
CARACTERISTICAS DE LOS EXPERIMENTOS.

Muestra	t _a	t _{bh}	t _s	V	L	An
C-1	86.0	25.0	26.0	223.5	17.0	9.4
C-2	121.0	37.5	37.5	127.0	17.0	9.4
C-3	131.0	38.5	40.0	304.8	20.0	10.9
C-4	204.0	50.0	51.0	914.4	17.0	9.4
C-5	230.0	52.0	52.0	914.4	7.0	6.3
C-6	209.0	54.0	57.0	914.4	7.2	6.5
C-7	209.0	54.0	55.0	508.0	14.0	6.2
C-8	206.0	44.0	45.5	914.4	22.3	10.0
C-9	206.0	44.0	46.0	792.5	22.3	10.0
C-10	206.0	44.0	44.0	792.5	6.0	5.0
C-11	150.0	40.0	41.0	457.2	16.0	8.0
C-12	150.0	40.0	40.0	792.5	9.5	8.1

En donde:

t_a = temperatura de bulbo seco del aire, °C.

t_{bh} = temperatura de bulbo húmedo del aire, °C

t_s = temperatura de la superficie de la muestra, °C.

V = velocidad del aire sobre la superficie de secado, cm/min.

L = longitud de la muestra, cm.

An = ancho de la muestra, cm.

TABLA 4-7

VELOCIDAD DE SECADO, PERIODO CONSTANTE.

t min	W = Peso Muestra + Tara, g.					
	Muestra C-1	Muestra C-2	Muestra C-3	Muestra C-4	Muestra C-5	Muestra C-6
0	1102.0	1072.2	940.0	960.7	443.1	355.7
5	1101.5	1070.3	935.0	957.7	439.4	
9					436.4	
10	1100.0	1067.8	930.5	946.9		351.2
12						367.4
14					431.9	
15	1088.3	1065.8		932.0	430.9	344.9
18						341.3
20	1096.8	1063.9	923.6	916.0	425.2	
22						338.0
24					421.1	
25	1095.2	1061.8		900.0		333.1
27					418.9	
30		1059.9	914.2	883.3	415.9	330.0
31						326.6
32	1093.2					
33						322.6
35	1092.2	1057.9		886.0		
36					411.2	321.2
39						319.7
40	1090.4	1056.0	904.6	849.5		
42						317.6
45	1089.9	1054.1			404.7	316.5
50		1052.5				
55	1084.9	1050.4	891.6			
60	1082.4	1048.5				
65		1046.4				
70		1044.0				

TABLA 4-7 (Cont.)

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO CONSTANTE.

Θ min	W = Peso Muestra ÷ Tara					
	Muestra C-7	Muestra C-8	Muestra C-9	Muestra C-10	Muestra C-11	Muestra C-12
0	345.0	1365.0	1190.2	379.5	868.2	801.6
3			1175.9			
5				377.7	865.0	797.3
6	340.7		1163.6			
8						789.6
9	338.1		1150.0			
10		1345.5		375.4	861.2	
12	335.7		1138.1			780.7
15	332.6		1124.9	372.8	856.3	
17						783.6
18	330.0		1112.0			
20		1299.91		370.3	851.3	
21			1090.4			
22						777.2
24	326.1					
25		1273.9		367.8	846.5	773.1
27	323.8	1263.8				
30	322.0	1249.0		365.2	841.1	766.4
33	319.6	1234.0				
35				362.9		759.9
36	317.9	1219.2			835.4	
39	316.2					
40				360.3	831.4	753.0
42	314.7					
45	313.4			357.8	826.7	746.2
50				355.2	821.8	
55	311.2			352.7	810.8	
58					813.9	

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO DECRECIENTE.

TABLA 4-8
CARACTERISTICAS DE LOS EXPERIMENTOS.

Muestra	t_a	t_{bh}	t_s	V	L	A_n	G
D-1	206	43	49.0	609.6	12.1	9.3	1.5
D-2	206	43	46.0	609.6	12.0	9.4	3.0
D-3	198	42	44.5	792.5	11.7	9.3	2.5
D-4	198	42	43.5	792.5	12.0	8.9	1.6
D-5	150	70	73.0	609.6	10.1	8.6	1.6

En donde:

- t_a = temperatura de bulbo seco del aire, °C.
- t_{bh} = temperatura de bulbo húmedo del aire, °C.
- t_s = temperatura de la superficie de la muestra, °C.
- L = longitud de la muestra, cm.
- A_n = Ancho de la muestra, cm.
- G = grosor de la muestra, cm.
- V = velocidad del aire sobre la superficie de la muestra, cm/seg.

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO DECRECIENTE.

Nomenclatura empleada en las Tablas 4-9 a 4-13.

Θ = tiempo, min.

W* = peso muestra ÷ tara, g.

A = contenido de agua en la muestra, g.

W = humedad, g de agua/g de sólido seco.

TABLA 4-9

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO DECRECIENTE.

Muestra D-1

Θ	W*	A	W
20	829.4	41.7	0.5799
25	823.1	35.4	0.4923
30	819.6	31.9	0.4437
35	815.9	28.2	0.3922
40	812.5	24.8	0.3449
45	810.2	22.5	0.3129
50	808.5	20.8	0.2893
55	805.2	17.5	0.2434
61	802.5	14.8	0.2058
66	799.8	12.1	0.1693
71	797.6	9.9	0.1377
76	796.6	8.9	0.1238
81	794.9	7.2	0.1001
85	793.5	5.8	0.0807
91	791.7	4.0	0.0656
95	791.2	3.5	0.0487
100	790.5	2.8	0.0389
105	789.0	1.9	0.0264
110	788.0	1.2	0.0166
115	786.4	0.7	0.0097

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO DECRECIENTE.

TABLA 4-10

Muestra D - 2

h	W*	A	W
20	816.1	55.3	0.5251
35	807.6	46.8	0.4444
47	800.5	39.7	0.3770
60	793.3	32.5	0.3088
71	786.8	26.0	0.2754
82	785.5	24.7	0.2346
90	782.6	21.8	0.2070
100	779.4	18.6	0.1768
112	775.6	14.8	0.1495
120	773.4	12.6	0.1197
130	770.7	9.9	0.0940
140	768.4	7.6	0.0722
150	766.5	5.7	0.0541
160	764.3	3.5	0.0322

TABLA 4-11

Muestra D - 3

h	W*	A	W
20	881.1	54.0	0.4800
25	880.0	50.0	0.4615
30	880.5	47.4	0.4407
38	881.0	41.0	0.3700
45	880.2	37.1	0.3364
50	883.4	34.3	0.3110
60	876.0	29.8	0.2702
67	875.0	28.8	0.2430
75	872.7	23.6	0.2140
80	870.8	21.7	0.1967
85	869.3	20.0	0.1813
90	867.6	18.4	0.1663
98	866.0	16.5	0.1480
105	863.1	14.0	0.1280
110	862.1	13.0	0.1170
117	860.2	11.1	0.1000
120	859.5	10.4	0.0943
140	855.4	6.1	0.0571
150	853.7	4.0	0.0377
160	852.1	3.0	0.0270

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO DECRECIENTE.

TABLA 4 - 12

Muestra D - 4

θ	W*	A	W
20	746.6	38.6	0.5701
25	744.4	36.2	0.5347
30	742.6	34.4	0.5061
35	740.6	32.4	0.4786
45	737.2	29.0	0.4283
55	734.4	26.2	0.3870
70	729.3	21.1	0.3116
80	726.1	19.9	0.2939
90	724.3	16.1	0.2378
95	722.9	14.7	0.2171
105	721.3	13.1	0.1935
115	719.4	11.2	0.1654
120	718.5	10.3	0.1521
129	715.5	7.3	0.1078

TABLA 4 - 13

Muestra D - 5

θ	W*	A	W
30	890.8	61.0	0.5810
40	886.5	56.7	0.5400
50	882.7	52.9	0.5039
60	878.0	48.2	0.4590
70	873.8	44.0	0.4190
80	870.1	40.3	0.3836
90	865.8	36.0	0.3429
100	862.5	32.7	0.3114
110	858.7	28.9	0.2752
120	855.1	25.3	0.2410
130	852.0	22.2	0.2114
140	848.7	18.9	0.1800
150	844.8	15.0	0.1429
160	841.2	11.4	0.1089
170	838.9	9.1	0.0867

V. - DISCUSION DE RESULTADOS.

Coefficiente de Conducción de Calor.

Graficando los valores determinados experimentalmente del coeficiente de conducción de calor contra la temperatura (Fig. 5-1) se observa que el coeficiente es independiente de la temperatura.

Esto se puede comprobar proponiendo una ecuación del tipo:

$$k = a + bT$$

En donde b es la pendiente de la recta.

Para tres series de datos se estableció esta ecuación mediante el método de mínimos cuadrados, resultan do:

$\rho, \text{g/cm}^3$	a	b
0.8923	0.028091	-3.8213×10^{-6}
0.9910	0.046948	-6.1796×10^{-6}
1.0412	0.053977	-7.02246×10^{-6}

Como los valores de b son muy pequeños, se comprueba que la constante de conducción de calor es independiente de la temperatura, pero dependerá de la densidad

aparente.

Los valores promedio de los valores experimentales de la constante de conducción de calor, para cada valor de la densidad son:

ρ , g/cm ³	\bar{K} cal/seg cm °C
0.8240	1.4555 x 10 ⁻⁴
0.8923	2.7762 x 10 ⁻⁴
0.9611	3.7115 x 10 ⁻⁴
0.9910	4.6670 x 10 ⁻⁴
1.0412	5.4322 x 10 ⁻⁴

Graficando estos valores obtenemos una línea recta. Fig. (5-2). Mediante el uso del método de mínimos cuadrados se encontró que la ecuación de dicha recta es:

$$K = [-1.3616 + 1.829\rho] \times 10^{-3} \frac{\text{cal}}{\text{seg cm } ^\circ\text{C}}$$

cuando la densidad tenga las unidades: g/cm³.

Se observa que este valor sólo es correcto para el intervalo de densidades mayores de 0.82 g/cm³. Para determinar el valor de K a menor densidad debemos suponer, en base a lo que se menciona en la literatura, que la curva $K = \Theta(\rho)$ es una hipérbola de la cual sólo conocemos una rama. Esa literatura (16) indica que este tipo de curvas ocurren en materiales porosos en los cuales el efecto de la radiación es importante.

De la ecuación (2.43) podemos observar que:

$$K = \delta(t_{pbh})$$

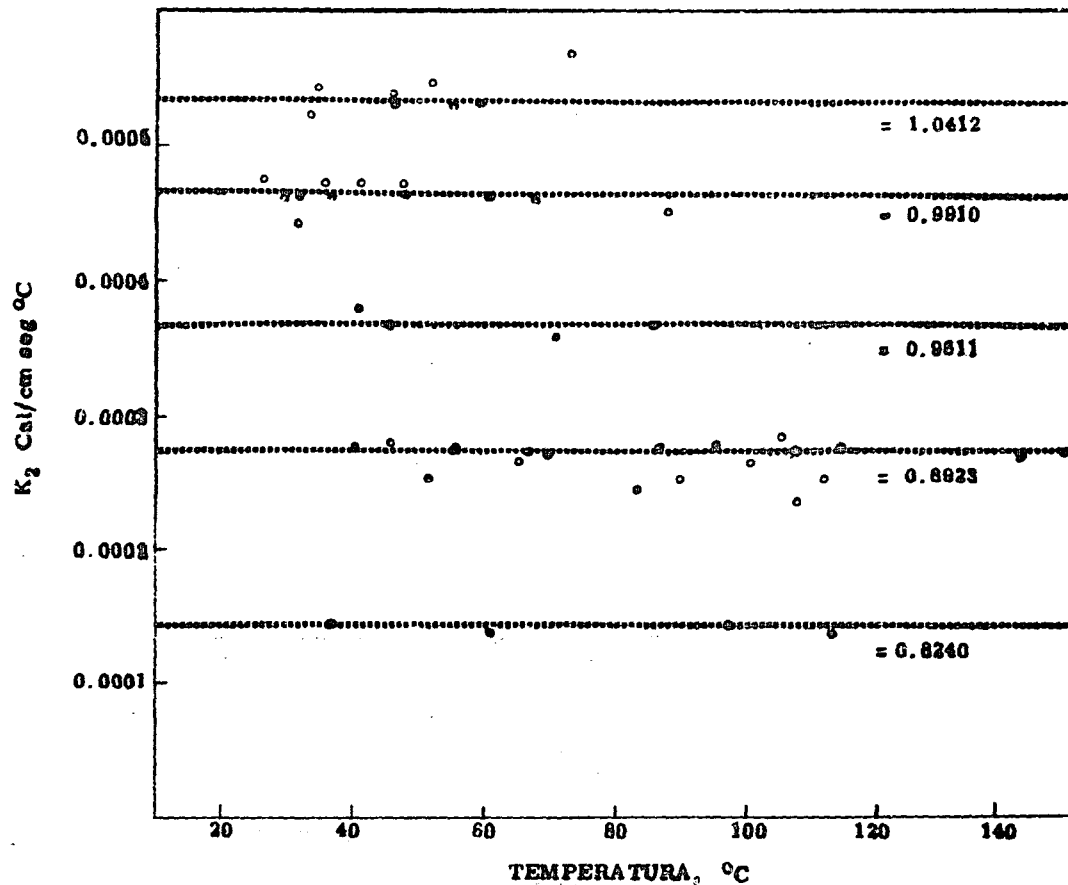


FIG. 5-1. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE CONDUCCION DE CALOR.

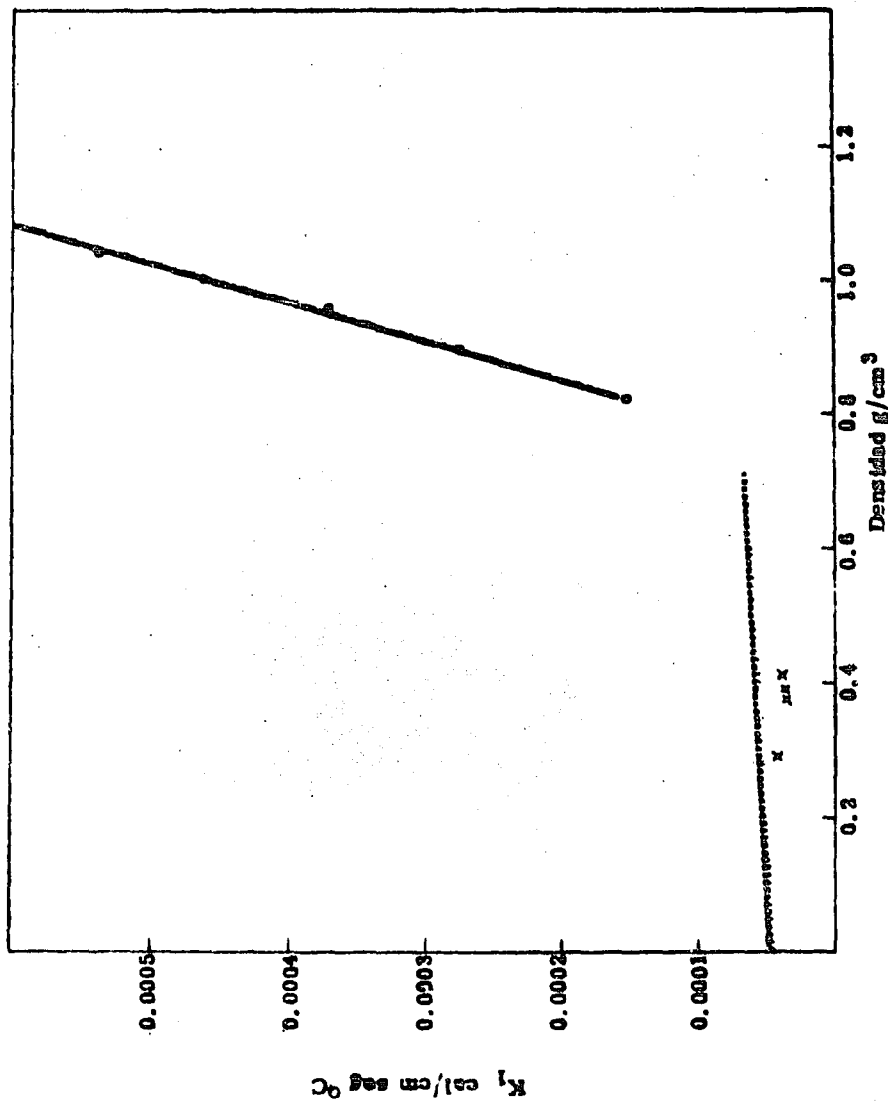


FIG. 5-3. COEFICIENTE DE CONDUCCION DEL PARAFINA MODIFICADO EN FUNCION DE LA DENSIDAD APARENTE.

Por experimentación se encontró que la temperatura de pseudobulbo húmedo es igual a la temperatura superficial del lecho al iniciar la operación, por tanto, se tiene una base para efectuar el cálculo de K.

Los cálculos se encuentran en la tabla 5-1.

Nomenclatura de la tabla 5-1:

K = coeficiente de conducción de calor, cal/cm seg °C

D = coeficiente de difusión del agua, a la temperatura de pseudo bulbo húmedo, cm²/seg. Estos valores se encuentran en la figura (5-3).

E = Fracción de espacios libres,

$$E = \frac{\text{densidad real} - \text{densidad aparente}}{\text{densidad real} + \text{densidad aire}} \quad (5-2)$$

(Como la densidad real del parénquima modificado se determinó a 22°, se empleó en la ecuación la densidad del aire a dicha temperatura).

ΔH_{vap} = calor latente de evaporación, a la temperatura de pseudo bulbo húmedo, cal/g.

P_v = presión de vapor del agua, a la temperatura de pseudo bulbo húmedo, mm Hg.

T_{pbh} = temperatura absoluta de pseudo bulbo húmedo, °K

P_a = presión parcial del vapor en el gas, mm Hg
 $P_a = X_a P_T$.

X_a = fracción mol de vapor en el gas, moles de vapor/
moles totales.

P_T = presión total, (585 mm Hg)

T_a = temperatura absoluta del aire, °K

t_{pbh} = temperatura de pseudo bulbo húmedo, °C

t_a = temperatura del gas, °C.

Los valores calculados en la tabla 5-1 aparecen en la gráfica 5-2, marcados con una X. La línea punteada que aparece en dicha gráfica corresponde al valor promedio de la constante de conducción de calor encontrado por McLean (16) para 18 tipos de materiales celulósicos:

$$K = [5.633 + 0.769] 10^{-3} \frac{\text{cal}}{\text{cm seg } ^\circ\text{C}} \quad (5.2)$$

Para valores de baja densidad, el coeficiente de conducción variará tanto con la densidad como con la tempera tura, ya que a bajas densidades, la fracción de espacios libres es considerable y la conductividad aparente del material estará relacionada con los coeficientes de conducción y radiación del aire, que varían en función de la tempera tura. En aquellos casos en que la densidad sea menor de 0.82 g/cm^3 , el coeficiente de conducción de calor se calculará utilizando la ecuación 5.1.

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO CONSTANTE.

Para encontrar una ecuación que nos indique la velocidad de secado del parénquima modificado en el período constante se tomó como modelo la ecuación (2.38). Esta

TABLA 5-1

CALCULO DEL COEFICIENTE DE CONDUCCION DE CALOR A PARTIR DE LA ECUACION:

$$K = [2.886 \times 10^{-4} (DE) \Delta H_{vap} (P_v / T_{pbh} - P_a / T_a)] / (t_a - t_{pbh}) \quad (5.1)$$

(1) Muestra	(2) t_{pbh}	(3) t_a	(4) (3) - (2)	(5) D	(6) E	(7) (5) x (6)
D-1	49.0	206.0	157.0	0.240	0.71509	0.1716
D-2	46.0	203.0	160.0	0.234	0.70171	0.1653
D-3	44.5	199.0	153.5	0.232	0.72077	0.1681
D-4	43.5	199.0	154.5	0.229	0.72202	0.1661

(8) P_v	(9) T_{pbh}	(10) (8)/(9)	(11) x_a	(12) (11)(95)	(13) T_a	(14) (12)/(13)
88.02	322.0	0.2733	0.0326	19.071	479	0.0398
75.65	319.0	0.2371	0.0326	19.071	479	0.0398
70.05	317.5	0.2206	0.0128	7.515	471	0.0159
66.51	316.5	0.2101	0.0128	7.515	471	0.0159

(15) (10)-(14)	(16) ΔH_{vap}	(17) $K = [2.886 \times 10^{-4} (7)(15)(16)] / (14)$
0.2335	569.84	4.198×10^{-5}
0.1973	571.15	3.765×10^{-5}
0.2047	572.44	3.724×10^{-5}
0.1942	573.01	3.513×10^{-5}

ecuación es válida para velocidades desde 100 cm/seg hasta 300 cm/seg. Como la mayor parte de las velocidades empleadas son mayores de 300 cm/seg, se propone una ecuación del tipo:

$$\left(\frac{dW}{d\Theta}\right)_{P.C.} = F \times L \times An (P_v - P_a) (1 + 0.121 U^{0.85}) \quad (5.3)$$

En donde:

$$F = \phi(U)$$

L = longitud de la superficie de secado, cm.

An = ancho de la superficie de secado, cm.

P_v = presión de vapor del agua a la temperatura de la superficie, mm Hg.

P_a = presión parcial del vapor de agua en el gas, mm Hg.

U = velocidad, cm/seg.

$\left(\frac{dW}{d\Theta}\right)_{P.C.}$ = velocidad de secado en el período constante, g/seg

En primer lugar, se comprobó la ecuación (2.38) con las muestras C-1 a C-3. Esta comprobación se encuentra en la tabla 5-2.

De acuerdo a los resultados obtenidos, esta ecuación es aceptable.

Para encontrar el factor F de la ecuación 5-2 se to

mó el valor promedio de la velocidad de secado de las muestras C-3 a C-12.

Los límites de tiempo entre los cuales se consideró que la velocidad de secado permanecía constante, así como el valor de esta velocidad, se encuentran en la tabla 5-3, en donde:

Θ_1 = límite inicial, min.

Θ_2 = límite final, min.

$\Delta\Theta$ = $\Theta_2 - \Theta_1$, min.

ΔW = humedad perdida en el intervalo $\Delta\Theta$, g.

$(\Delta W/\Delta\Theta)_{prom}$, velocidad de secado promedio, g/min.

Con el dato de $(\Delta W/\Delta\Theta)_{prom}$ se calculó el factor F de acuerdo a:

$$F = \frac{(\Delta W/\Delta\Theta)_{prom}}{(L \times A_n) (P_v - P_a) (1 + 0.121 U^{0.85}) (60)} \quad (5.5)$$

Los resultados se encuentran en la tabla 5-4.

Graficando F vs V, Fig. (5-4) se observa una variación lineal de F en el intervalo de velocidades estudiado. Obviamente, en los puntos que corresponden a las muestras C-6 y C-12, se tuvo arrastre mecánico, por lo que no se tomaron en cuenta para la determinación de la ecuación $F = \phi(V)$.

Esta ecuación se obtuvo mediante el método de mínimos cuadrados resultando:

$$F = [0.85102 + 0.000595 V] 10^{-7} \quad (5-6)$$

TABLA 5-2

Comprobación de la ecuación:

$$(dW/dC)_{P,C,P} = 2.12 \times 10^{-7} L^{0.77} An(P_v - P_a) (1 + 0.12U^{0.85})$$

Muestra	Hum _{abs}	U	L	L ^{0.77}	An	t _s
C-1	0.002	223.5	17	8.83	9.4	26.0
C-2	0.003	127.0	17	8.83	9.4	37.5
C-3	0.019	304.8	20	10.00	10.9	40.0

P _v	x _a	x _a P _t	P _v - P _a	U ^{0.85}	(0.121 U ^{0.85})
25.209	0.0032	1.872	23.337	99.29	13.014
48.364	0.0048	2.808	45.556	61.41	8.430
55.324	0.0296	17.316	38.008	129.20	16.633

(dW/dC) (experimental)	(dW/dC) (calculada)
0.00525	0.00534
0.00630	0.00675
0.01450	0.01460

TABLA 5-3

VELOCIDAD DE SECADO PROMEDIO PARA LAS MUESTRAS
C-3 A C-12 DURANTE EL PERIODO CONSTANTE.

Muestra	θ_1	θ_2	$\Delta\theta$	ΔW	$(\Delta W / \Delta \theta)_{prom.}$
C-3	5	55	50	43.4	0.870
C-4	15	40	25	83.0	3.320
C-5	0	30	30	27.2	1.902
C-6	12	33	21	24.8	1.180
C-7	6	33	27	21.1	0.778
C-8	20	36	16	80.7	5.044
C-9	0	21	21	90.8	4.320
C-10	10	55	45	22.7	0.505
C-11	10	58	48	47.3	0.985
C-12	8	45	37	48.4	1.308

TABLA 5-4

DETERMINACION DEL FACTOR F.

Muestra	t_B	Hum _{abs}	x_a	P_a	P_v	$P_v - P_a$
C-3	40.0	0.019	0.0296	17.316	55.32	38.01
C-4	51.0	0.045	0.0633	37.007	97.20	60.19
C-5	52.0	0.048	0.0716	41.909	102.09	60.18
C-6	57.0	0.079	0.1127	65.935	129.82	63.89
C-7	55.0	0.079	0.1127	65.935	118.04	52.11
C-8	45.5	0.009	0.0143	8.345	73.74	65.40
C-9	46.0	0.009	0.0143	8.345	75.65	67.30
C-10	44.0	0.009	0.0143	8.345	68.26	59.92
C-11	41.0	0.009	0.0143	8.345	68.34	50.00
C-12	40.0	0.009	0.0143	8.345	55.32	46.98

U	$U^{0.85}$	$(1 - 0.121U^{0.85})$	L	An	F
304.8	129.2	16.83	20.0	10.9	1.053×10^{-7}
914.4	328.8	40.78	17.0	9.4	1.410×10^{-7}
914.4	328.8	40.78	7.0	6.3	1.389×10^{-7}
914.4	328.8	40.78	7.2	6.5	1.613×10^{-7}
508.0	199.5	25.14	14.0	6.2	1.141×10^{-7}
914.4	328.8	40.78	22.3	10.0	1.413×10^{-7}
792.5	291.1	36.22	22.3	10.0	1.324×10^{-7}
792.5	291.1	36.22	6.0	5.0	1.293×10^{-7}
457.2	182.4	23.07	16.0	8.0	1.112×10^{-7}
792.5	291.1	36.22	9.5	8.1	1.664×10^{-7}

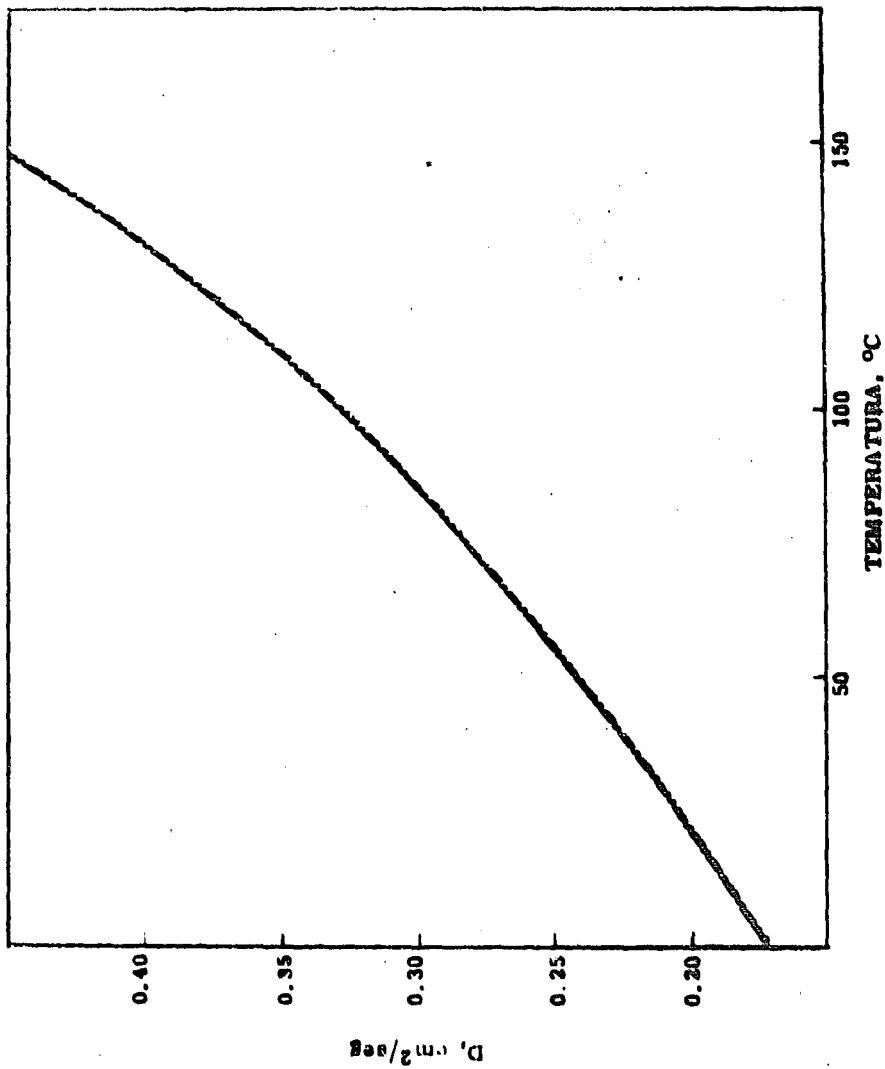


FIG. 5-3. COEFICIENTE DE DIFUSION DEL VAPOR DE AGUA.

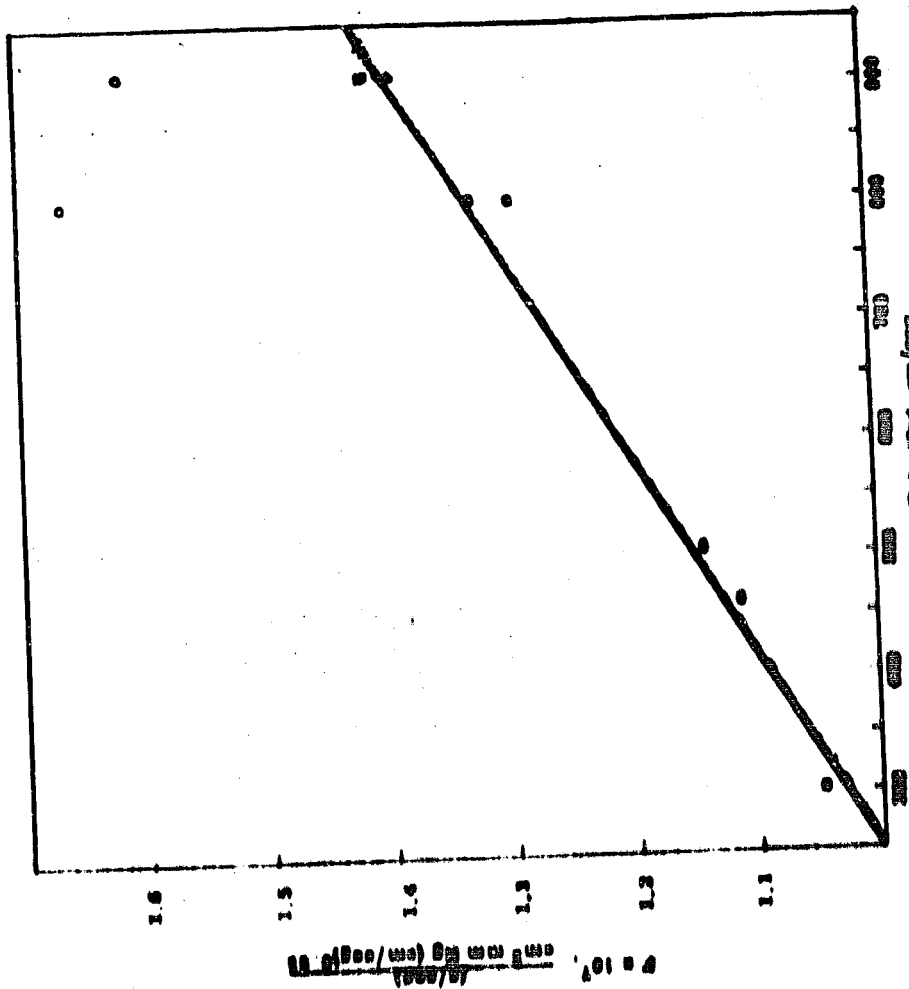


FIG. 2-4. RELATIONSHIP OF VELOCITY AND DEPTH.

VELOCIDAD DE SECADO. PERIODO DECRECIENTE.

La ecuación de Nissan se desarrolló para un sistema en el cual el secado se efectúa únicamente por la cara superior de un lecho rectangular independientemente del espesor. En los casos prácticos el secado se efectúa generalmente por cinco caras del lecho rectangular de material, es decir, por todas las caras, exceptuando la base. Es de esperarse que, debido a la mayor área expuesta, los tiempos experimentales difieren de los tiempos calculados con la ecuación (2.57). El tiempo indicado con la ecuación (2.57), Θ_N , será mayor que el tiempo observado, Θ_{obs} .

Se considerará un factor de corrección F, definido por:

$$F = \frac{\Theta_N}{\Theta_{obs}} \quad (5-7)$$

Para calcular este factor se debe considerar que para materiales con un contenido de humedad cercano a la humedad de equilibrio, F será:

$$F = \frac{\text{Área expuesta en la experimentación}}{\text{Área considerada en la Ecuación (2.56)}} \quad (5-8)$$

Este factor corregirá la ecuación (2.57) hasta determinado límite de humedad, ya que el material presenta diversos fenómenos que influyen en la velocidad de secado que no están considerados en la dicha ecuación (2.57), además del aumento respectivo de área.

Esos fenómenos son:

- 1). El área de la interfase sólido húmedo-sólido se.

co disminuye con el contenido de humedad.

2). En el caso particular del parénquima, se presenta el problema de la formación de una costra dura.

3). Si la costra fuera formándose a través de todo el material, las velocidades de secado irían disminuyendo en una forma parecida a la que predice la ecuación (2.57). Sin embargo, por formarse la costra en la superficie únicamente, a un determinado valor de contenido de humedad, el factor que gobierna la velocidad de secado dejará de ser la difusión de vapor a través de la costra y lo será la transmisión de calor a través de la porción seca del material. Si la resistencia al flujo de calor fuera mayor que la resistencia que presentara una costra que ocupando toda la porción seca, los tiempos observados serían mayores que los calculados. Si el caso fuera el opuesto, los tiempos serán menores.

Así, se propuso calcular los tiempos de secado de acuerdo a la ecuación (2.57), incluyendo el factor F . Los resultados calculados se compararon con los resultados experimentales y se observaron las desviaciones. Esto se realizó de la siguiente manera:

En primer lugar, es necesario conocer la humedad crítica. En su trabajo (18), Nissan dice "los valores de la humedad crítica utilizados se obtienen seleccionando aquellos valores que hacen que la ecuación (2.57) compruebe los resultados experimentales obtenidos". Es necesario aclarar que normalmente no se encuentra un punto de inflexión definido entre los períodos de velocidad constante y decreciente.

Para tener alguna idea de la magnitud de ese valor, se efectuó la experimentación necesaria encaminada a co

nocer esa zona de transición en la curva de secado.

Se observó durante la experimentación que la temperatura de la superficie comenzaba a diferir de la temperatura de bulbo húmedo con cierta anticipación al momento en que se notaba el decrecimiento de la velocidad de secado. Así, se pueden obtener dos valores para la humedad crítica: el indicado por la diferencia entre la temperatura superficial y la de bulbo húmedo y el indicado por la disminución de la velocidad de secado. Los resultados obtenidos se encuentran en la tabla (5.5), en donde:

- W_1 = Peso de muestra más tara en el momento en que aumentó la temperatura de la superficie del material más de 5°C con respecto a la temperatura de bulbo húmedo, g.
- W_2 = Peso de muestra más tara en el momento en que se notó que disminuía la velocidad de secado, g.
- W_3 = Peso de la muestra más tara al sacarla del túnel de viento, g.
- W_4 = Peso de la muestra más peso del recipiente al introducirla en una estufa, g.
- W_5 = Peso de la muestra más peso del recipiente al adquirir peso constante en la estufa, g.
- W_c = Contenido de humedad en el punto crítico, g.

Cuando se considera W_1

$$W_c = (W_3 - W_1) + (W_5 - W_4) \quad (5.9)$$

Cuando se considera W_2

$$W_c = (W_3 - W_2) + (W_5 - W_4) \quad (5.10)$$

P = Peso de la muestra seca, g.

H_c = Humedad crítica, g de agua/g de sólido seco

$$H_c = \frac{W_c}{P} \quad (5.11)$$

Es necesario tener presente que esta humedad crítica se obtuvo con muestras que se estaban secando únicamente por la superficie superior.

Es de esperarse que cuando el secado ocurra por 5 caras el valor de la humedad crítica disminuya. El siguiente cálculo muestra la determinación de la humedad crítica, comparando valores experimentales con valores calculados, utilizando los datos de la muestra D-1.

Para esta muestra se tienen los siguientes datos:

Θ	W
20	0.580
25	0.492

El tiempo teórico, estará dado por la ecuación (2.57). Como $(t_{pbh} - t_{bh}) = 0$, esta ecuación se transforma, incluyendo el factor F ,

$$0 = \left[\left(\frac{L + X_0}{2} \right) \left(1 - \frac{w}{w_c} \right) - \left[\frac{L - X_0}{2m} \text{Sen} \left(\frac{w}{w_c} \right) \right] \right] \frac{\Delta H L \rho W_c}{K_e (t_a - t_{pbh}) F} \quad (5.12)$$

TABLA 5.5

DETERMINACION DE LA HUMEDAD CRITICA.

Muestra	W_1	W_2	W_3	W_4	W_5	W_c	P	H_c
C-5	421.1	-	404.7	116.3	102.2	30.5	12.2	2.50
C-5	-	415.9	404.7	116.3	102.2	25.3	12.2	2.07
C-6	331.0	-	316.5	121.9	103.6	34.9	13.4	2.60
C-6	-	321.2	316.5	121.9	103.6	23.0	13.4	1.71
C-7	326.1	-	279.7	121.9	105.2	31.6	14.8	2.14
C-7	-	319.6	279.7	121.9	105.2	25.1	14.8	1.70

Para este caso:

$$L = 1.5 \text{ cm.}$$

$$X_o = 0.0464 \text{ cm} \quad (\text{ecuación 2.58})$$

$$F = 1.5705 \quad (\text{ecuación 5.8})$$

$$\Delta H = 569.84 \text{ cal/g} \quad (\text{a } t_{pbh})$$

$$B = 0.426 \text{ g/cm}^3$$

$$k_e = 4.198 \times 10^{-5} \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Tabla 5-1})$$

$$\frac{(dW)}{d\Theta} \text{ P.C.} = (0.0275/71.9) \frac{\text{g de agua}}{\text{seg g s\u00f3lido seco}} \quad (\text{ecuaci\u00f3n 5.3})$$

en donde:

$$71.9 = \text{Peso de la muestra seca}$$

$$t_a = 208^\circ\text{C.}$$

$$t_{pbh} = 49^\circ\text{C}$$

Sustituyendo estos valores, en la ecuaci\u00f3n 5.12 y tomando $W_c = 2.5$ (valor m\u00e1ximo de la tabla 5-5).

$$\Theta_1 (\text{para } W = 0.580) = 35\,126 \text{ seg.}$$

$$\Theta_2 (\text{para } W = 0.492) = 42\,799 \text{ seg.}$$

$$\Delta\Theta = \Theta_2 - \Theta_1 = 7\,673 \text{ seg}$$

Como este valor es aproximadamente 25 veces el v_a .

$$\left(\frac{dW}{d\Theta}\right)_{P.C.} = 0.03288/110.3 \text{ g de agua/g s\u00f3lido seco-seg}$$

(ecuaci\u00f3n 5.3)

Peso Muestra seca = 110.3 g.

$$L = 2.5$$

$$E = \frac{L - X_0}{2\pi} \text{ Sen } \frac{w\pi}{w_c} = 0.3926 \text{ Sen } \frac{w}{w_c} \pi$$

$$A = \frac{k_e}{\Delta H L_B W_c}$$

$$k_e = 3.7244 \times 10^{-5} \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Tabla 5-1})$$

$$\Delta H, (a t_{pbh}) = 572.44 \text{ cal/g}$$

$$B = 0.40547 \text{ g/cm}^3$$

$$\Theta = \frac{(D - E)/A}{F (t_a - t_{pbh})}, \text{ segundos}$$

$$F_c = \frac{\Delta\Theta \text{ observada}}{\Delta\Theta \text{ calculada}}$$

Se observa en la figura (5.6) que el valor de los factores de correcci\u00f3n var\u00eda bastante. Como se sabe que la desviaci\u00f3n est\u00e1 en funci\u00f3n, entre otras variables, del \u00e1rea lateral, se desea buscar una correlaci\u00f3n emp\u00edrica de esa desviaci\u00f3n, en funci\u00f3n de dicha \u00e1rea lateral, para poder predecir tiempos de secado para el par\u00e9nquima.

Se observa adem\u00e1s en la Fig. (5.6) que F_c es constante para contenidos de humedad menores de 0.05 g de agua/g de s\u00f3lido seco.

Para este caso:

$$L = 1.5 \text{ cm.}$$

$$X_o = 0.0464 \text{ cm} \quad (\text{ecuación 2.58})$$

$$F = 1.5705 \quad (\text{ecuación 5.8})$$

$$\Delta H = 569.84 \text{ cal/g} \quad (\text{a } t_{pbh})$$

$$B = 0.426 \text{ g/cm}^3$$

$$k_e = 4.198 \times 10^{-5} \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Tabla 5-1})$$

$$\frac{(dW)}{d\Theta} \text{ P.C.} = (0.0275/71.9) \frac{\text{g de agua}}{\text{seg g s\u00f3lido seco}} \quad (\text{ecuaci\u00f3n 5.3})$$

en donde:

$$71.9 = \text{Peso de la muestra seca}$$

$$t_a = 208^\circ\text{C.}$$

$$t_{pbh} = 49^\circ\text{C}$$

Sustituyendo estos valores, en la ecuaci\u00f3n 5.12 y tomando $W_c = 2.5$ (valor m\u00e1ximo de la tabla 5-5).

$$\Theta_1 (\text{para } W = 0.580) = 35\,126 \text{ seg.}$$

$$\Theta_2 (\text{para } W = 0.492) = 42\,799 \text{ seg.}$$

$$\Delta\Theta = \Theta_2 - \Theta_1 = 7\,673 \text{ seg}$$

Como este valor es aproximadamente 25 veces el va

lor experimental, se concluye que esta humedad crítica es demasiado alta.

En la misma forma se calcularon diversos valores de W_c , hallándose que el valor de W_c más adecuado es 0.59 g. de agua/g sólido seco. La Figura (5.4) muestra la ecuación calculada y los puntos experimentales para la muestra D-1. Se tiene que el tiempo observado es menor que el calculado. Esta desviación se graficó en la figura (5.5) de acuerdo a:

$$\text{Factor de corrección} = \frac{\Theta \text{ observado}}{\Theta \text{ calculado}} \quad (5.13)$$

Este factor resulta una función parabólica del contenido de humedad.

Para las demás muestras se efectuó el mismo cálculo, encontrándose el factor de corrección y graficándose ésta en función del contenido de humedad (Figura 5.6).

Como ejemplo del cálculo, se tiene la tabla 5-6, para la muestra D-3.

En esta tabla:

w = humedad, en el tiempo observado Θ' .

w_c = humedad crítica, = 0.59 g agua/g sólido seco.

$$D = \frac{L + X_0}{2} \left(1 - \frac{w}{w_c} \right)$$

$X_0 = 0.0332$ (ecuación 2.58)

$$\left(\frac{dW}{d\Theta}\right)_{P.C.} = 0.03288/110.3 \text{ g de agua/g s\u00f3lido seco-seg}$$

(ecuaci\u00f3n 5.3)

Peso Muestra seca = 110.3 g.

$$L = 2.5$$

$$E = \frac{L - X_0}{2\pi} \text{ Sen } \frac{w\pi}{wc} = 0.3926 \text{ Sen } \frac{w}{wc} \pi$$

$$A = \frac{ke}{\Delta H L_B W_c}$$

$$ke = 3.7244 \times 10^{-5} \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Tabla 5-1})$$

$$\Delta H, (a t_{pbh}) = 572.44 \text{ cal/g}$$

$$B = 0.40547 \text{ g/cm}^3$$

$$\Theta = \frac{(D - E)/A}{F (t_a - t_{pbh})}, \text{ segundos}$$

$$F_c = \frac{\Delta\Theta \text{ observada}}{\Delta\Theta \text{ calculada}}$$

Se observa en la figura (5.6) que el valor de los factores de correcci\u00f3n var\u00eda bastante. Como se sabe que la desviaci\u00f3n est\u00e1 en funci\u00f3n, entre otras variables, del \u00e1rea lateral, se desea buscar una correlaci\u00f3n emp\u00edrica de esa desviaci\u00f3n, en funci\u00f3n de dicha \u00e1rea lateral, para poder predecir tiempos de secado para el par\u00e9nquima.

Se observa adem\u00e1s en la Fig. (5.6) que F_c es constante para contenidos de humedad menores de 0.05 g de agua/g de s\u00f3lido seco.

Como en el cálculo de un tiempo de secado se busca generalmente el tiempo necesario para secar el material hasta su humedad de equilibrio, la correlación entre F_c y el área lateral se efectuó precisamente para valores de F_c a una humedad de 0.05 g de agua/g sólido seco.

Para conocer el tipo de relación entre D y el área lateral, se construyó la Fig. (5.7). Los valores de D obtenidos de la Fig. (5.6), y los valores de las áreas laterales están expresados en la Tabla 5-7.

En la Figura (5.7) se observa que esta correlación sigue una función parabólica del tipo.

$$F_c = A + B A_L + C A_L^2 \quad (5-14)$$

En donde A_L = área lateral

Para encontrar los valores de los coeficientes A , B y C se empleó el método de los mínimos cuadrados, resultando:

$$D = 1.40043 - 0.20309 A_L + 8.78422 A_L^2 \quad (5-15)$$

Con estos valores se calcularon nuevamente los tiempos totales de secado; primero se calculó Θ_1 con la ecuación (5.12) para la humedad inicial, después Θ_2 con la misma ecuación, para una humedad final cercana a 0.05 g agua/g sólido seco, pero multiplicando Θ_2 por F_c . F_c se calculó con la ecuación (5-15).

La tabla 5-7 muestra los resultados de estos cálculos.

La desviación tan grande que presenta la muestra

TABLA 5-6

DETERMINACION DEL FACTOR F_c

Muestra D - 3

W	W/W _c	D	σ_{TW}/W_c	Sen(σ_{TW}/W_c)
0.4895	0.8926	0.2158	2.606	0.5104
0.3363	0.5700	0.5446	1.791	0.9759
0.2230	0.3780	0.7878	1.187	0.9273
0.1496	0.2535	0.9455	0.796	0.7146
0.0752	0.1274	1.1052	0.400	0.3894

E	D - E	(D - E)/A	Θ_{calc}	$\Delta\Theta_{calc}$
0.2004	0.0154	141 500	469	0
0.3831	0.1615	1 484 600	4 922	4 453
0.3640	0.4238	3 895 700	12 917	12 448
0.2805	0.6650	6 112 900	20 268	19 789
0.1529	0.9523	8 505 700	28 202	27 733

$\Theta_{exp}(min)$	$\Delta\Theta_{exp}(min)$	$\Delta\Theta_{exp}(seg)$	F_c
20	0	0	-
45	25	1 500	0.3368
72	52	3 120	0.2506
96	76	4 580	0.2303
130	110	6 600	0.2380

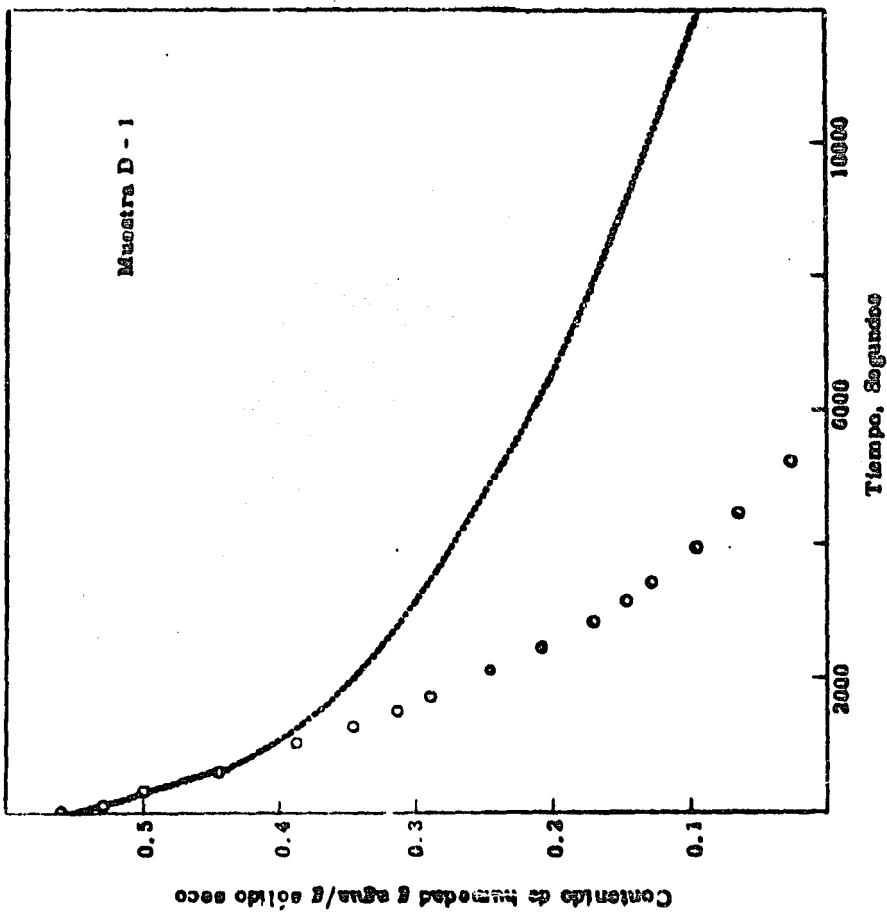
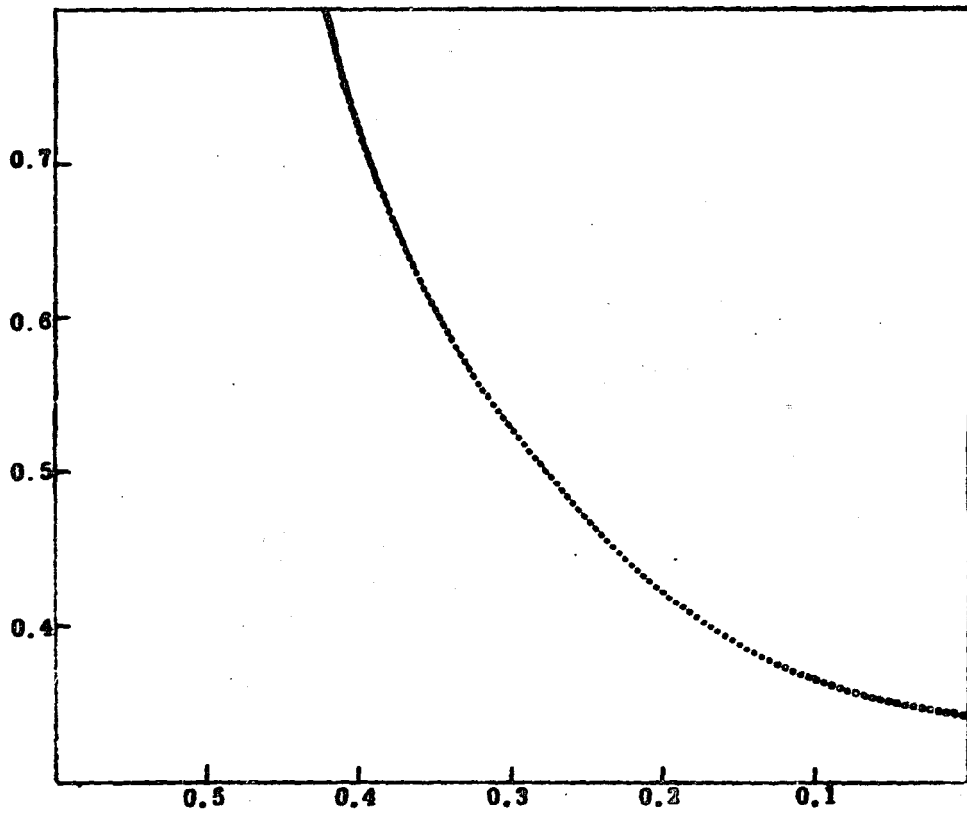


FIG. 5.4. TIEMPO DE SECADO CALCULADO Y TIEMPO DE SECADO EXPERIMENTAL PARA LA MUESTRA D-1.

$F_c = \frac{\text{Tiempo observado}}{\text{Tiempo calculado}}$



Contenido de Humedad g agua/g sólido seco
FIG. 5-5. FACTOR DE CORRECCION ENTRE TIEMPOS
CALCULADOS Y TIEMPOS EXPERIMENTALES PARA
LA MUESTRA D-1.

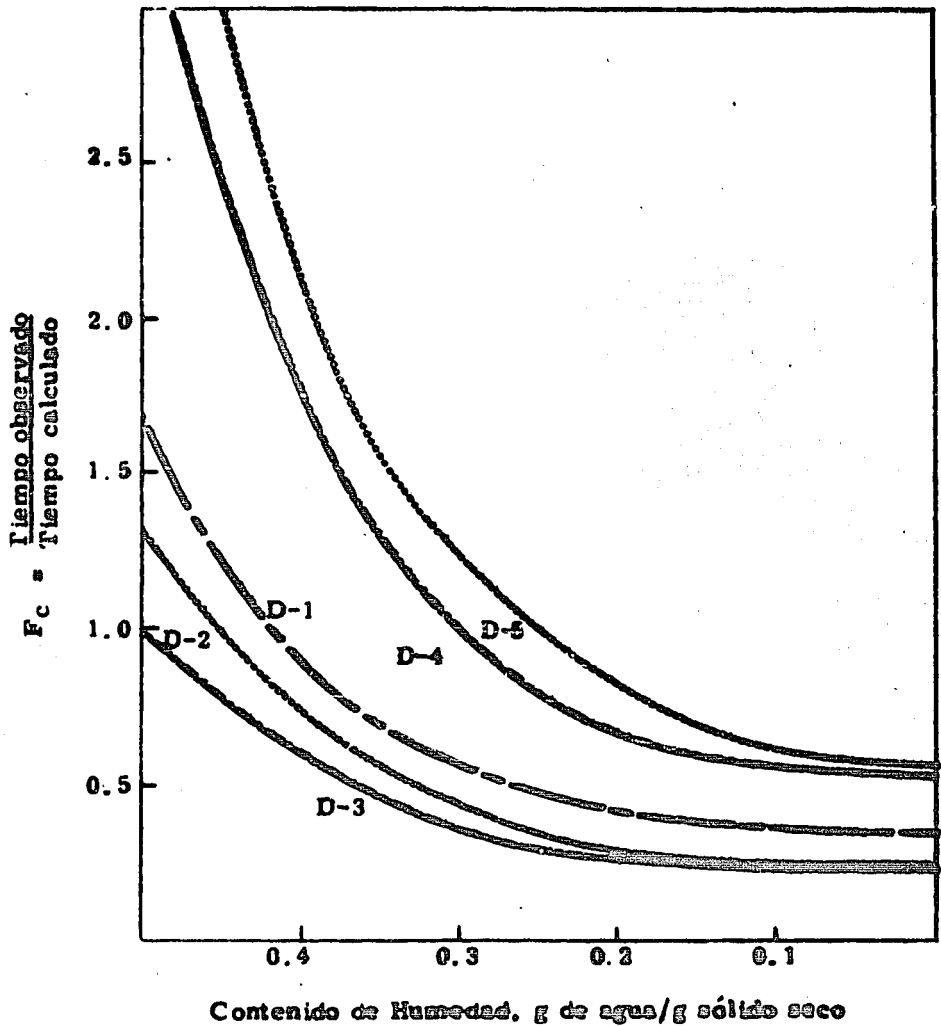


FIG. 5.6. FACTOR DE CORRECCION EN FUNCION DEL CONTENIDO DE HUMEDAD, PARA VARIAS MUESTRAS.

T A B L A 5-8

Muestra	Tiempo en Minutos				Error
	e_1	e_2	Δe_{calc}	Δe_{obs}	
D-1	0.3	100.5	100.2	71	- 29.2%
D-2	3.9	144.5	140.6	140.00	- 0.4%
D-3	7.8	110.9	103.1	110.00	+ 6.7%
D-4	0.5	93.6	93.1	109.00	+ 6.3%
D-6	0.2	131.0	130.8	140.00	+ 7.0%

D-1 se debe probablemente al hecho de que fue en esta muestra en la que se determinó experimentalmente la temperatura de pseudo bulbo húmedo. Para hacer esta determinación fue necesario introducir 6 termopares dentro de la muestra, lo que probablemente causó agrietamientos que provocaron una mayor velocidad de secado.

Sin considerar este valor, los errores máximos son del orden de 7% con respecto a los valores calculados.

$F_c = \frac{\text{Tiempo observado}}{\text{Tiempo calculado}}$

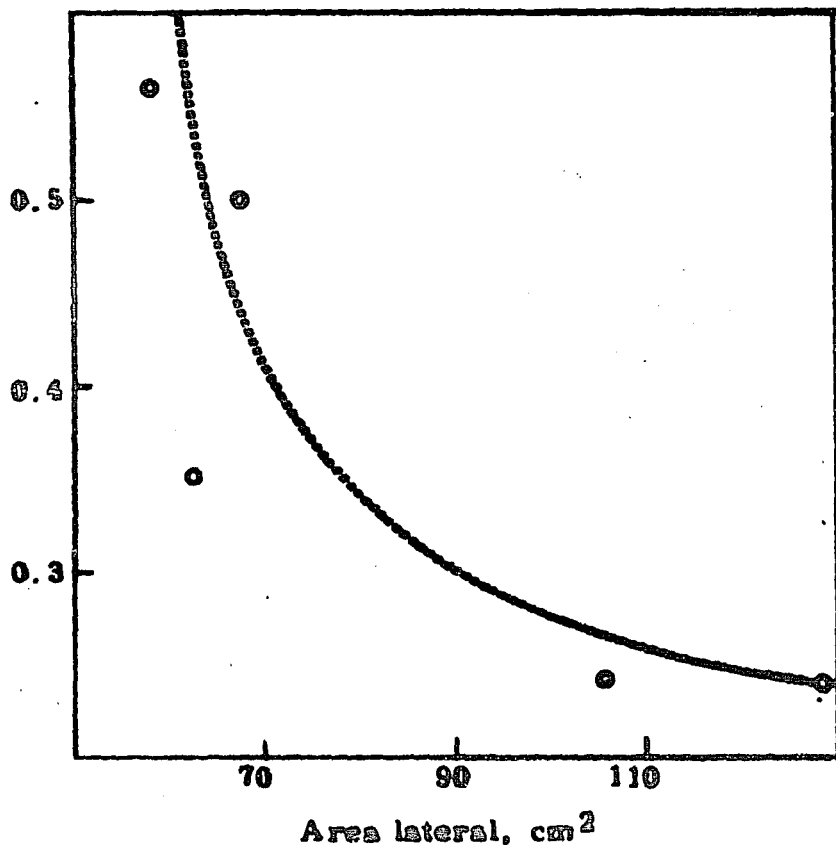


FIG. 5.7. FACTOR DE CORRECCION PARA CONTENIDO DE HUMEDAD DE 0.05 G DE AGUA/G DE SOLIDO SECO, EN FUNCION DEL AREA LATERAL.

BIBLIOGRAFIA

1. - Baker D., Ryder E. and Baker N. H.
Temperature Measurement in Engineering
John Wiley and Sons, Inc.
New York, 1953.
2. - Bell J. R. and Nissan A. H.
Mechanism of drying thick porous bodies during the
falling rate period. II. - An higroscopic solid.
A. I. Ch. E. Journal 5: (344-348) 1959.
3. - Ciurliza Augusto
Principales efectos de las condiciones de operación
de la hidrólisis acuosa del parénquima de caña de -
azúcar.
Instituto Mexicano de Investigaciones Tecnológicas,
A. C.,
México, D. F., 1962.
4. - Cremer H. W. and Watkins S. B.
Chemical Engineering Practice
Vol. 7 Heat Transfer
Butterworths & Co. Ltd. London, 1965. (314).
5. - Idem. (302)
6. - Idem. (305 - 311).
7. - Furber B. N.

Heat and Mass Transfer Experiments on humid air in turbulent flow over a plane containing an isolated cooled region.

Journal and Proceedings of the Institute of Mechanical Engineers 168: (847 - 860) 1954.

8. - **Griswold J. E.**
Fuels, Combustion and Furnaces
Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York, 1946.
9. - **Hojel, S. A.,**
México, D. F.,
Consulta personal.
10. - **Kazanzki M.**
Heat and Mass transfer in the drying of clay.
Revista de Ingeniería y Física. Academia de Ciencias de la R. S. S. de Bielorrusia. No. 4, 1958.
11. - **Keenan J. H. and Keyes F. G.**
Thermodynamic properties of steam
Twenty Sixth Printing
John Wiley and Sons, Inc.
London, 1954.
12. - **Lykov A. V.**
Intercambio de masa y calor en el secado.
Gosenergoizdat, Academia de Ciencias de Moscú,
1956.
13. - **Lykov A. V.**
Potencial en la transferencia molecular.
Revista de Procesos de Transferencia de Masa y Calor
Academia de Ciencias de la URSS. Moscú, 1960.
(212-221).

14. - Marroquín Suárez Guillermo
Determinación del coeficiente total de transmisión-
de calor en materiales celulósicos compactados.
Instituto Mexicano de Investigaciones Tecnológicas,
A. C.
México, D. F., 1964.
15. - Mijailov Y. A.
Analitical study of heat and mass transfer in - -
convective drying.
Revista de Procesos de transferencia de masa y ca-
lor.
Academia de Ciencias de la URSS. Moscú, 1958.
16. - Mc Adams W.
Heat Transmission
Third Edition
McGraw Hill Book Co. Inc. New York, 1954.
17. - Nissan A. H., Kaye W. G. and Bell J. R.
Mechanism of drying thick porous bodies during the
falling rate period.
1. - The pseudo-wet bulb temperature.
A. I. Ch. E. Journal 5: (103-110) 1959.
18. - Nissan A. H., George H. H. and Bolles T. V.
Mechanism of drying thick porous bodies during the
falling rate period.
III. - Analytical treatment
A. I. Ch. E. Journal 6: (406 - 410) 1960.
19. - Perry J. H.
Chemical Engineers' Handbook
Fourth Edition
McGraw Hill Book Co. Inc. New York, 1963. (3-43).

- 20.- Idem (3-70)
- 21.- Idem (3-123)
- 22.- Idem (3-204)
- 23.- Idem (3-206)
- 24.- Idem (15-36/37)
- 25.- Idem (15-39)
- 26.- Idem (15-40)
- 27.- Powell R. W. and Griffiths E.
Evaporation from plane and cylindrical surfaces.
Transactions of the Institute of Chemical Engineers
13: (19) 1935.
- 28.- Shire E. S.
Classical Electricity and Magnetism
University Press, Cambridge, 1960.
- 29.- Shoop C. F. and Tuye G. L.
Mechanical Engineering Practice
McGraw Hill Book Co. Inc. 1956.
- 30.- Unión Nacional de Productores de Azúcar, S. A.,
de C. V.
Estadísticas Azucareras.
México, D. F., 1963.
- 31.- Van Arsdel W. B.
Points in the drying process with special reference
to vegetable dehydration
U. S. Department of Agriculture.

Western Regional Research Laboratory, Albany, Cal.
1951.

32. - Van Arsdel W. B.
Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Noniso-
thermal System.
Chemical Engineers Symposium Series. No. 16, 1955.
33. - Van Arsdel W. B.
Approximate Diffusion Calculations for the Falling -
rate phase of drying.
Chemical Engineering Progress 43: (14-24) 1947.