

CARLOS EDUARDO ORREGO ALZATE

PROCESAMIENTO DE ALIMENTOS

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA
SEDE MANIZALES

I.S.B.N 958-9322-80-8

© 2003 UNIVERSIDAD NACIONAL
DE COLOMBIA SEDE MANIZALES

AUTOR:

CARLOS EDUARDO ORREGO ALZATE
Ingeniero Químico
Esp. en Ciencias Físicas
Esp. en Ciencias y Tecnología de Alimentos
Profesor Asociado
Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales

REVISADO:

LUIS ANGEL RODRIGUEZ V.
Ingeniero Químico
Esp. en Ciencias y Tecnología de Alimentos
Profesor Asociado
Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales

IMPRESO:

Centro de Publicaciones
Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales

Marzo de 2003
Primera Edición

CONTENIDO

PREFACIO	7
CAPÍTULO I	
INTRODUCCIÓN A LOS FENÓMENOS DE TRANSPORTE	9
1.1 Modelos rigurosos	10
1.1.1 EGD en una dimensión	10
1.1.2 La EGD en dos y tres dimensiones	11
1.1.3 Convección y acumulación en la EGD	11
1.1.4 Métodos de solución de la EGD	12
1.1.5 Casos particulares de fenómenos de transporte. Las analogías	15
1.1.6 El estado estacionario	17
1.1.7 Transporte interfásico y coeficientes de transferencia	17
1.2 Modelos semi empíricos	20
1.3 Modelos fenomenológicos	20
1.3.1 Termodinámica irreversible	21
CAPÍTULO 2	
TRANSPORTE DE FLUIDOS	27
2.1 Propiedades de los fluidos	27
2.1.1 Densidad	27
2.1.2 Viscosidad	27
2.2 Balance de momento	29
2.3 Flujo o caudal de fluidos (Q)	31
2.4 Flujos laminar y turbulento (Fluidos Newtonianos)	32
2.4.1 Ecuación de Bernoulli	33
2.5 Energía de bombeo	38
2.6 Fluidos no Newtonianos (FNN)	42
2.6.1 Modelos para FNN	43
2.6.2 Reología	44
2.6.3 Ecuaciones para flujo en un tubo	48
2.7 Pérdidas por fricción	52
CAPÍTULO 3	
PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS ALIMENTOS	61
3.1 Densidad (ρ)	61
3.2 Calor específico (C_p)	61
3.3 Entalpía (H)	62

3.4	Conductividad térmica (k)	62
3.5	Difusividad térmica (α)	63
3.6	Información experimental	63
3.7	Fuentes de información sobre propiedades térmicas de los alimentos	71
3.8	Predicción de las propiedades.....	72
3.8.1	Modelos generales	72
3.8.2	Efecto de la porosidad	74
3.8.3	Modelos particulares.....	80
CAPÍTULO 4		
TRANSFERENCIA DE CALOR EN ESTADO ESTABLE		87
4.1	Conducción	87
4.2	Convección	95
4.3	Transferencia de calor por radiación.....	113
CAPÍTULO 5		
TRANSFERENCIA DE CALOR EN ESTADO INESTABLE		129
5.1	Ecuación general de conducción de calor en estado inestable	129
5.2	Resistencia interna conductiva a la transferencia de calor despreciable ($Bi < 0.1$)	131
5.3	Resistencia convectiva superficial despreciable ($Bi > 0.1$)	132
5.4	Resistencias convectiva y conductiva finitas ($0.1 < Bi < 100$)	133
5.5	Método gráfico para problemas de transferencia de calor no estacionario	135
5.6	Ecuaciones simplificadas para estado inestable.....	141
CAPITULO 6		
APLICACIÓN DEL CALOR A LOS ALIMENTOS		145
6.1	Cocinado	145
6.2	Escaldado	145
6.3	Pasteurización	146
6.4	Esterilización	146
6.5	Velocidad de exterminio térmico de los microorganismos	147
6.6	Valor de esterilización aceptable de un proceso.....	150
6.7	Determinación de valores de D usando la técnica de esterilización parcial	151
6.8	Dependencia de la temperatura y valor Z	152
6.9	Cuantificación de los tratamientos térmicos.....	155
6.10	Método Bigelow para evaluación de la esterilización.....	157
6.11	Método de Ball-Stumbo para evaluar la esterilización	159
CAPÍTULO 7		
SECADO		175
7.1	Contenido de humedad de un alimento	175
7.2	Psicrometría	176
7.2.1	Humedad de aire	176
7.2.2	Porcentaje de humedad (%)	177

7.2.3	Porcentaje de humedad relativa (%)	177
7.2.4	Temperatura de bulbo seco (°C)	177
7.2.5	Punto de rocío (°C)	177
7.2.6	Temperatura de bulbo húmedo (T_w)	177
7.2.7	Calor húmedo (C_h)	178
7.2.8	Entalpía de una mezcla aire - vapor de agua (H en Kj/Kg aire seco)	178
7.2.9	Carta psicrométrica	178
7.3	Actividad de agua	184
7.3.1	Influencia de la actividad de agua en el deterioro	186
7.3.2	Determinación de las isotermas de sorción de humedad	187
7.4	Mecanismos de transferencia de calor y masa	187
7.5	Cálculos de secado	189
7.5.1	Determinación experimental de las velocidades de secado	190
7.5.2	Método predictivo para etapa de secado a velocidad constante	191
7.5.3	Cálculo del período de secado para la etapa de velocidad decreciente	193
7.6	Balances de materia y energía para un secador en contracorriente	196
7.7	Secadores	199
7.7.1	Componentes de un secador	199
7.7.2	Secadores discontinuos (Batch)	200
7.7.3	Secadores continuos	206
7.8	Secado por aspersión (SA)	208
7.8.1	Componentes de un sistema de atomización	208
7.8.2	Descripción de un equipo	209
7.8.3	Aspectos tecnológicos	210
7.8.4	Cálculos en secadores de aspersión	211

CAPÍTULO 8

REFRIGERACIÓN	217
---------------------	-----

8.1	Almacenamiento refrigerado	217
8.2	Principios generales del almacenamiento refrigerado	222
8.3	Presencia microbiana durante el almacenamiento refrigerado	223
8.4	Preservación por atmósferas controladas y modificadas	224
8.5	Alimentos procesados y refrigerados de vida de anaquel extendida	225
8.6	El deterioro de la calidad en almacenamiento refrigerado	225
8.7	Producción de frío	226
8.7.1	Refrigeración mecánica	227
8.8	Cálculos de la generación de calor de respiración	239

CAPÍTULO 9

CONGELACIÓN	245
-------------------	-----

9.1	Descripción cualitativa de la congelación de alimentos	245
9.2	Propiedades importantes en la congelación	247
9.2.1	Temperatura inicial de congelación	247
9.2.2	Fracción de agua congelada	247
9.2.3	Transición vítrea en alimentos congelados	250
9.3	Aspectos tecnológicos de la congelación	255

9.3.1	Tratamientos previos a la congelación	255
9.3.2	Recomendaciones generales para la congelación de algunos alimentos	256
9.4	Equipos de congelación	256
9.5	Modelamiento de la congelación	260
9.6	Modelo simplificado de Plank	262
9.6.1	Método de predicción de Plank modificado	263
9.7	Ejemplos de cálculos sobre equipos específicos	266
9.8	Almacenamiento de productos congelados	270

CAPÍTULO 10

EVAPORACIÓN	277
-------------------	-----

10.1	Elevación del punto de ebullición (EPE)	279
10.2	Tipos de evaporadores	279
10.3	Cálculos de diseño de evaporadores	280
10.3.1	Balances de materia y energía para un evaporador de un efecto	280
10.3.2	Evaporador de múltiples efectos	284
10.4	Coefficientes de transferencia de calor en evaporación	286
10.5	Termocompresión	288

CAPÍTULO 11

CRIOCONCENTRACIÓN Y LIOFILIZACIÓN	291
---	-----

11.1	Crioconcentración	291
11.1.1	Descripción somera de un equipo	293
11.1.2	Cálculos	294
11.2	Liofilización	296
11.2.1	Congelación del material	297
11.2.2	El secado por sublimación	297
11.2.3	Almacenamiento	299
11.2.4	Aspectos tecnológicos	299
11.2.5	Transferencia de masa y calor durante la liofilización	301

CAPÍTULO 12

PROBLEMAS PROPUESTOS	315
----------------------------	-----

PREFACIO

Este libro resume el trabajo desarrollado por el autor en las asignaturas Profundización II de la línea de profundización de alimentos y procesamiento de alimentos que se imparten en la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales desde 1995, dentro de los programas curriculares de pregrado de Ingeniería Química e Ingeniería Industrial y la Especialización en Ciencia y Tecnología de Alimentos.

En el primer capítulo se hace una presentación, actualizada y general, de los fenómenos físicos en los que se basan las operaciones unitarias, la teoría y los modelos que los soportan.

El estudio de los fluidos alimenticios, concentrando la atención en aquellos no newtonianos es el objeto de trabajo central del segundo capítulo con propósito de diseño de líneas y especificaciones de bombas.

Tratando de superar una notable dificultad que se presenta en el planteamiento de problemas de ingeniería con materiales alimenticios, en el tercer capítulo se suministra información sobre propiedades físicas; el énfasis allí es, sin embargo, adquirir la capacidad de estimar y modelar propiedades térmicas de alimentos con base en datos tan simples como la humedad o el análisis bromatológico.

Los capítulos cuarto y quinto tratan de los principios generales de la transferencia de calor en estado estable e inestable. Seguidamente se estudian operaciones específicas en donde la transferencia de calor es el fenómeno predominante como sucede en los capítulos sexto - aplicación de calor-, octavo - refrigeración - y noveno - congelación-. Los demás capítulos involucran fenómenos combinados de transferencia de calor y masa: secado, evaporación, crioconcentración y liofilización. A lo largo de estos y los demás apartes del libro, los ejercicios de aplicación se hacen principalmente sobre materiales y procesos alimenticios asociados con nuestra cultura. Con este criterio, en el capítulo once se proponen algunos problemas que complementan los que se resolvieron en el desarrollo de los temas.

Al finalizar cada capítulo se dispone de la simbología que se utilizó para el mismo y las referencias bibliográficas citadas en el texto. Todo ello para facilitar la lectura de quienes quieren realizar consultas específicas en determinadas temáticas.

En lengua española se dispone de textos relativamente actualizados en temas de ciencia y tecnología de alimentos. No sucede lo mismo cuando se trata de la ingeniería del procesamiento de estos materiales, específicamente en temas que desarrollen la termodinámica y los fenómenos de transporte con aplicaciones pertinentes en sistemas particularmente complejos como lo son los alimentos. Se pretende pues con este material suplir esta deficiencia suministrando a la vez una información y metodologías de planteamiento y solución de problemas actualizadas fruto de la experiencia docente, profesional e investigativa del autor y de las contribuciones de las distintas cohortes de estudiantes que han utilizado los documentos previos, Ingenieros de empresas del eje cafetero, docentes de la carrera de Ingeniería Química y de los colegas profesores del Grupo de trabajo Académico y del posgrado de Alimentos.

Además de agradecer a todas estas personas el autor quiere reconocer la paciencia de su esposa Gloria y de su hijo Julián quienes soportaron sus numerosas y largas ausencias frente al computador en la minuciosa preparación que demandó cada capítulo. A ellos está dedicado este trabajo.

Finalmente, a pesar del esfuerzo cuidadoso y las numerosas revisiones, se apela a la comprensión y colaboración del lector para que comunique los errores o las sugerencias de mejora que encuentre en la seguridad que serán bien recibidas.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN A LOS FENÓMENOS DE TRANSPORTE

Los alimentos son sustancias de origen biológico, con propiedades que difieren de los materiales comunes a los que se enfrenta un ingeniero; son además muy sensibles a las manipulaciones lo que hace que sus procesos de transformación o conservación deben diseñarse y operarse teniendo en cuenta, a la vez que sus especiales propiedades, la evolución de su calidad e higiene.

Por la complejidad de su comportamiento reológico los fenómenos de transferencia de momento son mas difíciles de analizar y, debido a la interrelación entre momento, transferencias de calor y de masa, tal problema se extiende a todos los fenómenos de transporte.

Como todos los procesos, las transformaciones alimenticias pueden entenderse como un conjunto de pasos, cada uno de ellos con cambios físicos como separaciones, transiciones de fase o cambios químicos. Estos últimos, en general, son indeseables, pues siendo los alimentos usados principalmente con propósitos nutricionales, las reacciones químicas frecuentemente están asociadas a deterioros de calidad. En este libro se enfoca la atención hacia las operaciones unitarias involucradas en los procesos donde se manejan o transforman alimentos, entendiéndolas, mientras no se diga lo contrario, como un paso o etapa de un proceso en donde solamente ocurren cambios físicos.

Los tres fenómenos físicos en los que se basan las operaciones unitarias son las transferencias de transporte o cantidad de movimiento, de masa o materia y de calor.

TABLA 1.1 FENÓMENOS DE TRANSPORTE PREPONDERANTES EN ALGUNAS OPERACIONES UNITARIAS

TRANSFERENCIA DE	OPERACIÓN UNITARIA ALIMENTICIA
CANTIDAD DE MOVIMIENTO	Circulación de fluidos en conducciones Circulación de fluidos a través de lechos porosos Filtración y ultrafiltración Sedimentación Decantación centrífuga Clasificación hidráulica y neumática Agitación y mezcla
CALOR	Congelación Refrigeración Evaporación Pasteurización y esterilización
MATERIA	Extracción Secado convectivo Liofilización

El tratamiento matemático riguroso no es de mucha utilidad práctica en muchas de las operaciones unitarias de procesos alimenticios; sin embargo es muy importante conocer la fundamentación física y matemática de los fenómenos generales de transporte para tenerlos como referencia permanente y así estar preparado para utilizar herramientas más poderosas en la solución de problemas reales, basadas todas ellas en estos modelos, y de aplicación creciente como consecuencia de la investigación en el área y la generalización del uso de los computadores de alta capacidad y software especializado.

1.1 MODELOS RIGUROSOS

Todos ellos se basan en una única ecuación llamada *ecuación generalizada de difusión* (EGD). La difusión es un fenómeno natural muy común en el que una propiedad fluye de una región de alta a otra de baja concentración, como resultado de un movimiento microscópico.

1.1.1 EGD en una dimensión

Llamando a la propiedad generalizada como Π cuya concentración será Γ , su transporte por difusión se da según:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} = \delta \frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2} \quad (1)$$

x es la distancia medida en la dirección de transporte,

t es tiempo

δ coeficiente generalizado de difusión de transporte, supuesto constante para el conjunto propiedad que fluye - medio (o fase) donde ocurre el transporte.

Para más de una fase homogénea debe conocerse lo que pasa en las fronteras de las fases (condiciones de frontera - CF -) y lo que ocurre al comienzo (condiciones iniciales -CI -)

El primer término de (1) es el cambio en la concentración que tiene ocurrencia en cierta posición x ; es positivo si hay acumulación o crecimiento, o negativo al contrario.

La segunda derivada de esta expresión puede entenderse así:

$$\frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2} = \frac{\partial \left(\frac{\partial \Gamma}{\partial x} \right)}{\partial x} = \frac{\partial E}{\partial x}$$

El término E , es llamado gradiente. En física básica los gradientes son las fuerzas impulsoras para el transporte (recordar por ejemplo que el gradiente de la energía potencial es proporcional a la fuerza asociada a este campo). En esos términos (1) puede expresarse así:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} = \delta \frac{\partial E}{\partial x}$$

es decir, la velocidad de acumulación de una propiedad en cierto lugar es proporcional al gradiente de la fuerza impulsora en tal posición.

1.1.2 La EGD en dos y tres dimensiones

Para el espacio en tres dimensiones cartesianas (1) puede expresarse:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} = \delta \left[\frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \Gamma}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \Gamma}{\partial z^2} \right] = \delta \nabla^2 \Gamma \quad (2)$$

En coordenadas cilíndricas:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \delta \frac{\partial \Gamma}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\frac{\delta}{r} \frac{\partial \Gamma}{\partial \theta} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\delta r \frac{\partial \Gamma}{\partial z} \right) \quad (3)$$

1.1.3 Convección y acumulación en la EGD

Para introducir el movimiento macroscópico en el transporte se imagina un elemento de volumen alrededor de x que se mueve (convectivamente) por el eje x . Se puede hacer el siguiente inventario:

$$\text{Acumulación total} = \text{Acumulación por el sistema que no se mueve} + \text{Acumulación debida al cambio de } x \text{ con el tiempo (convección)}$$

La expresión matemática correspondiente es:

$$\frac{d\Gamma}{dt} = \frac{\partial \Gamma}{\partial t} + \frac{\partial \Gamma}{\partial x} \frac{dx}{dt} = \frac{\partial \Gamma}{\partial t} + u_x \frac{\partial \Gamma}{\partial x}$$

La ecuación (1) se vuelve:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} + u_x \frac{\partial \Gamma}{\partial x} = \delta \frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2} \quad (4)$$

Que puede escribirse como:

$$\frac{D\Gamma}{Dt} = \delta \frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2}$$

Donde $D\Gamma/Dt$ es la derivada sustancial, o derivada respecto al tiempo válida para un observador que se mueve con el sistema a la velocidad convectiva u_x .

El término convectivo en tres dimensiones es

$$u_x \frac{\partial \Gamma}{\partial x} + u_y \frac{\partial \Gamma}{\partial y} + u_z \frac{\partial \Gamma}{\partial z} = u \nabla \Gamma$$

La ecuación (4) queda

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} + u \nabla \Gamma = \delta \nabla^2 \Gamma \quad (5)$$

Para tener en cuenta las *fuentes o sumideros* se adiciona el término s en la ecuación anterior

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} + u \nabla \Gamma = \delta \nabla^2 \Gamma + s \quad (6)$$

Recordando que Γ es la concentración de una propiedad generalizada Π , la anterior ecuación se relaciona con la conservación de Π :

$$\begin{array}{l} \text{Acumulación o} \\ \text{Disminución} \end{array} + \text{Convección} = \text{Difusión} + \begin{array}{l} \text{Generación o} \\ \text{pérdida} \end{array}$$

Para Π una propiedad escalar como la masa y el calor, (6) es la expresión mas generalizada de la EGD.

1.1.4 Métodos de solución de la EGD

La función Γ será del tipo

$$\Gamma = \Gamma(t, x, y, z)$$

(6) es una ecuación diferencial parcial de tipo parabólico. Sus soluciones analíticas se restringen a formas simples como por ejemplo cuando $s = 0$ y para casos de una o dos dimensiones. Para casos mas complejos, mas cercanos a las situaciones reales, se utilizan métodos numéricos y computadoras.

Ejemplo de una solución analítica

Una placa de espesor finito $2b$ se lleva a un ambiente en donde Π está en la concentración Γ_1 ; la concentración inicial en la placa es Γ_0 y la que alcanza inicialmente en su superficie es la del ambiente Γ_1 . δ es constante y conocida. Se desea saber como varía Γ con el tiempo y la posición (medida desde la superficie de la placa hacia adentro).

Para hacer la solución mas general se acostumbra utilizar cantidades reducidas adimensionales que se eligen dividiendo por los valores característicos iniciales. Así, el tiempo se reduce dividiéndole por su valor inicial; una posición variable, dividiéndola por una longitud variable relevante como el espesor de la placa. Así:

$$\Gamma^* = \text{Concentración reducida} = \frac{\Gamma_1 - \Gamma}{\Gamma_1 - \Gamma_0} \quad x^* = \text{Posición reducida} = x/b$$

$$t^* = \text{Tiempo reducido} = \delta t / b^2$$

(1) queda idéntica con estas cantidades reducidas, solo que cada símbolo llevará un asterisco. Las condiciones iniciales (CI) y de frontera (CF) son:

$$\begin{array}{ll} \text{CI para } t^* = 0 & \Gamma^*(x^*) = 1 \\ \text{CF para } t^* = 0 & \Gamma^*(\pm 1) = 0 \end{array}$$

La solución es, en estas condiciones (método de separación de variables)

$$\Gamma^* = 2 \sum_0^{\infty} \frac{(-1)^n}{\left(n + \frac{1}{2}\right)\pi} \exp[-(n+1/2)^2\pi^2 t^*] \cos [(n+1/2)\pi x^*] \quad (7)$$

Mientras t^* no sea muy pequeño (7) converge rápidamente, lo que permite tener una precisión aceptable utilizando unos pocos términos de la serie. Para t^* largos el uso del primer término es suficiente.

Si $t^* \rightarrow 0$ la solución es

$$\frac{\Gamma_1 - \Gamma}{\Gamma_1 - \Gamma_0} = 1 - \text{erf} \left(\frac{x}{\sqrt{4\delta t}} \right)$$

Esta es la situación que se presenta cuando una solución se difunde a través de alimentos sólidos (como papas, frutas). La expresión anterior permite calcular la penetración de la sustancia en el material alimenticio.

Ejemplo de una solución numérica

La Ecuación (1) puede resolverse por el método de las diferencias finitas. Sus detalles se pueden encontrar en numerosos libros que desarrollan este tema. La idea básica del método es la de transformar la ecuación diferencial en una expresión algebraica usando diferencias finitas en lugar de diferenciales, usando expansión de funciones en series de Taylor.

Primero se hacen discretos el espacio y el tiempo: la coordenada x se reemplaza por un número de intervalos $j(\Delta x)$ y t por otro conjunto de intervalos $n(\Delta t)$. Las variaciones de los enteros n y j son desde cero hasta J y N respectivamente.

El segundo paso es aproximar las primeras y segunda derivadas por términos algebraicos que contienen diferencias finitas

TABLA 1.2 : DIFERENCIALES Y DIFERENCIAS FINITAS

Diferencial	Diferencias finitas	
	Explícita	Implícita
dx	$\Delta x = x(j) - x(j-1)$	$\Delta x = x(j+1) - x(j)$
dt	$\Delta t = t(n) - t(n-1)$	$t = t(n+1) - t(n)$
$\frac{\partial \Gamma}{\partial t}$		$\frac{\Gamma(j+1) - \Gamma(j, n)}{\Delta t}$
$\frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2}$	$\frac{\Gamma(j, n+1) - 2\Gamma[j, n] + \Gamma(j, n-1)}{\Delta x^2}$	$\frac{\Gamma(j-1, n) - 2\Gamma[j, n] + \Gamma(j+1, n)}{\Delta x^2}$

Para el ejemplo resuelto analíticamente se divide el semiespesor de la placa en J espacios ($b=J(\Delta x)$) y luego se eligen los intervalos de tiempo ($t = n(\Delta t)$).

El tercer paso es aproximar la ecuación diferencial:

$$\frac{\partial \Gamma}{\partial t} = \frac{\Gamma(j+1) - \Gamma(j, n)}{\Delta t}$$

$$\frac{\partial^2 \Gamma}{\partial x^2} = \frac{\Gamma(j-1, n) - 2\Gamma[j, n] + \Gamma(j+1, n)}{\Delta x^2}$$

La ecuación (1) se aproxima por:

$$\frac{\Gamma(j+1) - \Gamma(j, n)}{\Delta t} = \delta \frac{\Gamma(j-1, n) - 2\Gamma[j, n] + \Gamma(j+1, n)}{\Delta x^2}$$

Haciendo $\delta \frac{\Delta t}{\Delta x^2} = t^*$

$$\Gamma(j, n+1) = t^* \Gamma(j-1, n) + (1-2t^*) \Gamma(j, n) + t^* \Gamma(j+1, n) \quad (8)$$

La ecuación (8) permite calcular Γ en el tiempo $(n+1) \Delta t$ conocidos los valores del tiempo previo $n \Delta t$. Así, conocido lo que sucede en el comienzo ($n=0$) en una o ambas fronteras, y aplicando sucesivamente la Ec (8), se tendrá la solución de la ecuación.

Se ha demostrado que la estabilidad de esta ecuación requiere que $t^* > 0$ y $1-2t^* > 0$, o

$$\Delta t \leq \frac{(\Delta x)^2}{2\delta}$$

Esto permite escoger los intervalos de tiempo adecuados para la estabilidad.

1.1.5 Casos particulares de fenómenos de transporte. Las analogías

La EGD se puede aplicar a los distintos fenómenos de transferencia. En cada caso se debe dar un significado apropiado a la propiedad que hace las veces de concentración (Γ) y difusividad (δ).

En la transferencia de masa Γ es la concentración molar o másica (Kmol / m^3) o (Kg/m^3)

En la transferencia de calor Γ es $Q/V = (mc_p T)/V = \rho c_p T$, para m masa, c_p capacidad calorífica, ρ densidad y V volumen. δ es la difusividad térmica α ; al reemplazar estos valores en la EGD, el término ρc_p , suponiéndolo constante, se cancela y la variable que queda es la temperatura.

Volviendo sobre los ejemplos de la placa de la sección anterior, si el caso es el de un material alimenticio que se introduce en una estufa, la ecuación (10) en una dimensión, es aplicable (Tabla 1.3). Si T_0 es la temperatura inicial del alimento, T_1 la de la estufa (despreciando resistencias de interfase esta misma temperatura será la que alcance la superficie de la placa alimenticia luego de exponerse al ambiente de la estufa).

En el capítulo 5 de transferencia de calor en estado inestable se mostrarán las soluciones de la EGD de este y otros casos de geometría simple. Se utilizarán variables adimensionales para la temperatura y el tiempo; la concentración de Γ^* adimensional es la T^* .

$$T^* = \frac{T_1 - T}{T_1 - T_0}$$

El tiempo adimensional t^* es el Número de Fourier,

$$Fo = \frac{\alpha t}{b^2}$$

De acuerdo con lo expuesto la EGD para la transferencia de masa y calor toma las formas expuestas en la siguiente tabla:

TABLA 1.3 EGD PARA TRANSFERENCIAS DE MATERIA Y CALOR

	T.Masa	Ecuación	T. Calor	Ecuación
Sin convección	$\frac{\partial C}{\partial t} = D\nabla^2 C$	(9)	$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha\nabla^2 T$	(10)
Con convección	Ley de Fick $\frac{\partial C}{\partial t} + \mathbf{u}\nabla C = D\nabla^2 C$	(11)	Ley de Fourier $\frac{\partial T}{\partial t} + \mathbf{u}\nabla T = \alpha\nabla^2 T$	(12)
Término s - de fuente o sumidero -(Ec.6) relacionado con	Reacción química Adsorción		Disipación viscosa de calor Calor latente Irradiación	

Para la transferencia de momento la "concentración de momento" está dada por $\mu u/V$ ó ρu , donde u es la velocidad de flujo. Como en el caso de calor, ρ se elimina en la EGD y es la velocidad u la que se relaciona con la concentración de momento.

Ya que en este caso siempre hay convección (si no fuera así u sería cero), la analogía pertinente es:

$$\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} = D\nabla^2 \mathbf{u} \quad (13)$$

Al incluir en esta expresión los efectos gravitacionales y de presión se tiene:

$$\frac{D\mathbf{u}}{Dt} = \nu\nabla^2 \mathbf{u} - \frac{1}{\rho} \nabla P + \mathbf{f} \quad (14)$$

$\mathbf{f} = \rho \mathbf{g}$ (\mathbf{g} es la aceleración de la gravedad). La ecuación (9) se conoce como la ecuación de Navier - Stokes.

1.1.6 El estado estacionario

Para una sola fase y en condiciones estacionarias en la ecuación (1) Γ solo depende de x :

$$0 = \delta \frac{\partial^2 x}{\partial t^2} = \delta \frac{\partial}{\partial x} \left[\frac{\partial \Gamma}{\partial x} \right]$$
$$\delta \left[\frac{\partial \Gamma}{\partial x} \right] = \text{constante} = \phi$$

Puesto que Γ tiene las dimensiones $[II]/m^3$, las de ϕ serán $[II]/m^2s$. ϕ es entonces un flujo de II .

La fuerza impulsora es $\left[\frac{\partial \Gamma}{\partial x} \right]$. El flujo es constante en el estado estacionario. Una forma mas simplificada de la expresi3n anterior es:

$$\phi = -\delta (\Delta \Gamma) / \Delta x \quad (15)$$

Para transferencia de masa la anterior ecuaci3n queda

$$J = -D \frac{dC}{dx}, \text{ que es la ley de Fick} \quad (16)$$

para transferencia de calor es:

$$\dot{q} = -k \frac{dT}{dx}, \text{ que es la ley de Fourier} \quad (17)$$

Las ecuaciones (15) a (17) tienen la forma general de Flujo = (Fuerza impulsora) / Resistencia, como ocurre con la ley de Ohm en electricidad; las fuerzas impulsoras son las derivadas posicionales de concentraci3n y temperatura, las resistencias, los inversos de D y k . Cuando en un problema se involucra mas de una fase, se acostumbra utilizar analogías con las leyes de la electricidad, asumiendo condiciones de "serie" o "paralelo" seg3n la manera como se presente el acoplamiento entre las fases en cada situaci3n particular.

1.1.7 Transporte interfaseal y coeficientes de transferencia

Cuando en una operaci3n unitaria una interfase que separa dos fases muestra alta resistencia al transporte de una propiedad, el transporte interfases es la etapa controlante de esta operaci3n. Se acostumbra utilizar en este caso, como situaci3n especial del fen3meno general de *Transporte*, la

palabra *Transferencia* para referirse a este fenómeno interfasial (no todos los autores concuerdan con esto) . En esta situación la transferencia está controlada por una capa delgada de fluido llamada capa de frontera.

Para el caso de transformación de alimentos este fenómeno es importante en operaciones como secado, evaporación (incluyendo en ambos casos la transferencia de agua o materiales volátiles aromáticos), la absorción o desorción de gases en alimentos líquidos y la cristalización.

En estos casos se considera que hay una diferencia de concentración entre la masa global del fluido (Γ_b) y la del fluido en la pared (Γ_p) $\Delta\Gamma = \Gamma_p - \Gamma_b$, siendo el flujo proporcional a ella:

$$\phi = \kappa \Delta\Gamma \quad (18)$$

Combinando las ecuaciones (10) y (13) se tiene que,

$$\kappa = \delta/\Delta x = \delta/B_p \quad (19)$$

Siendo, para este caso, $\Delta x = B_p$ es espesor de la película de frontera o capa límite

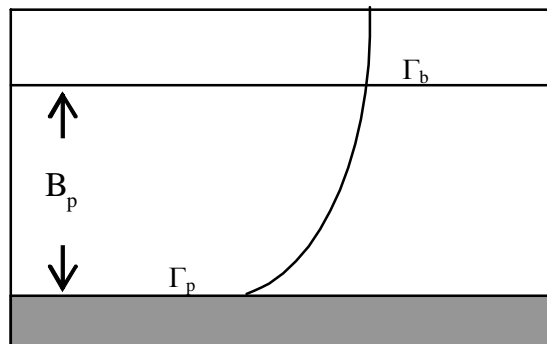


FIGURA 1.1 PERFIL DE CONCENTRACIÓN EN UNA CAPA LÍMITE

1.1.7.1 Transferencia de calor

En este caso en la ecuación (18) $\Delta\Gamma$ se reemplaza por ΔT , ϕ por q o flujo de calor y, por definición, el coeficiente de transferencia de calor h reemplaza κ :

$$q = h\Delta T \quad (20)$$

De las ecuaciones (17) y (18):

$$h = k/B_p \quad (21)$$

Llamando \dot{q} a la velocidad de transferencia de calor, tal que $\dot{q} = qA$, la ecuación (20) queda,

$$\dot{q} = hA\Delta T \quad (22)$$

En términos adimensionales el coeficiente de transferencia de calor h es el Número de Nusselt:

$$Nu = hd/k \quad (23)$$

Donde d es una longitud macroscópica característica del sistema (el diámetro de una tubería por ejemplo).

De las ecuaciones (21) y (23) se tiene

$$Nu = d/B_p \quad (24)$$

Otro número adimensional importante en la transferencia de calor es el Número de Biot (Bi)

$$Bi = hb/k_s \quad (25)$$

La conductividad en la ecuación anterior es la de un cuerpo sólido; b es una longitud característica de ese cuerpo.

1.1.7.2 Transferencia de masa

Análogamente a las expresiones de transferencia de calor, el coeficiente de transferencia de masa está dado por

$$\varepsilon = D/B_p \quad (26)$$

El Número de Sherwood es análogo al de Nusselt:

$$Sh = \varepsilon d/D \quad (27)$$

También se usa el Número de Biot que en este caso es

$$Bi_m = kb/D_s \quad (28)$$

El subíndice s se refiere a un sólido cuya longitud característica es b .

1.1.7.3 Transferencia de momento

No hay una completa analogía con los dos casos anteriores en lo que tiene que ver con transporte interfásial. El coeficiente de transferencia lo hace en este fenómeno el coeficiente de fricción f , número adimensional definido por

$$\tau = f(1/2) \rho u^2 \quad (29)$$

Donde τ es el esfuerzo cortante que corresponde al flujo de momento.

1.2 MODELOS SEMIEMPIRICOS

Las correlaciones de algunos números adimensionales (como Nu, Pr p. Ej.), basadas frecuentemente en trabajos experimentales, son modelos semi empíricos que fueron desarrollados al comenzar el Siglo XX para superar la dificultad de encontrar soluciones analíticas de la GDE y al no disponer de computadores que facilitaran soluciones numéricas con rapidez y buena aproximación.

Estos modelos son de mucha utilidad aun en el presente. En la tabla 1.4 se muestran algunos de los números adimensionales mas útiles en las correlaciones semiempíricas de los fenómenos de transporte.

Las correlaciones de interés para cada tema serán expuestas en los capítulos pertinentes mas adelante.

1.3 MODELOS FENOMENOLÓGICOS

En los modelos riguroso y semiempírico debe conocerse de antemano el mecanismo de transporte involucrado en cada situación. Cuando en un caso particular esto no es claro se hace uso de la termodinámica para describir el fenómeno de transporte siempre que se conozcan las fuerzas impulsoras de la situación física de interés. Fuerzas impulsoras y flujos se relacionan mediante ecuaciones similares a las ecuaciones de estado estacionario; de allí el adjetivo fenomenológico.

TABLA 1.4 NÚMEROS ADIMENSIONALES IMPORTANTES EN FENÓMENOS DE TRANSPORTE

Nombre	Símbolo	Ecuación	Significado físico
Relacionados con la transferencia de momento			
Reynolds	Re	$\rho u d / \eta$	Fuerza inercial/fuerza viscosa
Euler	Eu	$P / \rho u^2$	Fuerza de presión/fuerza inercial
Froude	Pr	u^2 / dg	Fuerzas inerciales/fuerzas gravitacionales
Factor de fricción	f	$\tau / \rho u^2$	Fuerzas cortantes/fuerzas inerciales
Relacionados con la transferencia de calor			
Fourier	Fo	$\alpha t / b^2$	Tiempo adimensional en período transitorio
Peclet	Pe	$u d / \alpha$	Convección forzada/difusión
Nusselt	Un	$h d / k$	Medida de espesor de capa límite
Prandtl	Pr	ν / α	Difusividad de momento/difusividad calorífica
Biot	Bi	$h b / k$	Tr. calor de frontera/Tr. de calor dentro de sólido
Grashof	Gr	$g d^3 \beta \rho^2 \Delta T / \eta^2$	Convección natural/fuerza interna de fricción
Graetz	Gz	Re.Pr	Tr. de calor en flujo laminar
Relacionados con la transferencia de masa			
Fick	Fi	$D t / b^2$	Tiempo adimensional en período transitorio
Peclet	Pe	$u d / D$	Convección forzada/difusión
Sherwood	Sh	$h d / k$	Medida de espesor de capa límite
Schmidt	Sc	ν / D	Difusividad de momento/difusividad másica
Biot	Bi	$\epsilon b / D$	Tr. masa de frontera/Tr. de masa dentro de sólido
Stanton	St	ϵ / u	Tr. de masa en la pared / Tr. masa por convección
Graetz	Gz	Re.Sc	Tr. masa en flujo laminar

TABLA 1.5 EJEMPLOS DE LEYES FÍSICAS, FUERZAS IMPULSORAS Y FLUJOS

Ley	Fuerza impulsora	Flujo	Constante de proporcionalidad
Fourier	∇T , gradiente de temperatura	q, flujo de calor	k, conductividad térmica
Fick	∇C , gradiente de concentración	J, flujo de masa	η , viscosidad dinámica
Ohm	∇V , gradiente de potencial	I, corriente eléctrica	k, conductividad eléctrica

1.3.1 Termodinámica irreversible

La termodinámica de procesos irreversibles estudia sistemas alejados del equilibrio, como son aquellos en donde ocurren fenómenos de transferencia. De acuerdo con este modelo todo flujo es una combinación lineal de las fuerzas impulsoras de un sistema:

$$\phi_{\kappa} = L_{k1}E_1 + L_{k2}E_2 + \dots + L_{kn}E_n \quad (30)$$

L_{ik} son los coeficientes fenomenológicos que pueden tenerse en función de variables de estado tales como temperatura, presión, composición, etc. Estos coeficientes son, por definición, independientes de los flujos y fuerzas impulsoras.

Se cumple además que,

$$\Psi = \sum_{i=1}^n \sum_{k=1}^n L_{ik} E_k > 0 \quad (31)$$

Para un sistema de dos componentes la ecuación (30) da:

$$\phi_1 = L_{11}E_1 + L_{12}E_2$$

$$\phi_2 = L_{21}E_1 + L_{22}E_2$$

La inecuación (31) lleva a

$$L_{11} > 0$$

$$L_{22} > 0$$

y

$$L_{11}L_{22} - L_{12}L_{21} > 0 \quad (32)$$

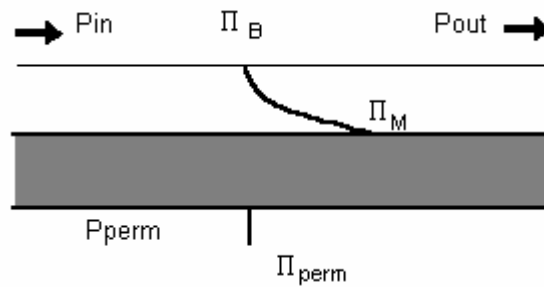
La diagonal L_{ii} debe ser positiva, mientras que los coeficiente cruzados (L_{12}, L_{21}) deben satisfacer la ecuación (33). De acuerdo con Onsager, $L_{12} = L_{21}$ y, mas generalmente,

$$L_{ik} = L_{ki} \text{ para } i, k = 1, 2, 3, \dots, n \quad (\text{Principio de Onsager})$$

Ejemplo 1.1 Tecnología de membranas

Considerando una solución acuosa de un soluto; una membrana usualmente puede retener al soluto cuando la solución la atraviesa; sin embargo debido a imperfecciones estructurales de la membrana algo de soluto la permea.

En operaciones con membranas como ósmosis inversa, ultrafiltración y microfiltración la fuerza impulsora es una diferencia de presión (ΔP) que propicia un flujo. El soluto se acumula en un lado de la membrana hecho conocido como polarización por concentración.



Fuerzas impulsoras en ultrafiltración y ósmosis inversa

$$\Delta P_T = \frac{P_{in} + P_{out}}{2} - P_{perm}$$

$$\Delta \Pi_T = \Pi_M + \Pi_{perm}$$

FIGURA 1.2 POLARIZACIÓN POR CONCENTRACIÓN EN OPERACIONES CON MEMBRANA IMPULSADAS POR PRESIÓN (GEKAS,1992)

A medida que el fenómeno se intensifica aparece una fuerza impulsora secundaria, la concentración del soluto (ΔC , o una diferencia de presión osmótica, $\Delta \Pi$). Si J_V y J_S son, respectivamente, el flujo volumétrico y el flujo de soluto, Kedem y Kachalsky (1958) desarrollaron un modelo fenomenológico, así:

$$J_V = L_{11} \Delta P + L_{12} \Delta \Pi$$

$$J_S = L_{21} \Delta P + L_{22} \Delta \Pi \quad (34)$$

$$L_{12} = L_{21}$$

$$L_{11} L_{22} - L_{12} L_{21} > 0 \quad (33)$$

Físicamente esto significa que hay flujo de soluto en parte debido el flujo global causado por la presión (convectivo) y en parte por la diferencia de presión osmótica o de concentración ($\Pi = RT\Delta C$ para concentraciones bajas). Por otra parte existe una contribución de una segunda fuerza impulsora al flujo volumétrico que describe fenomenológicamente el coeficiente L_{12} , que es negativo. El coeficiente de reflexión (σ)

$$\sigma = -(L_{12}/L_{11}) \quad (34)$$

es una medida de la selectividad de la membrana ($0 \leq \sigma \leq 1$). Si $\sigma = 0$, la membrana no discrimina entre soluto y solvente; si $\sigma = 1$ la membrana es perfectamente selectiva. L_{11} se denomina permeabilidad hidráulica de membrana (L_p y L_s es la permeabilidad del soluto

$$L_s = (L_{22} - L_{11} \sigma^2) C \quad (35)$$

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades SI</i>
<i>A</i>	Área superficial	m ²
<i>B, b</i>	Espesor	m
<i>Bi</i>	Número de Biot	Adimensional
<i>c_p</i>	Calor específico a presión constante	J/Kg K
<i>C</i>	Concentración másica	Kg/m ³
<i>D</i>	Coefficiente de difusividad en transferencia de masa	m ² /s
<i>d</i>	Longitud característica	m
<i>E</i>	Gradiente de Γ	[<i>I</i>]/m ⁴
<i>f</i>	Vector fuerza de gravedad: $(f_x, f_y, f_z) = \rho \mathbf{g}$	Kg/m ² s ² =N/m ³
<i>Fo</i>	Número de Fourier	Adimensional
<i>h</i>	Coefficiente de transferencia de calor	W/m ² K
<i>I, J, i, j</i>	Contadores enteros	-
<i>J</i>	Flujo másico- Flujo másico molar	Kg/m ² s - Kmol/m ² s
<i>k</i>	Conductividad térmica	J/mK
<i>L</i>	Coefficiente fenomenológico generalizado	m ² /s
<i>m</i>	Masa	Kg
<i>Nu</i>	Número de Nusselt	Adimensional
<i>P</i>	Presión	Pa
<i>Q</i>	Energía en forma de calor	J
<i>q</i>	Flujo de calor	J/m ² s=W/m ²
\dot{q}	Rata de energía calorífica , velocidad de transferencia de calor	W=J/s
<i>Sh</i>	Número de Sherwood	Adimensional
<i>T</i>	Temperatura	°C, K
<i>t</i>	Tiempo	s
<i>u</i>	Vector velocidad : (u_x, u_y, u_z)	m/s
<i>V</i>	Volumen	m ³
<i>x</i>	Distancia medida en la dirección de transporte	m

<i>Símbolos griegos</i>		
α	Difusividad térmica= $k/\rho c_p$	m^2/s
δ	Coefficiente generalizado de difusión	m^2/s
ε	Coefficiente de transferencia de masa	m/s
Δ	Incremento, diferencia de	-
ϕ	Flujo de Π	$[\Pi]/m^2s$
Γ	Concentración de una propiedad generalizada	$[\Pi]/m^3$
Π	Propiedad generalizada que está sujeta a un fenómeno de transporte	-
$[\Pi]$	Concentración de una propiedad generalizada	$[\Pi]$
κ	Coefficiente de transferencia generalizado	-
ρ	Densidad	Kg/m^3
σ	Coefficiente de reflexión	-
ν	Viscosidad cinemática	m^2/s
<i>Subíndices o superíndices</i>		
0	Condición inicial de un material	-
1	Condición de frontera (Condición inicial del medio ambiente)	-
*	Propiedad reducida	Adimensional
b	Alrededores	
M	En transferencia de masa	-
p	Película	
S	Sólido ó Sóluto	-

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

GEKAS, V. Transport phenomena of foods and biological materials, CRC Press, Boca Ratón, 1992.

HERMIDA, J. R. Fundamentos de ingeniería de procesos agroalimentarios, Ediciones Mundiprensa, Madrid, 2000.

KEDEM, O., KATCHALSKY, A. Thermodynamic analysis of the permeability of biological membranes to non electrolytes, *Biochim. Biophys. Acta*, 27, 229, 1958 , citado por Gekas, 1992.

C A P Í T U L O 2

T R A N S P O R T E D E F L U I D O S

Se denomina fluido a un material que puede fluir: los gases y los líquidos son fluidos.

2.1 PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

2.1.1 D e n s i d a d

Masa por unidad de volumen [Kg/m^3], ρ . Una descripción de modelos predictivos para las densidades de productos alimenticios se expone en el capítulo 3.

2.1.2 V i s c o s i d a d

Es la medida de la dificultad de fluir de un gas o líquido. La goma arábica es un fluido muy viscoso pues fluye muy lentamente; el aire es poco viscoso, fluye fácilmente.

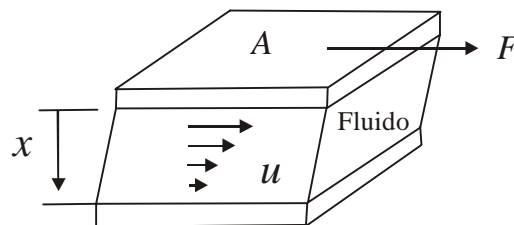


FIGURA 2.1 DEFINICIÓN DE VISCOSIDAD

En la figura 2.1 un fluido se corta entre dos placas. La placa superior se empuja a la derecha con una fuerza F . Como resultado de esto se produce una velocidad u de la placa hacia la derecha. Sin embargo la placa inferior no se moverá a esa misma velocidad sino a otra menor; esto se indica con las flechas entre las placas que representan los vectores velocidad, distintos y decrecientes en la medida que se va de la placa superior a la inferior (dirección x de la figura).

Definiendo *Esfuerzo cortante* (τ) a la relación F/A , se define la viscosidad (μ) como:

$$\mu = \frac{\tau}{-du/dx} \quad (1)$$

Unidades SI : [Pa.s]
 Unidades cgs: [dina.s/cm²]=Poise
 1 centipoise = Poise/100 = 0.001 Pa.s

Los fluidos que cumplen la expresión anterior se denominan *Newtonianos*. Los que no lo hacen se llaman *No Newtonianos*; estos últimos se tratarán en detalle mas adelante.

Órdenes de magnitud de las viscosidades

Para los gases fluctúan entre 5x10⁻⁶ y 3x10⁻⁵ Pa.s

Los líquidos están entre 10⁻³ y 1 Pa.s

Órdenes de magnitud de los gradientes de velocidad [(du/dr) = γ]

0.1 s⁻¹ corresponde aproximadamente al de un fluido que escurre por una placa vertical

0.2 a 10 s⁻¹ aparece cuando se unta un fluido con un cuchillo sobre una tajada de pan

10 a 100 s⁻¹ es el rango para gradientes de flujo al regar, vaciar o mezclar manualmente

100 a 1000 s⁻¹ son gradientes que se manejan en una licuadora casera

> de 1000 s⁻¹ son gradientes de flujo correspondientes a mezcladoras industriales

Un viscosímetro Brookfield opera con gradientes entre 0.1 a 100 s⁻¹

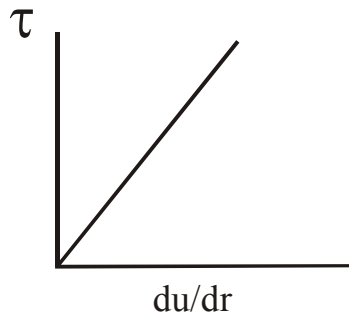


FIGURA 2.2 GRÁFICA QUE RELACIONA EL ESFUERZO CORTANTE CON EL GRADIENTE DE VELOCIDAD PARA UN FLUIDO NEWTONIANO

2.1.2.1 Factores que influyen sobre la viscosidad

- *Temperatura:* Para líquidos puros y soluciones diluidas

$$\mu = \mu_0 \exp(\beta / T) \quad (2)$$

- *Presión:* La viscosidad es aproximadamente constante para líquidos entre 0 y 100 atmósferas
- *Concentración de materias en suspensión:* Para suspensiones diluidas:

$$\mu = \mu_0[1 + 2.5(V_s / V_T)] \quad (3)$$

μ_0 es la viscosidad del líquido puro, V_s el volumen total ocupado por las partículas y V_T el volumen total de la suspensión. Para suspensiones mas concentradas, hasta una razón de V_s/V_T de 0.2:

$$\mu = \mu_0[1 + 2.5(V_s / V_T) + 14.1(V_s / V_T)^2] \quad (4)$$

Para suspensiones mas concentradas debe acudir a mediciones experimentales.

TABLA 2.1 VISCOSIDAD DE ALGUNOS FLUIDOS NEWTONIANOS ALIMENTICIOS

MATERIAL	TEMPERATURA (°C)	VISCOSIDAD (Pas)
Agua	20	0.001
Agua	40	0.000664
Agua	80	0.000335
Leche entera	20	0.00212
Leche entera	70	0.0007
Leche desnatada	25	0.0014
Jugos:		
de granadilla (clarificado,14.3 °Brix)	22	0.00257
de guayaba (clarif.enzim.13.2 °Brix)	22	0.0025
de manzana, 20°Brix	27	0.0021
de manzana, 60°Brix	27	0.03
de piña sin clarificar, 14.5 °Brix	22	0.0403
Jarabe de maíz,48.4% sólidos	27	0.053
Nata (20% de grasa)	3	0.0062
Nata (30% de grasa)	3	0.0138
Miel (Valor medio después de agit.)	25	6
Aceite de soya	30	0.04
Aceite de oliva	20	0.084

Fuente: (Vaillant,1995); (Rao, Rizvi,1986); (Charm,1978)

2.2 BALANCE DE MOMENTO

El momento o momentum es el producto de la masa por la velocidad; sus unidades son el Kg. m/s. Cuando, en lugar de la masa, se usa el flujo másico y se multiplica su valor por la velocidad, se obtiene la rata o velocidad de flujo de momento que tiene por unidades Kg. m/s². Si en un fluido en movimiento

su velocidad cambia (con el tiempo o la posición) se dice que hay un gradiente de velocidad y que, consecuentemente, se presenta una transferencia de momento y la velocidad a la que ocurre por unidad de área se le llama flujo de momento ($d(mu/A)/dt$). Esta última tiene por unidades SI Kg/m. s², que son las mismas unidades que el esfuerzo cortante o la presión .

La caída de presión que sufre un fluido dentro de una tubería es atribuible a la resistencia del fluido a moverse y es el resultado del flujo de momento entre las líneas de flujo, en una dirección perpendicular a la dirección del flujo. La expresión del balance de momento puede expresarse en forma simple como:

$$\text{Velocidad de flujo de momento a la entrada} + \Sigma F = \text{Velocidad de flujo de momento a la salida} + \text{acumulación}$$

ΣF es la suma de las fuerzas externas (como las debidas a la presión atmosférica o de confinamiento en un tanque) o las que ejercen restricciones de la línea como en el caso de toberas de descarga.

Ejemplo 2.1

Calcular la fuerza que actúa sobre una tobera que descarga un fluido a la atmósfera a 5 Kg/s . La densidad del fluido es de 998 kg/m³ , entra a la tobera a 500 KPa (manométricos); la tobera tiene un diámetro de 6 cm a la entrada y 2 cm a la salida.

Los subíndices 1 y 2 son respectivamente, la entrada y la salida de la tobera. $A_1 = 0.002827 \text{ m}^2$; $A_2 = 0.00031415 \text{ m}^2$; $u_1 = 5 / (998 A_1) = 1.77 \text{ m/s}$; $u_2 = 5 / (998 A_2) = 15.95 \text{ m/s}$

El balance de momento entre 1 y 2 es:

$$\dot{m} u_1 + P_1 A_1 + F_x = \dot{m} u_2 + P_2 A_2$$

P_1 es 500 KPa + Pat y P_2 es Pat, para Pat la presión atmosférica:

$$\dot{m} u_1 + 500 A_1 + Pat A_1 + F_x = \dot{m} u_2 + Pat A_2$$

Despejando F_x ,

$$F_x = \dot{m}(u_2 - u_1) - Pat (A_1 - A_2) - 500 A_1$$

Reemplazando los valores numéricos (500KPa = 500000 Pa; Pat = 101300 KPa), se tiene:

$$F_x = 1597.2 \text{ N}$$

2.3 FLUJO O CAUDAL DE FLUIDOS (Q):

Dentro de un tubo el caudal o flujo de un fluido que va a una velocidad media u es:

$$Q = Au \quad (5)$$

Unidades: m^3/s en el SI, pie^3/s en el sistema Inglés

donde A es el área de la sección transversal del tubo.

Ejemplo 2.2

En un tubo de 8 cm de diámetro fluye aceite con una velocidad promedio de 4 m/s. ¿Cuál es el caudal en m^3/hr y m^3/hr ?

$$\begin{aligned} Q &= Au = \pi(0.04)(4m/s) = 0.020m^3/s \\ &= (0.020m^3/s)(3600 s/h) = 72 m^3/h \end{aligned}$$

2.3.1 Ecuación de continuidad

Es el principio de conservación de la masa en dinámica de fluidos. Para flujo en una dirección:

$$\rho_1 u_1 A_1 = \rho_2 u_2 A_2 + A \frac{\partial}{\partial t} (\rho u) \quad (6)$$

En estado estacionario el término de la derivada respecto del tiempo es cero. Un fluido de densidad constante (como los líquidos) se denomina incomprensible. Teniendo este tipo de fluido circulando en una tubería que cambia de sección transversal como se muestra en la figura 2.3.

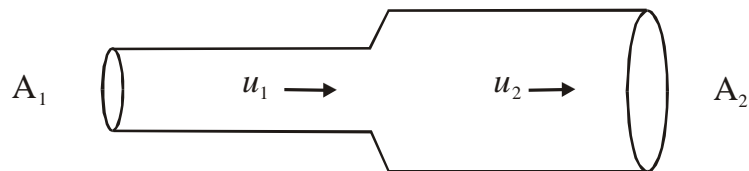


FIGURA 2.3 TUBERÍA DE ÁREA VARIABLE

La ecuación (6) indica que el flujo debe ser igual a través de A_1 y de A_2 :

$$Q = A_1 u_1 = A_2 u_2 = \text{CONSTANTE} \quad (7)$$

donde u_1 y u_2 son las velocidades medias de los fluidos en las secciones 1 y 2 respectivamente.

Sin simplificar la densidad de la ecuación (6), constante para este caso, se tendrá entonces una expresión equivalente que iguala los *flujos máscicos* (m^*) o *rata de flujo* (Kg/s).

$$\rho(A_1 u_1) = \rho(A_2 u_2)$$

$$m_1^* = m_2^* \quad (8)$$

Ejemplo 2.3

Una tubería madre de acueducto de 14 cm de diámetro interno (DI) surte agua por tubos de menor diámetro (1.00 cm de DI) a las casas. Si en una de dichas casas se demora para llenarse un balde de 10 litros 20 segundos, ¿cuáles son las velocidades medias del agua en el tubo que entra a una casa y en la tubería madre?

$$\text{Caudal en casa: } 10 \text{ litros}/20 \text{ segundos} = (0.5 \text{ l/s})(10^{-3} \text{ m}^3/\text{l}) = 5 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} = Q$$

$$\text{Velocidad en la casa: } Q = uA \rightarrow u = Q/A = \frac{5 \times 10^{-4}}{\pi * r^2} = \frac{5 \times 10^{-4}}{\pi (0.01 / 2)^2} = 6.36 \text{ m/s}$$

$$\text{Velocidad en la tubería madre: } \rightarrow u = Q/A = \frac{5 \times 10^{-4}}{\pi * r^2} = \frac{5 \times 10^{-4}}{\pi (0.14 / 2)^2} = 0.03 \text{ m/s}$$

2.4 FLUJOS LAMINAR Y TURBULENTO (Fluidos Newtonianos)

A bajas ratas de flujo dentro de un ducto el desplazamiento de las capas de los fluidos es uniforme y terso; a velocidades altas se forman turbulencias. Respectivamente estos tipos de flujo se denominan *flujo laminar* y *flujo turbulento*. Para saber que tipo de flujo se tiene se utiliza un número adimensional llamado *Número de Reynolds*, definido por

$$\text{Re} = \frac{Du \rho}{\mu} \quad (9)$$

para

D , diámetro de la tubería, u la velocidad media del fluido, ρ la densidad y μ la viscosidad.

En tubería circular recta se cumple en general que

Hay flujo viscoso o laminar si $Re < 2100$

Hay flujo turbulento si $Re \geq 4000$

En la *región o zona de transición* entre 2100 y 4000 de Re puede haber uno de los dos flujos dependiendo del sistema particular que se trate.

2.4.1 Ecuación de Bernouilli

Expresión ideal

La expresión de conservación de la energía en un ducto o tubería cuando no hay fuerzas disipativas es:

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} \quad (10)$$

donde z es altura, u , velocidad media, p , presión; g , gravedad; ρ , densidad y 1 y 2 como subíndices identifican dos puntos de la línea.

Cada uno de los términos de la ecuación De Bernouilli tiene dimensiones de energía por unidad de masa. Corresponden en su orden a las energías/unidad de masa *potencial, cinética y energía asociada a la presión.*

Efecto de las fuerzas de fricción

Cuando se consideran fuerzas disipativas o de fricción la energía por unidad de masa no se conserva a medida que el fluido avanza por la línea, sino que disminuye permanentemente. La expresión anterior, incluidos los efectos de las fuerzas de fricción queda:

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2\alpha} + \frac{p_1}{\rho} = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2\alpha} + \frac{p_2}{\rho} + \frac{\Delta p_f}{\rho} \quad (11)$$

con $\alpha=1$ para flujo turbulento y $\alpha=0.5$ en el caso de flujo laminar.

$\frac{\Delta p_f}{\rho}$ = es la pérdida de energía por unidad de masa debida a la fricción y expresada como caída o pérdida de presión.

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = 2fu^2 \frac{L}{D} = f' \frac{L}{D} \left(\frac{u^2}{2} \right) \quad (12)$$

f y f' son factores de fricción:

$$f' = 4f \quad (12.a)$$

$$f = 16/\text{Re} \quad (\text{ó } f' = 64/\text{Re}) \text{ para el flujo laminar para } \text{Re} < 2000 \quad (12.b)$$

$$\frac{1}{f} = 2 \log_{10} \left(\frac{\varepsilon}{3.7D} + \frac{2.51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right) \text{ para } 4000 < \text{Re} < 50000 \quad (12.c)$$

$$\frac{1}{f} = 2 \log_{10} \left(\frac{\varepsilon}{3.7D} \right) \text{ para } \text{Re} > 50000 \quad (12.d)$$

En la figura 2.4 se puede leer f' vs Re para el caso de flujo turbulento. L es la suma de la longitud de la tubería y la longitud equivalente que proporcional los accesorios.

Los accesorios de una línea como los codos, válvulas, tes, etc., aumentan las pérdidas por fricción. Su efecto se cuantifica comúnmente usando tablas de longitudes de tubería equivalentes como la que se muestra en la tabla 2.2:

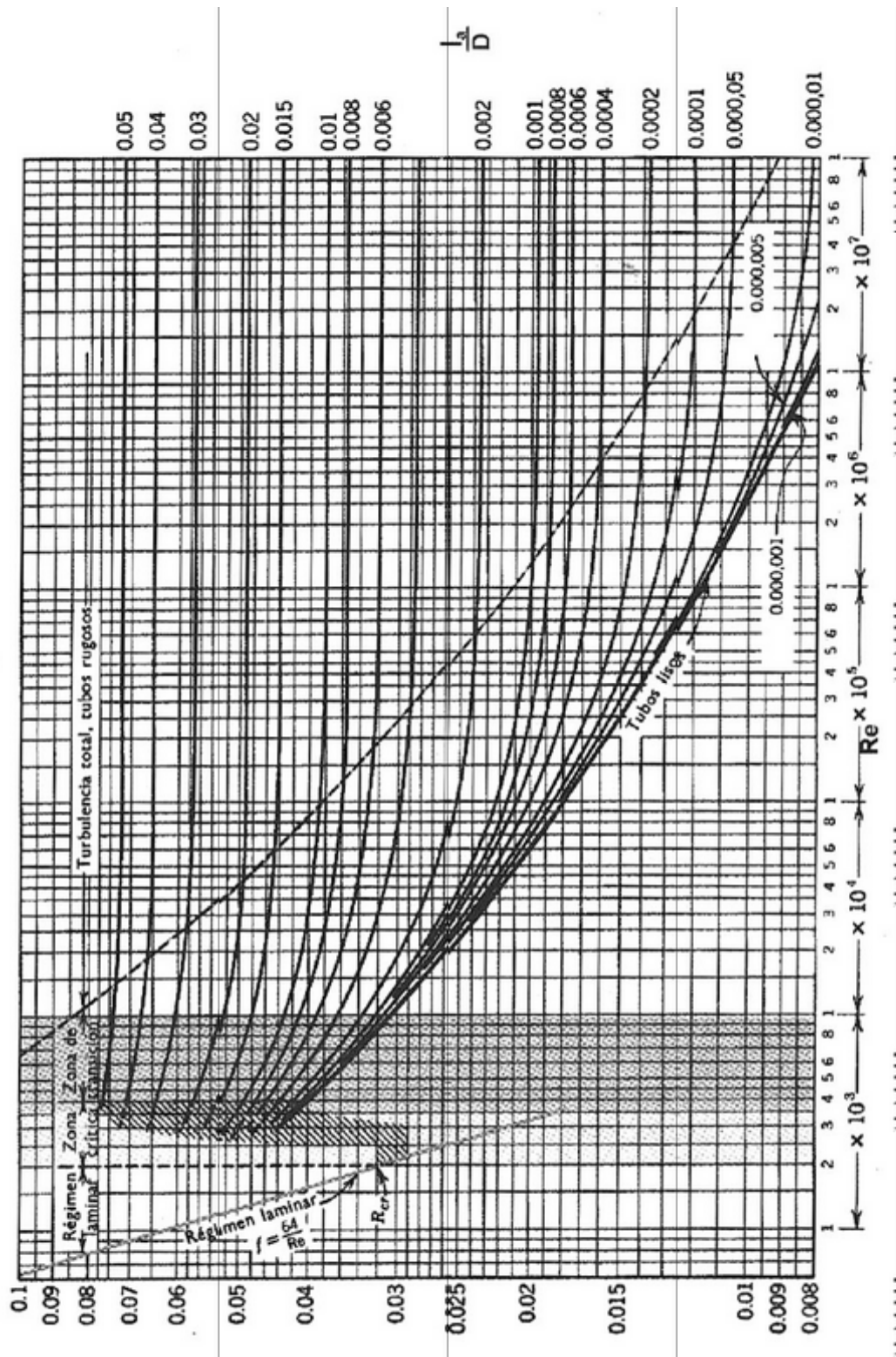


FIGURA 2.4. DIAGRAMA DE MOODY PARA HALLAR EL FACTOR DE FRICCIÓN DE FANNING

TABLA 2.2 PÉRDIDAS POR FRICCIÓN DE ALGUNOS ACCESORIOS DE TUBERÍAS

TIPO DE ACCESORIO O VALVULA	Pérdida por fricción, longitud equivalente, de tubería recta en diámetros de tubería, L_e / D
Codo, 45°	17
Codo, 90°	35
Te	50
Retorno en U	75
Válvula de bola abierta	3
Válvula de ángulo abierta	100
Válvula de compuerta abierta	9
semiabierta	225
Válvula de globo abierta	300
semiabierta	475

Fuente: (Perry,Chilton,1973)

Hay otros componentes de una línea de flujo de proceso que contribuyen con pérdidas por fricción como son las contracciones y expansiones de la sección transversal de la tubería.

Para el caso de contracciones se puede utilizar la siguiente expresión para valorar su efecto sobre las pérdidas por fricción:

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = 0.55 \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2} \right) \frac{u_1^2}{2\alpha} \quad (13)$$

En expansiones:

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2} \right)^2 \frac{u_1^2}{2\alpha} \quad (14)$$

En ambas expresiones el subíndice 1 indica las condiciones en el punto de área o diámetro mas pequeños y el 2 las correspondientes al área seccional mas grande. La figura siguiente ilustra estas situaciones.

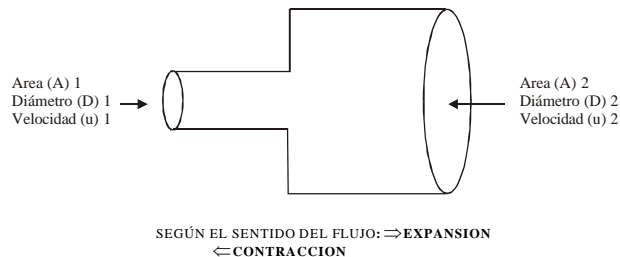


FIGURA 2.5 EXPANSIÓN Y CONTRACCIÓN DE TUBERÍA

Una forma equivalente para el cálculo de las pérdidas por fricción es

$$\Delta p_f / \rho = 2f u^2 (L/D) + \sum k_f (u^2/2) \quad (15)$$

TABLA 2.3 COEFICIENTES DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN (k_f) PARA FLUJO TURBULENTO DE FLUIDOS NEWTONIANOS DEBIDAS A ACCESORIOS

Tipo de accesorio	k_f
Codo estándar de 45°	0.35
de radio amplio	0.2
Codo de 90° estándar	0.75
De radio amplio	0.45
Cuadrado	1.3
U de 180° regreso ajustado	1.5
T estándar, ramal taponado, flujo a lo largo	0.4
Usada como codo entrada por el ramal	1.0
Usada como codo, entrada por eje principal	1.0
Acoples	0.04
Uniones	0.04
Válvula de compuerta, abierta	0.17
Abierta 3/4	0.9
Abierta 1/2	4.5
Abierta 1/4	24.0
Válvula de diafragma, abierta	2.3
Abierta 3/4	2.6
Abierta 1/2	4.3
Abierta 1/4	21.0
Válvula de globo, abierta	6.0
Abierta 1/2	9.5
Asiento compuesto, abierta	6.0
Abierta 1/2	8.5
De disco tapón (plug disk) , abierta	9.0
Abierta 3/4	13.0
Abierta 1/2	36.0
Abierta 1/4	112.0
Válvula de ángulo, abierta	2.0
Plug cock	
$\Theta = 0^\circ$ (abierta completamente)	0.0
$\Theta = 10^\circ$	0.05
$\Theta = 40^\circ$	17.3
$\Theta = 10^\circ$	206.0
$\Theta = 60^\circ$	
$\Theta = 0^\circ$ (abierta completamente)	0.0
$\Theta = 10^\circ$	0.24
$\Theta = 40^\circ$	10.8
$\Theta = 60^\circ$	118.0

Fuente: Steffe y Singh, 1997

TABLA 2.4 COEFICIENTES DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN (k_f) PARA FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NEWTONIANOS DEBIDAS A ACCESORIOS

Tipo de accesorio	Re		
	1000	500	100
Codo de 90° de radio corto	0.9	1.0	7.5
Te estándar, a lo largo del eje	0.4	0.5	2.5
Por el ramal	1.5	1.8	4.9
Válvula de compuerta	1.2	1.7	9.9
Válvula de globo	11	12	20
De tapón	12	14	19
Válvula de ángulo	8	8.5	11

Fuente: Steffe y Singh, 1997

2.5 ENERGÍA DE BOMBEO

Finalmente, si se tienen en cuenta los aportes de energía que suministran algunos equipos como las bombas para impulsar el fluido, la expresión queda:

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2\alpha} + \frac{p_1}{\rho} + E_{BOMBEO} = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2\alpha} + \frac{p_2}{\rho} + \frac{\Delta p_f}{\rho} \quad (16)$$

TABLA 2.5 DIMENSIONES DE TUBERÍA Y TUBOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Diámetro Nominal (Pulgadas)	Tubería de acero		Tubería sanitaria		Tubo intercambiador 18 g.	
	Sch. 40		DI	DE	DI	DE
	Pulg / m	Pulg / m	Pulg / m	Pulg / m	Pulg / m	Pulg / m
0.5	0.622 /	0.840 /	-	-	0.402 /	0.50 /
	0.01579	0.02134	-	-	0.01021	0.1027
0.75	0.824 /	1.050 /	-	-	0.652 /	0.75 /
	0.02093	0.02667	-	-	0.01656	0.01905
1.0	1.049 /	1.315 /	0.902 /	1.00 /	0.902 /	1.00 /
	0.02644	0.03340	0.02291	0.0254	0.02291	0.0254
1.5	1.610 /	1.900 /	1.402 /	1.50 /	1.402 /	1.50 /
	0.04089	0.04826	0.03561	0.0381	0.03651	0.0381
2.0	2.067 /	2.375 /	1.870 /	2.00 /	-	-
	0.0525	0.06033	0.04749	0.0508	-	-
2.5	2.469 /	2.875 /	2.370 /	2.50 /	-	-
	0.06271	0.07302	0.06019	0.0635	-	-
3.0	3.068 /	3.500 /	2.870 /	3.00 /	-	-
	0.07793	0.08890	0.07289	0.0762	-	-
4.0	4.026 /	4.500 /	3.834 /	4.00 /	-	-
	0.10226	0.11430	0.09739	0.1016	-	-

Fuente: (Toledo, 1980)

Ejemplo 2.4

Se necesita bombear leche entera a 20°C desde un tanque abierto a través de una tubería de una pulgada de diámetro nominal de tubería sanitaria hasta un segundo tanque que se encuentra en un nivel superior, tal como se muestra esquemáticamente en la figura 2.6.

El flujo másico es de 1 Kg/s. En la tubería hay tres accesorios: dos codos standard de 90° y una válvula de ángulo; su longitud total es de 30 m. El tanque de alimentación inferior mantiene un nivel de líquido constante de 3m, medido desde el piso y la línea entrega la leche a 12 metros por encima de este mismo nivel de referencia.

Especificar la potencia de la bomba si esta tiene una eficiencia del 60%.

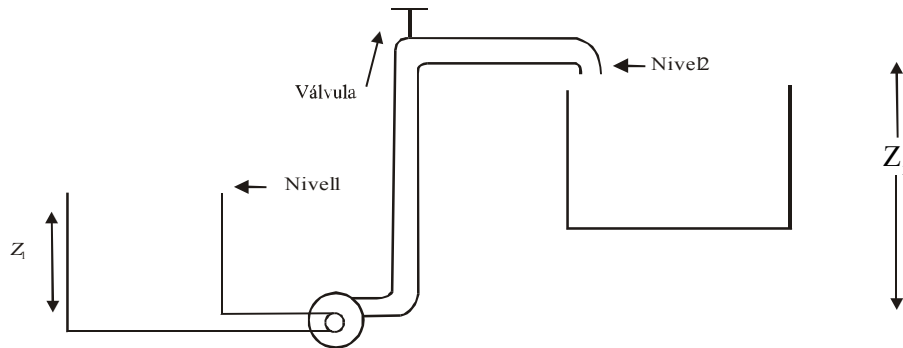


FIGURA 2.6 ESQUEMA PARA EL EJEMPLO 2.4

Resumen de los datos dados y disponibles en información de ingeniería:

- Propiedades del fluido leche:

Viscosidad a 20°C (μ): 2.0 centipoises (0.001 Pa.s/centipoise) = 0.002 Pa.s

Densidad a 20°C (ρ): 1030 Kg/ m

Datos de la línea:

Diámetro de tubería (D): 1 plg. Nominal = 0.02291 m

Rata másica (\dot{m}) : 1 Kg/s

Longitud de la tubería : 30 m

Fricción de codo standard de 90° : $L_e/D = 35$

Fricción de una válvula de ángulo: $L_e/D = 100$

Nivel de líquido: $z_1 = 3$ m , $z_2 = 12$ m

Solución:

Cálculo de la velocidad media en la tubería:

$$u = \frac{\dot{m}}{\rho * A} = \frac{1 \text{ kg / s}}{(1030 \text{ kg / m}^3)[\pi(0.02291 \text{ m})^2 / 4]} = 2.36 \text{ m / s}$$

Número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{Du\rho}{\mu} = \frac{(0.02291 \text{ m})(2.36 \text{ m / s})(1030 \text{ kg / m}^3)}{0.002 \text{ Pa.s}} = 27833$$

que corresponde a flujo turbulento.

Lectura del factor de fricción:

En el diagrama de Moody, para tubería lisa y el número de Reynolds hallado se lee:

$$f = 0.006$$

Contribuciones a las pérdidas por fricción:

Longitud de la línea, dos codos de 90°, una válvula de ángulo y la contracción al pasar desde el tanque de alimentación a la línea de succión de la bomba abierta. De las tres últimas se calculará la longitud equivalente de tubería que proporciona aproximadamente, la misma pérdida, para sumar dichos valores a la longitud de la tubería para tener así la contribución total.

Contribución de los codos de 90°:

$$L_e / D = 35 \rightarrow L_e = 35(0.02291)2 \text{ m} = 1.6 \text{ m}$$

Contribución de la válvula de ángulo:

$$L_e / D = 100 \rightarrow L_e = 100(0.02291) \text{ m} = 2.3 \text{ m}$$

Longitud total equivalente:

$$\text{Tubería + Codos + Válvula} = (30 + 1.6 + 2.3) \text{ m} = 33.9 \text{ m}$$

Pérdidas por fricción de tubería + codos + válvula:

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = 2f u^2 \frac{L}{D} = 2(0.006)(2.36)^2 \frac{33.9}{0.02291} = 98.9 \text{ J / Kg}$$

Pérdidas por la contracción desde el tanque a la tubería:

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = 0.55 \left(1 - \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2 \right) \frac{u_1^2}{2\alpha}$$

como el diámetro del tanque (D_2) es mucho mayor que el de la línea (D_1) $\frac{D_1}{D_2}$, tiende a cero, y es flujo turbulento ($\alpha=1$)

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = 0.55 \frac{u_1^2}{2\alpha} = 0.55 \frac{(2.36)^2}{2} = 1.53 J / kg$$

Pérdidas totales de fricción (tubería +codos+válvula) + (contracción):

$$(98.9 + 1.53) J/Kg = 100.43 J/Kg = \frac{\Delta p_f}{\rho}_{TOTALS}$$

Aplicando la Ecuación de Bernoulli:

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2\alpha} + \frac{p_1}{\rho} + E_{BOMBEO} = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2\alpha} + \frac{p_2}{\rho} + \frac{\Delta p_f}{\rho}$$

$$E_{BOMBEO} = g(z_2 - z_1) + \frac{u_2^2}{2} + \frac{\Delta p_f}{\rho}$$

La velocidad en el punto o nivel 1 es cero (el nivel permanece constante); la del punto o nivel 2 corresponde a la velocidad hallada para la tubería.

La caída de presión entre 1 y 2 es nula ($p_1 = p_2 = \text{presion} \cdot \text{atmosferica}$).

$$E_{BOMBEO} = 9.8(12 - 3) + \frac{2.36^2}{2} + 100.4 = 191.4 J / Kg$$

La energía requerida encontrada es la necesaria para bombear un Kg de leche. Como debe manejarse 1 Kg/s, la potencia es:

$$(E_{BOMBEO}) \dot{m} = (191.4 J/Kg) (1 Kg/s) = 191.4 J/s = 191.4 \text{ vatios}$$

Esta es la potencia que debe entregarle la bomba al fluido o *Potencia al Freno*. Considerando una eficiencia del 60%, la potencia nominal (con la que se debe pedir al proveedor) es:

$$POTENCIA DE LA BOMBA = 191.4 \text{ VATIOS} / 0.6 = 319 \text{ VATIOS}$$

2.6 FLUIDOS NO NEWTONIANOS (FNN)

Los FNN son aquellos que no cumplen la ecuación (1) en la que se definió la viscosidad:

Los FNN pueden dividirse en dos categorías: Dependientes e independientes del tiempo. Estos últimos se pueden separar en varias clases.

Los plásticos ideales o de Bingham solo difieren de los Newtonianos en que la relación entre esfuerzo y velocidad cortante no pasa por el origen; para comenzar a fluir requieren de un esfuerzo cortante inicial diferente de cero. Como ejemplos de este comportamiento en alimentos se tienen en general los productos "untables" como la margarina, las mezclas de chocolate, los jarabes de recubrimiento para repostería), y las suspensiones de granos en agua.

Los *seudoplásticos* se vuelven menos viscosos a medida que se incrementa el esfuerzo cortante que se les imprime para que fluyan (coloquialmente, y a manera de ejemplo, se "adelgazan" mientras mas intensamente se agiten). La gran mayoría de los FNN, incluidos los alimenticios, se encuentran dentro de esta clase. Los jugos de frutas pasan generalmente de un comportamiento newtoniano a uno seudoplástico cuando se concentran (Vaillant, 1995).

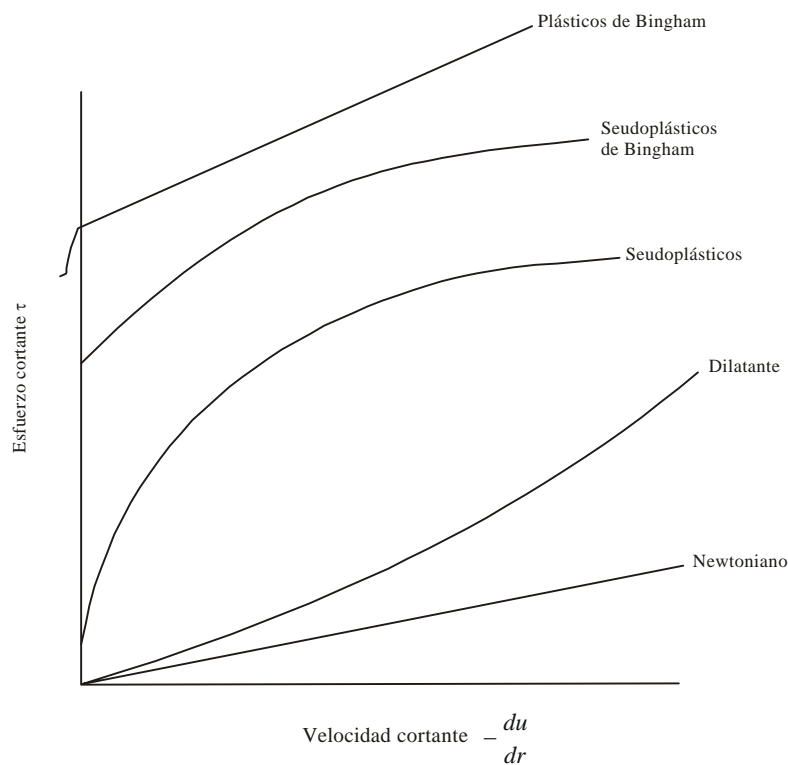


FIGURA 2.7 FLUIDOS NEWTONIANOS Y FNN INDEPENDIENTES DEL TIEMPO

Los fluidos *dilatantes* son mucho menos comunes que los seudoplásticos, y al contrario que ellos, incrementan su viscosidad al ser sometidos a un mayor esfuerzo cortante. Algunas soluciones dilatantes son la harina de maíz, el azúcar, el almidón en agua (todas en elevadas concentraciones), y muchos polvos en agua en elevadas concentraciones, soluciones de almidón cocidas, y algunas mieles de especies de eucaliptus.

TABLA 2.6 EJEMPLOS DE ALIMENTOS SEUDOPLÁSTICOS

Jugos concentrados	Crema de leche
de manzana despectinizado(50-65°Brix)	Huevos descongelados
de maracuyá (15.5-33-4°Brix)	Clara de huevo sin batir
de naranja (60-65°Brix)	Purés de frutas y vegetales
Chocolate fundido	Soluciones concentradas de gomas
Suspensiones de almidón	Concentrados de proteína
Mostaza francesa	

Fuente: (Rao,Rizvi,1986); (Geankoplis,1982)

Los fluidos dependientes del tiempo son los *reopécticos* que exhiben un aumento reversible en el esfuerzo cortante con el tiempo, cuando la velocidad cortante es constante; son muy raros, como ejemplos están las suspensiones de arcilla bentonítica y las suspensiones de yeso. No se han reportado alimentos con este comportamiento. Los fluidos *tixotrópicos* tienen un comportamiento contrario, es decir, que si se agitan a velocidad constante, disminuye su esfuerzo cortante (viscosidad relativa) con el tiempo. Alimentos así son la leche condensada, la mayonesa y la clara de huevo.

2.6.1 Modelos para FNN

Las ecuaciones mas comunes que se usan al caracterizar el comportamiento de los FNN son la del modelo de ley de potencia (17) y la de Herschel - Bulkley (18).

$$\tau = K (\gamma) ^ n \tag{17}$$

$$\tau = \tau_0 + K (\gamma) ^ n \tag{18}$$

Donde γ es la velocidad cortante ($- du/ dx$ ó $-du/ dr$); n es el índice de comportamiento de flujo y K es el índice de consistencia.

2.6.2 Reología

Este término se usa para el estudio del flujo y la deformación; se aplica a sólidos y líquidos o a aquellos materiales que presentan comportamiento entre ellos (viscoelásticos). La discusión sobre aspectos reológicos de los FNN de este capítulo sólo cubre a los líquidos.

• Viscosímetros

Para medir las propiedades de flujo se utilizan equipos llamados viscosímetros; para usarlos en FNN requieren de un mecanismo para inducir el flujo y otro para medir la fuerza aplicada.

Viscosímetro capilar: Se hace pasar el fluido por un tubo de diámetro D y longitud L . Utilizando la ecuación (1) se demuestra (Toledo, 1991) que:

$$V = 2u[1 - (r/R)^2] \quad (19)$$

Para V velocidad del líquido Newtoniano a una distancia r del centro del tubo, u velocidad media en el tubo, $R = D/2$.

La velocidad cortante en la pared se obtiene derivando (19) respecto del tiempo y haciendo $r = R$:

$$-\left. \frac{dV}{dr} \right\}_w = \frac{4u}{R} = \frac{8u}{D} = \gamma_w \quad (20)$$

Para un fluido que sigue el modelo de ley de potencia (17), las expresiones correspondientes son:

$$V = u \left[\frac{3n+1}{n+1} \right] \left[1 - \left[\frac{r}{R} \right]^{(n+1)/n} \right] \quad (21)$$

$$-\left. \frac{dV}{dr} \right\}_w = \frac{4u}{R} \left[\frac{3}{4} + \frac{1}{4n} \right] = \frac{8u}{D} \left[\frac{3}{4} + \frac{1}{4n} \right] = \gamma_w \quad (22)$$

El esfuerzo cortante en la pared está dado por:

$$\tau_w = \frac{R\Delta P}{2L} = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (23)$$

Utilizando un viscosímetro capilar se puede medir la caída de presión ΔP N/m², para cierto caudal de flujo q m³/s, en un tubo recto de longitud L m y diámetro D m. Repitiendo este procedimiento para varias velocidades medias de flujo u m/s se obtienen gráficas como la de la figura 2.8.

La expresión matemática correspondiente al reemplazar (22) y (23) en (17) es:

$$\frac{D\Delta P}{4L} = \tau_w = K \left(\frac{8u}{D} \right)^{n'} = K \left[\frac{3n+1}{4n} \right]^n \left(\frac{8u}{D} \right)^{n'} \quad (24)$$

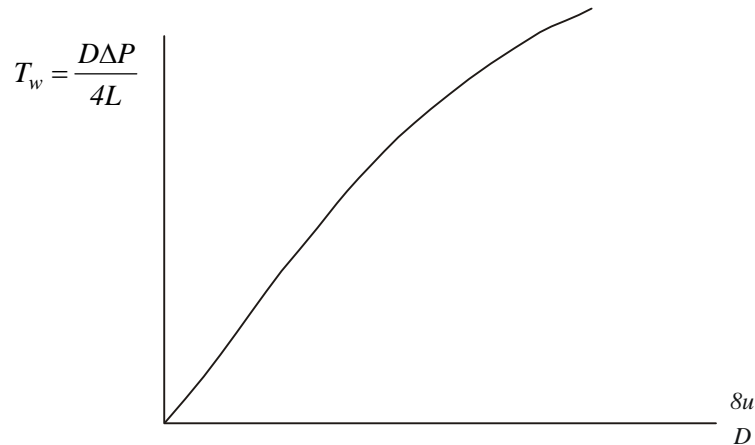


FIGURA 2.8 CURVA GENERAL PARA FNN EN TUBO CAPILAR, RÉGIMEN LAMINAR

K' y n' son las *constantes reológicas del fluido*. La comilla indica que fueron tomadas en un viscosímetro capilar.

Si $n' = 1$, el fluido es Newtoniano y $K' = \mu$

$n' < 1$, es pseudoplástico

$n' > 1$, es un fluido dilatante

K y n son las constantes reológicas del fluido cuando se han determinado en un viscosímetro giratorio. Para propiedades de flujo constantes en un amplio intervalo de esfuerzos cortantes, la relación entre los dos tipos de constantes reológicas es:

$$\begin{aligned} n &= n' \\ K' &= K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \end{aligned} \quad (25)$$

A veces se define un coeficiente de viscosidad generalizado:

$$\gamma = K' 8^{n'-1} \text{ con unidades de } N \cdot s^{n'} / m^2$$

Viscosímetro rotacional

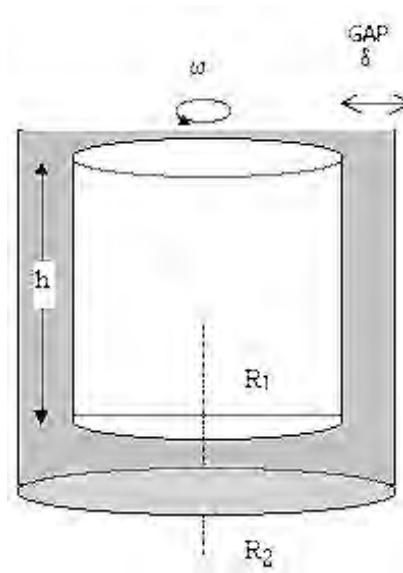


FIGURA 2.9 ESQUEMA DE UN VISCOSÍMETRO ROTACIONAL

En el volumen entre dos cilindros coaxiales se introduce un fluido que se somete a un esfuerzo de corte ocasionado por el giro del cilindro interior a una velocidad angular ω conocida. El torque necesario para proporcionar el giro se mide y es proporcional a la resistencia al giro del líquido.

Si el cilindro exterior es estacionario y si la medida del torque es τ , la fuerza que actúa sobre la superficie del cilindro interior, necesaria para superar la resistencia a la rotación será τ/R_1 . El esfuerzo cortante en la pared será:

$$\tau_w = (\tau/R_1) / 2\pi R_1 L = \tau / 2\pi R_1^2 L \quad (26)$$

Si la separación entre los dos cilindros (gap) δ es muy pequeña, el gradiente de velocidad en la pared del cilindro interior que rota a N revoluciones por unidad de tiempo es:

$$\gamma_w = 2\pi R_1 N / \delta \quad (27)$$

También se utilizan viscosímetros con gap mas amplio que tienen agujas adosadas a un cilindro o pesa que gira. De acuerdo con el tamaño de la aguja y las velocidades de rotación utilizadas, el torque correspondiente puede llevarse a un valor de viscosidad aparente.

En general el gradiente medio de velocidad está dado por:

$$\frac{du}{dr} \approx \frac{\omega R}{R_2 - R_1} \quad (28)$$

$$\text{donde } R = \frac{R_1 + R_2}{2}$$

El constructor del equipo suministra las equivalencias entre las revoluciones por minuto, el dispositivo y el tipo de aguja utilizada. Graficando $\log(\tau)$ vs $\log(dV/dr)$, si el fluido sigue la ley de potencia se obtiene una línea recta:

$$\log \tau = \log K + n \log(du/dr) \quad (29)$$

Los siguientes dos ejemplos, adaptados de Toledo (1991) ilustran los cálculos de los dos tipos de viscosímetros mencionados.

Ejemplo 2.5

Un viscosímetro capilar que tiene un diámetro interior de 1.27 cm y una longitud de 1.219 m se usa para determinar las propiedades de un fluido de densidad 1.09 gr/cc. En la primera columna de la siguiente tabla aparecen los datos de la caída de presión y la rata de flujo medida ala descarga del capilar. Determinar los índices de consistencia y comportamiento del fluido.

A partir de los datos de flujo, densidad y diámetro se calcula la velocidad media u . Se pueden hallar seguidamente los valores de esfuerzo cortante el la pared (ecuación 23) y el valor de $8u/D$. Luego se hace una regresión logarítmica entre estos dos conjuntos de valores hallándose de allí la pendiente (n) y el intercepto (K'); con esta información, y usando la ecuación (24) se encuentra K . La tabla siguiente resume el procedimiento que usó una regresión lineal de los logaritmos de las tercera y cuarta columnas, utilizando para ello una hoja electrónica de cálculo.

ΔP KPa	Rata de flujo gr/s	τ_w Ec(23)	$8u/D$	Log τ_w	Log ($8u/D$)
19,20	17,53	50,00	79,97	1,70	1,90
23,50	26,29	61,20	119,94	1,79	2,08
27,14	35,05	70,70	159,90	1,85	2,20
30,35	43,81	79,05	199,86	1,90	2,30
42,93	87,65	111,80	399,87	2,05	2,60

$$n = 0.5$$

$$K' = 5.587 \text{ Pa.s } n$$

$$K = 5 \text{ Pa.s } n$$

Ejemplo 2.6

Un viscosímetro Brookfield modelo RVF se utilizó para evaluar la viscosidad aparente de una salsa de tomate. Una aguja (N°4) permitió tomar cuatro lecturas a igual número de velocidades de rotación. La constante del viscosímetro es de 7187 dinas/cm (escala completa). Las medidas del torque fueron:

Velocidad de rotación (rpm)	Lectura del indicador del viscosímetro (% de la escala completa)
2	48
4	59.6
10	79
20	96

Evaluar el índice de comportamiento de la salsa.

n es la pendiente de una gráfica log log del torque contra la velocidad de giro

Velocidad de rotación (rpm)	Lectura del indicador del viscosímetro (% de la escala completa)	Torque (dina. cm)
2	48	3449,8
4	59.6	4283,5
10	79	5677,7
20	96	6899,5

Haciendo un análisis de regresión logarítmica en una calculadora o en una hoja electrónica el resultado da una correlación excelente (coeficiente $r^2 = 0.999$) y la pendiente, o valor de n, de 0.3

2.6.3 Ecuaciones para flujo en un tubo

Caída de presión:

$$\Delta p = \frac{4K'L}{D} \left(\frac{8u}{D} \right)^n \quad (30)$$

TABLA 2.7 VALORES EXPERIMENTALES DEL FACTOR DE FANNING (f)
USANDO LA ECUACIÓN $f = a(RE_G)^b$

Producto(s)	a	b
Ley de potencia ideal	16.0	-1.00
Pulpa de piña	13.6	-1.00
Puré de melocotón	12.4	-1.00
Concentrado de naranja	14.2	-1.00
Salsa de manzana	11.7	-1.05
Mostaza	12.3	-1.00
Mayonesa	15.4	-1.00
Concentrado de jugo de manzana	18.4	-1.00
Datos combinados de salsa de tomate y puré de manzana	29.1	-0.992
a y b son números adimensionales		

TABLA 2.8 CONSTANTES REOLÓGICAS DE FNN ALIMENTICIOS

Constantes reológicas				
	% sólidos	Temp (°C)	n'	K'
Chocolate fundido		46.1	0.574	0.57
Mayonesa		25	0.55	6.4
Mostaza		25	0.39	18.5
Tomate				
(Jugo Concentrado)	5.8	32.5	0.59	0.22
	5.8	65.5	0.47	0.37
	12.8	32.2	0.43	2.0
	12.8	65.5	0.34	2.28
γ (s ⁻¹)	16.0	32.2	0.45	3.16
500 - 800	16.0	65.5	0.40	3.18
	25.0	32.2	0.41	12.9
	25.0	65.5	0.43	8.0
	30.0	32.2	0.40	18.7
	30.0	65.5	0.43	11.7
Puré de guayaba	14.8	4.0	0.38	11.1
Puré de mango amarillo	23	40	0.26	10.8
Puré de mango mamey	24.8	40	0.28	27.6
Puré de papaya	12.6	40	0.23	5.3
(7.3°Brix)	7.3	26	0.528	9.09
Puré de manzanas	11	24	0.645	0.500

Compota de manzanas	11.6	27	0.28	12.7
Puré de manzanas	11	30	0.34	116
Puré de manzanas	11	82	0.34	90
Puré de banano	15	25	0.458	65
Puré de banano Valery	25	40	0.39	5.9
Puré de banano criollo	26.5	40	0.34	8.6
Puré de melocotón	11.9	30	0.28	72
Puré de melocotón	11.0	82	0.27	58
Concentrado de naranja	65	15	0.584	11.9
Concentrado de tomate	5.8	32	0.59	0.2226
Concentrado de tomate	30	32	0.40	18.7
Crema (30% grasa)	3		1.0	0.01379
Pulpa de guanábana	20		0.41	4.01
Pulpa de guanábana (tratada con enzimas)	20		0.43	1.96

Fuente: (Hodson y otros, 1996); (Charm, 1978); (Vaillant,1995), (Steffe,1997)

Velocidad media:

$$u = \frac{D}{8} \left(\frac{\Delta p D}{4K'L} \right)^{1/n'} \quad (31)$$

Definición de Número de Reynolds generalizado:

$$\text{Re}_G = \frac{D^{n'} u^{2-n'} \rho}{\gamma} = \frac{D^{n'} u^{2-n'} \rho}{K' 8^{n'-1}} = \frac{D^n u^{2-n} \rho}{K 8^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n} \quad (32)$$

Usando este número se puede calcular la caída de presión de manera análoga al caso de los fluidos Newtonianos:

$$f = \frac{16}{\text{Re}_G} \quad (33)$$

$$\Delta p = 4f\rho \frac{L}{D} \frac{u^2}{2} \quad (34)$$

Las ecuaciones (33) y (34) dan valores ligeramente sobreestimados de la caída de presión según se puede concluir de los datos reportados en la tabla 2.7 . Un criterio adicional para su utilización es el siguiente (Grovier y Aziz, 1972):

$$Re_{CRITICO} = \frac{6464n}{(1 + 3n)^2 (1/(2 + n))^{(2+n)/(1+n)}} \quad (35)$$

En la figura 2.10 se grafica esta ecuación.

Hay flujo laminar cuando

$$Re_G < Re_{CRITICO}$$

En caso contrario hay flujo turbulento. En este caso la ecuación que se recomienda es la propuesta por Metzner y Dodge (1959):

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \left(\frac{4}{n^{0.75}} \right) \log_{10} \left[(Re_G) f^{(1-(n/2))} \right] - \left(\frac{0.4}{n^{1.2}} \right) \quad (36)$$

En la figura 2.11 se grafica esta ecuación

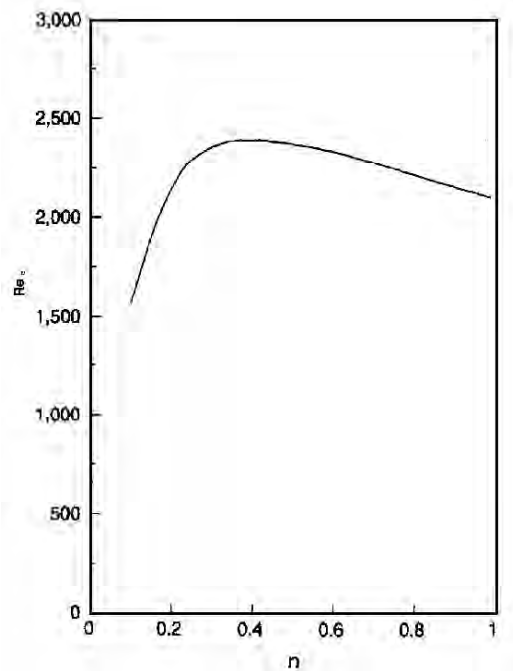


FIGURA 2.10. VALOR CRÍTICO DEL Re_G VS N

2.7 PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

El tratamiento es similar al de los fluidos newtonianos con las modificaciones siguientes:

$$\alpha = \frac{(2n + 1)(5n + 3)}{3(3n + 1)^2} \quad (37)$$

Para expansiones súbitas de diámetros D_1 a D_2 (FLUJO LAMINAR)

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = \frac{3n + 1}{2n + 1} u_1^2 \left[\frac{n + 3}{2(5n + 3)} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^4 - \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2 + \frac{3(3n + 1)}{2(5n + 3)} \right] \quad (38)$$

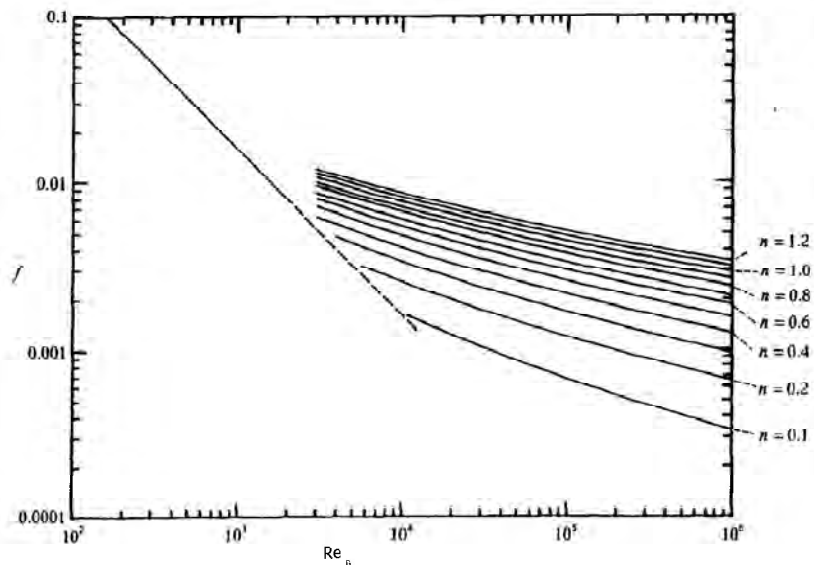


FIGURA 2.11. FACTOR DE FRICCIÓN PARA REYNOLDS GENERALIZADO SEGÚN DODGE Y METZNER (1959)
(TOMADO DE STEFFE Y SINGH, 1997)

Si se desea utilizar la expresión (15) para el cálculo de pérdidas por fricción junto con los datos de coeficientes de fricción detallados en las tablas 2.3 y 2.4, se recomienda el siguiente procedimiento (Singh y Steffe, 1997)

- Para líquidos no newtonianos con Re_G superior a 500, se pueden usar los datos de la tabla 2.3 (de líquidos Newtonianos en flujo turbulento).
- Para líquidos no Newtonianos con Re_G entre 20 y 500, utilizar la expresión:

$$k_f = \beta / Re_G \quad (39)$$

β se encuentra multiplicando el coeficiente k_f del accesorio que se trate, para el caso de flujo turbulento, por 500:

$$\beta = (k_f)_{\text{TURBULENTO}} (500) \quad (40)$$

Para contracciones o ampliaciones súbitas de línea los valores k_f pueden hallarse de:

$$\text{Contracciones:} \quad (k_f)_{\text{TURBULENTO}} = [1 - (A_1/A_2)][0.55/\alpha] \quad (41)$$

$$\text{Expansiones} \quad (k_f)_{\text{TURBULENTO}} = [1 - (A_1/A_2)]^2 [1/\alpha] \quad (42)$$

A_1 y A_2 son las áreas final e inicial, según el sentido del flujo (estas expresiones también pueden usarse para fluidos newtonianos, flujo turbulento).

Ejemplo 2.7

Se desea conocer cual debe ser la potencia de una bomba para pulpa de guanábana que mueve el producto a partir de un tanque de almacenamiento hasta una máquina de empaque que debe ser alimentada continuamente a razón de $3 \text{ m}^3/\text{hr}$.

En un viscosímetro Brookfield la expresión que correlaciona el esfuerzo cortante τ con el gradiente de velocidad es para la pulpa

$$\tau = 4.01(du / dr)^{0.41}$$

El diámetro de la tubería es de 1.5 pulgadas (Sch.40) y la densidad de la pulpa es de 1020 Kg/m^3 .

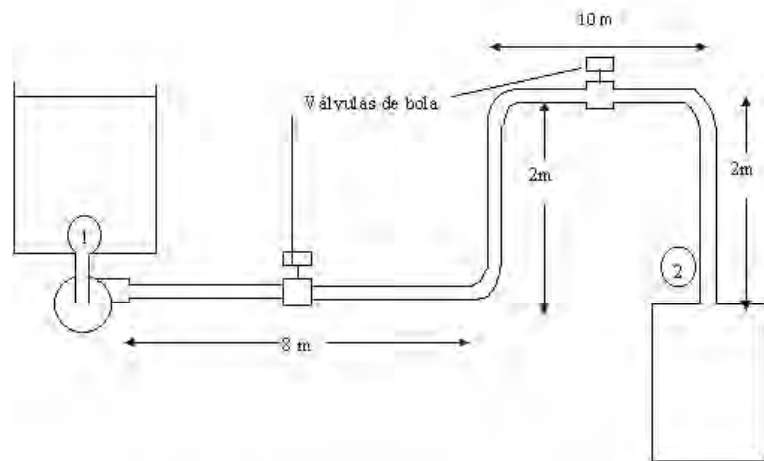


FIGURA 2.12 ESQUEMA DEL EJEMPLO 2.7

Solución

Diámetro interno de la línea: 0.04089 m Caudal (Q): 3 m³/hr
Area de flujo: 1.31x10⁻³ m² Velocidad de flujo (Q/A): 0.63 m/s

$K = 4.01$ $n = 0.41$

Densidad: 1020 Kg/m³

Número de Reynolds generalizado:

$$N_{Re G} = \frac{D^n u^{2-n} \rho}{K 8^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n} = \frac{(0.04089 \text{ m})^{0.41} (0.63 \text{ m/s})^{(2-0.41)} 1020 \text{ Kg/m}^3}{4.01(8)^{(0.41-1)} \left(\frac{3(0.41)+1}{4(0.41)} \right)^{0.41}}$$
$$= 141.2$$

Factor de fricción : 16/141.2 = 0.113
Longitud de la tubería: 22 m

Longitud equivalente de accesorios: Válvulas: 2x3D

Codos : 3x35D
111D = 4.5 m

Longitud efectiva: 22m + 4.5 m = 26.5 m

Caída de presión en longitud efectiva:

$$\Delta p = 4 f \rho \frac{L}{D} \frac{u^2}{2} = 2(0.16)(1020)(26.5/0.04089)(0.63)^2 = 59295 \text{ Pa}$$

Pérdida de energía por unidad de masa:

$$\Delta p / \rho = 58.1 \text{ J/Kg}$$

Pérdida de energía por la contracción entre el tanque y la succión de la bomba:

$$\frac{\Delta p_f}{\rho} = \frac{3n+1}{2n+1} u_1^2 \left[\frac{n+3}{2(5n+3)} \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^4 - \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2 + \frac{3(3n+1)}{2(5n+3)} \right]$$

Para α , 0.616 y $D_1/D_2 \rightarrow 0$:

$$\Delta p / \rho = 0.17 \text{ J/Kg}$$

$$\Delta p = 173.4 \text{ Pa}$$

Pérdida total de presión: $59295 + 173.4 = 59468.4 \text{ Pa}$

Pérdida total de energía $58.1 + 0.17 = 58.27 \text{ J/Kg}$

Aplicando la ecuación de Bernouilli entre los puntos 1 y 2 de la figura ilustrativa del problema:

$$E_B = \frac{u^2}{2\alpha} + \left[\frac{\Delta p}{f} \right]_{total} = [(0.63)^2/2(0.616)] + [58,27] = 58.59 \text{ J/Kg}$$

Potencia que debe entregar la bomba a la pulpa:

$$E_B \dot{m} = \text{Potencia} = 58.6 \times 0.85 = 49.8 \text{ vatios}$$

Si la eficiencia de la bomba fuera del 70%, la potencia nominal de este equipo sería:

$$49.8 / 0.7 = 71.1 \text{ vatios}$$

Ejemplo 2.8

El sistema de flujo mostrado en la figura siguiente tiene un diámetro de tubería de 0.0348m y debe transportar un caudal de $1.57 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ (1.97 Kg/s) a una velocidad de 1.66 m/s. La caída de presión a través del filtro es de 100 KPa. Se tienen además otras pérdidas por fricción debidas a la contracción a la entrada de la línea, la válvula de tapón y tres codos de radio amplio. Hacer el balance de energía mecánica correspondiente, si las constantes reológicas del líquido son $K=5.2 \text{ Pa.s}^n$ y $n=0.45$.

Solución

Sean los puntos 1 y 2 la superficie del fluido en el tanque izquierdo y la entrega de la línea hacia el tanque de la derecha, respectivamente. La ecuación (16):

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2\alpha} + \frac{p_1}{\rho} + E_{BOMBEO} = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2\alpha} + \frac{p_2}{\rho} + \frac{\Delta p_f}{\rho} \quad (16)$$

Donde, para el problema, $p_1 = p_2 = p_{ATMOSFERICA}$; $u_1 = 0$. La ec (16) queda:

$$E_{BOMBEO} = g(Z_2 - Z_1) + \frac{u_2^2}{2\alpha} + (\Delta p_f / \rho)$$

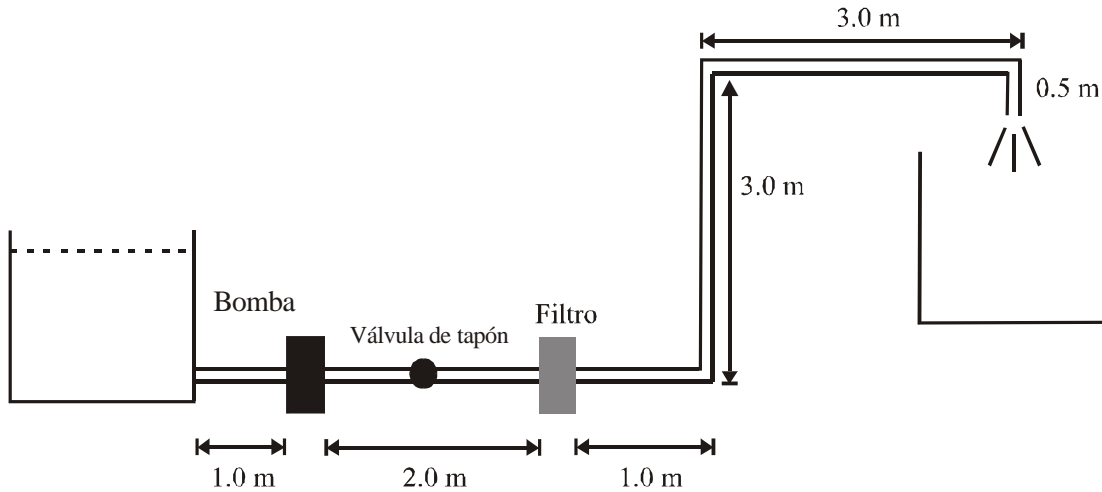


FIGURA 2.13 ESQUEMA DEL EJEMPLO 8

Para saber el tipo de flujo se calcula el Re_G :

$$Re_G = \frac{D^n u^{2-n} \rho}{K 8^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n} = \frac{(0.0348)^{0.45} (1.66)^{1.55} (1254 \cdot 8)}{(5.2)(8^{-0.55}) \left(\frac{1.35+1}{1.8} \right)} \quad (32)$$

$Re_G = 280.8$, que corresponde a flujo laminar

$$k_{f_{entrada}} = [1 - (A_1/A_2)][0.55/\alpha] = [0.55/\alpha] \quad (41)$$

$$\alpha = \frac{(2n+1)(5n+3)}{3(3n+1)^2} = 0.6 \quad (37)$$

$$k_{f_{entrada}} = 0.917$$

Este es un valor ($k_{f_{entrada}}$) TURBULENTO. Para el caso de no Newtonianos, régimen laminar

$$k_f = \beta / Re_G \quad (41)$$

β se encuentra multiplicando el coeficiente k_f del accesorio que se trate, para el caso de flujo turbulento, por 500:

$$\beta = (k_f)_{\text{TURBULENTO}}(500) = 0.917(500) = 458.3 \quad (42)$$

de ecuación (41) $k_{f \text{ entrada}} = 458.3 / 280.8 = 1.63$

Con un procedimiento similar

$$k_{f \text{ válvula}} = [(9)(500)] / 280.8 = 16.0$$

$$k_{f \text{ codo}} = 0.45(500) / 280.8 = 0.8$$

El factor de fricción se calcula de la ecuación (33)

$$f = 16 / 280.8 = 0.057$$

Por la ecuación (15):

$$\Delta p_f / \rho = 2fu^2 (L/D) + \Sigma k_f (u^2/2) \quad (15)$$

$$\Sigma k_f (u^2/2) = [k_{f \text{ entrada}} + k_{f \text{ válvula}} + 3(k_{f \text{ codo}})] (u^2/2) + (100000/1254.8)$$

El último término numérico corresponde a la caída de presión declarada en el enunciado del problema, debida al filtro (también podría haberse considerado como un término más en la ecuación (15) como una caída de presión sobre la densidad del fluido).

$$\Sigma k_f (u^2/2) = [1.63 + 16.0 + 3(0.8)](1.66)^2/2 + 79.7 = 107.3 \text{ J/kg}$$

$$\Delta p_f / \rho = 2fu^2 (L/D) + \Sigma k_f (u^2/2) = 2(0.057)(1.66)^2(10.5)/(0.0348) + 107.3 = 202.1 \text{ J/Kg}$$

$$E_{\text{BOMBEO}} = g(Z_2 - Z_1) + u_2^2 / 2\alpha + (\Delta p_f / \rho) = 9.5(2.5) + (1.66)^2 / (2)(0.6) + 202.1 = 228 \text{ J/Kg}$$

Con este valor podemos calcular la potencia de bombeo requerida:

$$(1.97 \text{ Kg/s}) (228 \text{ J/Kg}) = 449.2 \text{ W}$$

También se puede encontrar la caída de presión en la bomba:

$$(E_{\text{BOMBEO}}) \rho = \Delta p_{\text{BOMBA}} = (228 \text{ J/Kg}) (1254.8 \text{ Kg/m}^3) = 286.1 \text{ KPa}$$

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
A	Area	m ²
D	Diámetro	m
E	Energía por unidad de masa	J/Kg
f	Factor de fricción	Adimensional
L	Longitud de la tubería	m
g = 9.8	Aceleración de la gravedad	m/s ²
K, K'	Constante reológica	N.s ⁿ /m ²
\dot{m}	Flujo másico	Kg/m ³
n, n'	Constante reológica	Adimensional
$Re = \frac{Du \rho}{\mu}$	Número de Reynolds	Adimensional
$Re_G = \frac{D^{n'} u^{2-n'} \rho}{K' 8^{n'-1}} = \frac{D^n u^{2-n} \rho}{K 8^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n}$	Número de Reynolds generalizado	Adimensional
p	Presión	N/m ² = Pa
Q	Caudal	m ³ /s
u	Velocidad	m/s
z	Altura	m

Símbolos griegos

α	Constante de término de energía cinética de Ecuación de Bernouilli	Adimensional
ρ	Densidad	Kg/m ³
μ	Viscosidad	Pa.s
τ	Esfuerzo cortante	Pa

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- CHARM, S. *The fundamentals of food engineering*. AVI publishing Co. Westport, USA, 1978.
- DODGE, D. W., METZNER, A. B., *Turbulent flow on non Newtonian Systems*. AiChE J5 (7): 189 - 204. 1959.
- GEANKOPLIS. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Editorial Continental, México, 1982.
- GROVIER, G.; AZIZ, K. *The flow of complex mixtures in pipes*, R.E. Krieger, Malabar, Fl., 1972.
- HODSON, E.; ARAMENDIS, R.; ZURITZ, C. (Editores) *Procesamiento y conservación de alimentos en América Latina y el caribe*. OEA-COLCIENCIAS, pp 221-222, 1996.
- OSORIO, F.A.; STEFFE, J. F. *Kinetic energy calculations for non Newtonian fluids in circular tubes*, J. Food Science 49(5): 1295-1296, 1315. 1984.
- PERRY, R.H.; CHILTON, C. *Chemical Engineer's handbook*, 5ª Ed.; McGraw Hill Inc. New York. 1973.
- RAO, M. A. *Rheology of liquids foods - A review*. J. of texture studies 8: 135-168. 1977.
- RAO, Rizvi (Editores). *Engineering properties of foods*. Marcel Dekker Inc. New York (1986).
- STEFFE, J.; SING, P. *Pipeline design calculations for newtonian and non - newtonian fluids* en Handbook of food engineering, Valentas y otros, Editores. CRC Press, Boca ratón, 1997
- TOLEDO, R.T. *Fundamentals of Food Process Engineering*. AVI Publishing Co. Westport USA. 1980
- TOLEDO, R.T. *Fundamentals of Food Process Engineering*. 2ª Edición. Chapman & Hall. New York. USA. 1991
- VAILLANT, F. *Determinación de las características reológicas de los fluidos y sus aplicaciones en tecnología de alimentos*. Seminario Textura y Reología de alimentos. Univalle-CIRAD, 1995.

C A P Í T U L O 3

PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS ALIMENTOS

3.1 DENSIDAD (ρ)

Es la masa por la unidad de volumen. Sus unidades en el sistema internacional son kg/m^3 . Rahman (1995) distingue diferentes formas de densidad que se usan en cálculos de proceso:

- *Densidad verdadera:* Es la que se calcula a partir de las densidades de los componentes de un material, suponiendo conservación de la masa y el volumen (ρ_v).
- *Densidad sustancia:* La que se mide cuando un material se ha pulverizado de tal forma que no hay poros en su interior (ρ_s).
- *Densidad de partícula:* La de una muestra que no ha sido modificada estructuralmente por lo que incluye el volumen de todos los poros cerrados mas no la de los poros que tienen conexiones externas (ρ_p).
- *Densidad aparente:* Es la densidad de una sustancia cuando se incluye el volumen de todos sus poros (ρ_A).
- *Densidad a granel:* La del material cuando esta empacado o apilado a granel (ρ_B , B: Bulk en inglés).

Algunos autores no reportan el tipo de densidades que han medido; otros no distinguen entre densidad a granel y la aparente. Otros más, no lo hacen entre densidad sustancial y/o la verdadera y/o la de partícula. Por ello es muy importante reportar el tipo de definición utilizada para una medida y verificar de cual densidad se está hablando cuando se usan distintas fuentes de información.

3.2 CALOR ESPECÍFICO (c_p)

Es la cantidad de energía, en forma de calor, que gana o pierde un sistema por unidad de masa, para que se produzca en él un cambio de temperatura de un grado, sin que haya cambio de estado.

$$c_p = \frac{q}{m\Delta T} \quad (1)$$

donde

- q es el calor ganado o perdido en Julios o Kilojulios (KJ)
 m es la masa (Kg)
 ΔT es el cambio en la temperatura ($^{\circ}\text{C}$ ó K)
 c_p es el calor específico (KJ/Kg $^{\circ}\text{C}$) ó (J/Kg $^{\circ}\text{C}$). El subíndice p significa "a presión constante". En la práctica, sólo cuando se trabaja con gases es necesario distinguir entre el calor específico a presión constante y el calor específico a volumen constante c_v .

El valor del calor específico de un alimento se obtiene mediante la experimentación; varía ligeramente con la temperatura.

3.3 ENTALPÍA (H)

Es el contenido calórico o nivel de energía de un material, referido al que tiene a una temperatura arbitraria en el que asigna nivel cero (Generalmente -40°C para productos congelados o 0°C para otros sistemas). Se utiliza mucho este concepto para el estudio de los fenómenos térmicos de sustancias puras o gases como vapor y aire; en el caso de los alimentos tiene su mayor aplicabilidad para los productos congelados. Sus unidades en el sistema SI son J/kg.

La cantidad de calor para calentar o enfriar un material desde una temperatura T_1 hasta T_2 es

$$q = m(H_2 - H_1) \quad (2)$$

para m la masa del material; H_2 y H_1 las entalpías a las temperaturas T_2 y T_1 respectivamente.

3.4 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA (k)

Es la medida de la capacidad para conducir calor de un material. Para alimentos depende principalmente de su composición. Sin embargo tienen también influencia factores como sus espacios vacíos (forma, tamaño y orientación), su homogeneidad, etc. La definición de la conductividad térmica se encuentra en la ley de Fourier de conducción de calor:

$$q = -kA \frac{dT}{dx} \quad (3)$$

dT/dx es el gradiente de temperatura en la dirección x. La constante de proporcionalidad k es la conductividad térmica (W/m K). Los órdenes de magnitud de la conductividad térmica, según los distintos tipos de materiales, puede apreciarse entre los siguientes valores:

Metales: 50-400 W/m °C
 Agua: 0.597 W/m °C (a 20 °C)
 Materiales aislantes: 0.0135 a 0.173 W/m °C

Aleaciones: 10 - 120 W/m °C
 Aire: 0.0251 W/m °C (a 20 °C)

3.5 DIFUSIVIDAD TÉRMICA (α)

Es la conductividad térmica dividida por el producto del calor específico y la densidad. Sus unidades SI son m²/s.

$$\alpha = k / \rho c_p \quad (4)$$

Se usa para la determinación de las velocidades de transferencia de calor en alimentos sólidos de distintas formas.

3.6 INFORMACIÓN EXPERIMENTAL

Algunos datos de diferentes procedencias bibliográficas sobre propiedades de alimentos se relacionan en la información de esta sección.

TABLA 3. 1 DENSIDAD DE ALGUNOS LÍQUIDOS A DIFERENTES TEMPERATURAS

Temperatura (°C)	Agua	Etanol ^a	Aceite de ^b				
			Maíz	Girasol	Ajonjolí	Soya	Algodón
-20	993.5	-	947	944	946	947	949
10	998.1	-	940	937	939	941	942
0	999.9	806.3	933	930	932	934	935
4	1000.0	802.9	-	-	-	-	-
10	999.7	792.9	927	923	925	927	928
20	998.2	789.5	920	916	918	920	921
40	992.2	-	906	903	905	907	908
60	983.3	-	893	899	891	893	894
80	971.8	-	879	876	878	879	881

Fuentes: a Weast (1982, citado por Rahman, 1995)
 b Tschubik y Maslow (1973, citado por Rahman, 1995)

TABLA 3.2 DENSIDAD A GRANEL DE ALGUNOS POLVOS ALIMENTICIOS

Polvo	Densidad a granel (Kg/m ³)	Polvo	Densidad a granel (Kg/m ³)
Avena	513	Leche	610
Trigo	785	Sal (granulada)	960
Harina	449	Azúcar (granulado)	800
Cocoa	480	Azúcar (polvo)	480
Café (instantáneo)	330	Harina de trigo	480
Café (molido)	330	Levadura (panadería)	520
Almidón de maíz	560	Huevo (completo)	340

Fuente: Rahman (1995)

TABLA 3.3. DENSIDAD APARENTE DE FRUTAS Y VEGETALES

Material	Agua ^a	T(°C)	Densidad aparente (Kg/m ³)	REF	Material	Agua ^a	T(°C)	Densidad aparente (Kg/m ³)	REF
Aguacate	64.7	28	1060	1	Pepino	95.4	28	950	1
Banano	75.7	27	980	1	Pera	86.8	28	1000	1
Cebolla	87.3	28	970	1	Piña	84.9	27	1010	1
Fresa	88.8	28	900	1	Remolacha	89.5	28	1530	1
Limón ^b	91.8	28	930	1	Tomate de árbol	84.5	20	1031	2
Lulo	89.3	20	1046	2	Zanahoria	90.0	28	1040	1
Manzana	87.3	25	843	3					
Naranja ^b	85.9	28	1030	1					
Papa	81.4	25.5	1040	4					

a Porcentaje de agua, base húmeda

b Pelada

Fuente: 1: Sweat (1974); 2: Alvarez y Orrego (1999); 3: Rahman (1995); 4: Rao, Barnard y Kenny (1975)

TABLA 3.4 CALORES ESPECÍFICOS DE VARIOS ALIMENTOS

Alimento	% agua	Calor específico (KJ/Kg°C)	
		Debajo punto	Encima punto de congelación (0-100°)
Atún	70	1.720	3.180
Pescado frito ²	60		3.012
Pescado fresco ²	80		3.598
Pescado seco, salado ²	16 a 20		1.715 a 1.841
Tocino fresco ²	57		2.010
Carne de cerdo grasa ²	39		2.594
Carne de cerdo magra ²	57		3.054
Carne de res, grasa	51	1.470	2.887
Carne de res, magra ²	72		3.431
Salchicha frankfurt	60	2.35	3.73
Pollo fresco	74	1.55	3.31
Aguacate	94	2.05	3.81
Ciruela ²	77		3.52
Limón	89.3	1.93	3.85
Manzana	84	1.85	3.6
Mango	93	1.993	3.77
Naranja	87.2	1.93	3.77
Pera	83.5	1.99	3.60
Plátano	74.8	1.76	3.35
Alcachofa ²	90		3.891
Apio	93.7	2.01	3.98
Cebolla ²	80 a 90		3.598 a 3.891
Cebolla seca ²	3.3		1.966
Hongos frescos ²	90		3.933
Hongos secos ²	30		2.343
Lechuga ²	94.0	2.01	4.02
Papa	75		3.515
Papa cocida ²	80		3.640
Papa seca ²	6.1		1.715
Repollo	92.4	1.97	3.94
Repollo seco ²	5.4		2.176
Tomate	94	2.01	3.98
Zanahoria	88.2	1.9	3.7

• Entre 0 y 100°C.

(1) Hayes ,1992; (2) Rahman, 1995.

Alimento	% agua	Calor específico (KJ/Kg°C)	
		Debajo punto	Encima punto de congelación (0-100°)
Arroz	12		1.8
Fríjol seco	12.5	1.01	1.35
Fríjol verde	90	2.39	3.94
Leche de vaca entera	87.5	2.05	3.89
Leche vaca, descremada ²	91		3.975 a 4.017
Nata (40% grasa)	73	1.68	3.56
Cuajada	60-70		3.27
Sal ²			1.13 a 1.34
Azúcar ²			1.255
Clara de huevo ²	87		3.849
Yema de huevo ²	48		2.803
Huevo		1.67	3.2
Harina ²	12 a 13.5		1.80 a 1.88
Pan blanco	44-45	1.42	2.8
Pan integral ²	48.5		2.85
Margarina	9-15	1.8	2.1
Jugo de manzana	87.2		3.85
Jugo de naranja	89		3.89

• Entre 0 y 100°C.

(1) Hayes ,1992; (2) Rahman, 1995.

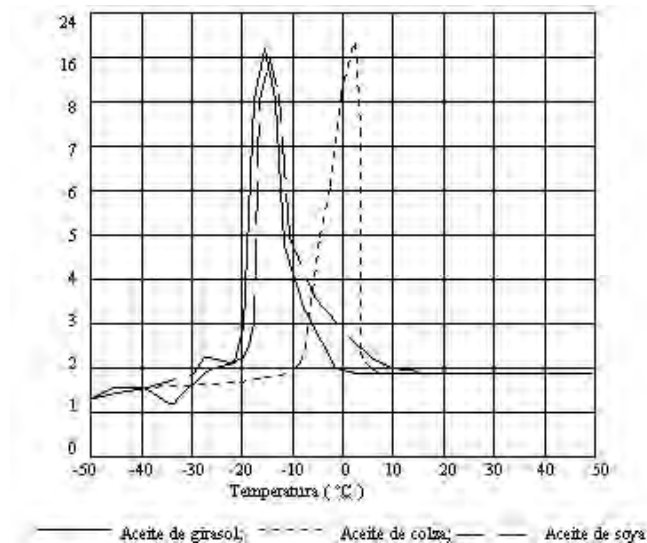


FIGURA 3.1 CALOR ESPECÍFICO (KJ/Kg°C) DE VARIOS ACEITES COMO FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA. ADAPTADO DE KUPRIANOFF, 1964

TABLA 3.5 CALOR ESPECÍFICO DE PULPAS DE FRUTA ENTRE 20° Y 40°C, COMO FUNCIÓN DEL CONTENIDO DE AGUA

Aguacate		Banano		Fresa		Guayaba		Lulo		Manzana		Naranja		Papaya		Piña		Tomate de árbol	
<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>	<i>a</i>	<i>C_p</i>
0.740	3.39	0.756	3.39	0.920	3.81	0.866	3.56	0.924	3.68	0.876	3.64	0.831	3.52	0.897	3.35	0.847	3.49	0.874	3.56
0.654	3.06	0.591	2.85	0.861	3.39	0.767	3.22	0.828	3.31	0.824	3.31	0.629	2.68	0.773	3.31	0.710	2.97	0.827	3.18
0.611	2.97	0.447	2.55	0.742	2.76	0.667	2.85	0.728	3.10	0.759	3.27	0.105	1.85	0.707	2.97	0.621	2.60	0.736	3.18
0.442	2.39	0.398	2.26	0.652	2.64	0.507	2.51	0.631	2.76	0.497	2.68	0.013	1.36	0.555	2.55	0.460	2.39	0.667	2.97

Fuente: Alvarado, 1990.

TABLA 3.6 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE FRUTAS Y VEGETALES

Material	Fración másica de agua <i>a</i>	Densidad aparente Kg/m ³	Temperatura (°C)	Conductividad térmica (W/m°K)
Aguacate	0.647	1060	28.0	0.429
Banano	0.757	980	27.0	0.481
Cebolla	0.873	970	28.0	0.574
Limón (Pelado)	0.899	1000	28.0	0.490
Manzana (Roja)	0.849	840	28.0	0.513
Naranja (pelada)	0.859	1030	28.0	0.580
Papa	0.835	-	25.0	0.563
Zanahoria	0.923	-	25	0.571

Fuentes: Gratzek y Toledo, 1993; Sweat, 1974

TABLA 3.7 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE VARIOS MATERIALES Y SU VARIACIÓN CON LA TEMPERATURA

Material	<i>a</i>	ρ_A Kg/m ³	Conductividad Térmica (W/m°K)						
			1°C	10°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C
Yogurt	0.862		0.525	0.546	0.570	0.576	0.588	0.603	-
Leche en polvo	0.022	655	-	0.099	0.096	0.105	0.085	0.106	0.133
Pulpa de manzana	0.886		-	0.556	-	0.596	-	0.630	0.647
Pasta de carne	0.692		-	0.343	0.458	0.472	-	0.457	0.525
Pasta de pescado	0.718		-	0.433	0.479	0.477	-	0.491	0.523

Material	<i>p</i>	<i>g r</i>	ζ	<i>C</i>
Yogurt	0.042	0.011	0.010	0.075
Leche en polvo	0.283	0.157	0.068	0.470
Pulpa de manzana	0.002	0.124	0.020	0.035
Pasta de carne	0.129	0.124	0.020	0.035
Pasta de pescado	0.161	0.047	0.031	0.043

Fuente: Kent y otros, 1984

TABLA 3.8 PROPIEDADES TÉRMICAS SIMPLES. UNIDADES Y CONVERSIONES

Propiedad	Unidades SI	Unidades Inglesas	Unidades de Caloría
Calor específico	1 KJ/KgK	= 0.239 BTU /lb°F	= 0.239 cal/g°C
Entalpía	1 KJ/Kg	= 0.430 BTU / lb	= 0.239 cal/g
Conductividad Térmica	1 Vatio/m°C (W/m°C)	= 0.578 BTU/pie.hr°F	= 0.860 Kcal/m-hr°C
Difusividad térmica	1 m ² / s	= 10.76 pie ² / s	= 1 m ² / s
Coefficiente de tr. calor superficial	1 W /m ² °C	= 0.176 BTU/hr.pie ² °F	=0.860 Kcal/m ² hr°C

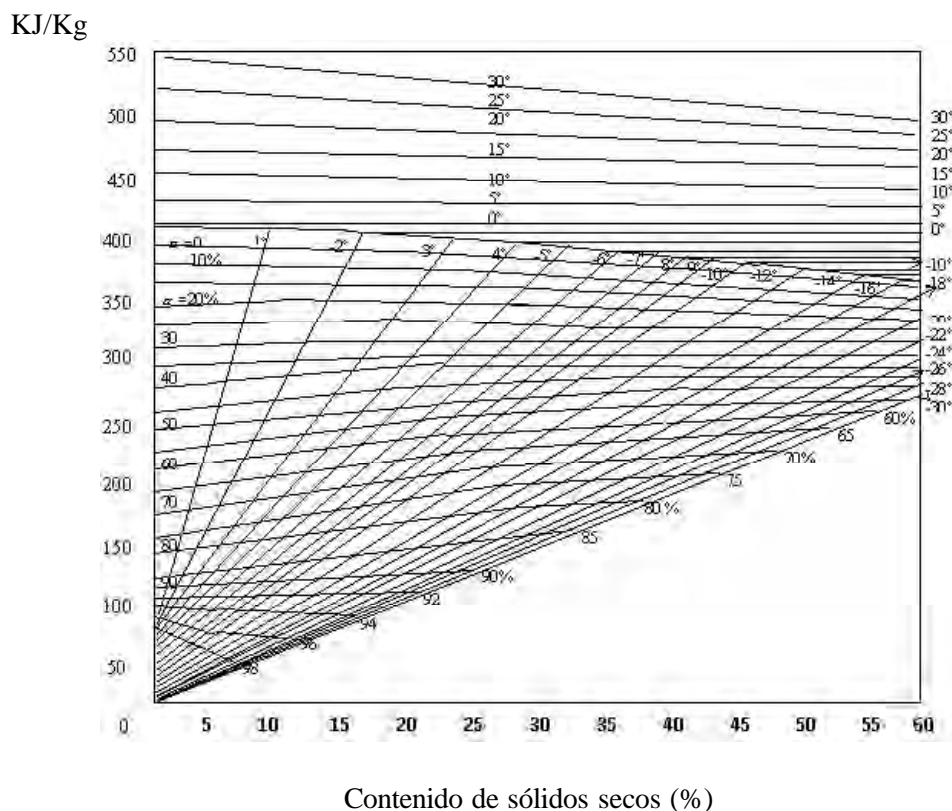


FIGURA 3.2 DIAGRAMA DE EN TALPÍA - CONTENIDO DE SUSTANCIA SECA PARA JUGOS CLARIFICADOS DE FRUTAS Y VEGETALES

Entalpía de referencia: 100 Kcal / Kg (418.4 KJ/Kg) a 0°C para todos los valores de sólidos secos.

% Sólidos secos: Kg de sustancia seca en 100 Kg de jugo clarificado. α: % de agua congelada respecto del contenido original de agua en el jugo. Adaptado de Riedel, 1950.

TABLA 3.9. ENTALPIAS DE ALIMENTOS CONGELADOS

Producto	Agua (%)	C _p med. 4 - 32°C KJ/Kg ¹	Temperatura (°C)	-40	-30	-20	-18	-16	-14	-12	-10	-8	-6	-4	-2	0
Frutas y vegetales																
Fresa	89.3	3.94	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	20 -	44 5	49 -	54 6	60 7	67 9	76 11	88 14	102 18	127 24	191 43	367 100
Pulpa de tomate	92.9	4.02	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	20 -	42 -	47 -	52 5	57 -	63 6	71 7	81 10	93 14	114 18	166 33	382 100
Zanahoria	87.5	3.90	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	21 -	46 -	51 7	57 8	64 9	72 11	81 14	94 17	111 20	139 29	218 53	361 -
Cebolla	85.5	3.81	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	23 5	50 8	55 10	62 12	71 14	81 16	91 18	105 20	125 26	163 38	263 71	353 -
Salsa de manzana	82.8	3.73	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	23 6	51 9	58 10	65 12	73 14	84 17	95 19	110 23	132 30	175 44	286 82	343 -
Durazno (sin semilla)	85.1	3.77	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	23 6	50 8	57 9	64 11	72 13	82 16	93 18	108 22	129 28	170 40	274 75	352 -
Peras, Bartlett	83.8	3.73	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	23 6	51 9	57 10	64 12	73 14	83 17	95 19	109 23	132 29	173 43	282 80	347 -
Huevos																
Clara	86.5	3.81	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	18 -	39 10	43 -	48 -	53 -	58 -	65 13	72 -	81 18	96 23	134 40	352 100
Yema	50.0	3.10	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 -	18 -	39 -	43 -	48 -	53 -	58 -	65 16	71 -	80 -	91 22	113 34	228 100
Entero, con cáscara ²	66.4	3.31	Entalpía, KJ/Kg	0	17	36	40	45	50	56	61	67	75	88	117	281
Carne, pescado																
Res, magra y fresca ³	74.5	3.52	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 10	19 10	42 11	47 12	52 13	58 14	65 15	72 16	81 18	95 22	113 31	180 55	304 100
Bacalao	80.3	3.69	Entalpía, KJ/Kg % Agua no cong.	0 10	19 10	42 11	47 12	53 12	59 13	66 14	74 16	84 18	96 21	118 27	177 48	323 100
Panes																
Pan blanco	37.3	2.60	Entalpía, KJ/Kg	0	17	35	39	44	49	56	67	83	104	124	131	137
Pan integral	42.4	2.68	Entalpía, KJ/Kg	0	17	36	41	48	56	66	78	95	119	150	157	163

¹ Rango de temperaturas de 0 a 20°C para carnes y de 20 a 40°C para yema de huevo

² Calculada para una composición másica de 58% de clara (86.5% agua) y 32% de yema (50% agua)

³ Estos datos se ajustan bien para carne de pollo, ternera y venado

Fuente: Sweat, 1986

TABLA 3.10 DIFUSIVIDADES TÉRMICAS DE ALGUNOS MATERIALES ALIMENTICIOS

Material	Muestra	α	Temperatura (°C)	Difusividad Térmica (m ² /s)	Referencia
Aguacate	Pulpa	-	24 a 3 ^a	1.05x10 ⁻⁷	(1)
Aguacate	Semilla	-	24 a 3 ^a	1.10x10 ⁻⁷	(1)
Aguacate	Completo	-	41 a 3 ^a	1.54x10 ⁻⁷	(1)
Banano	PC	0.760	5	1.18x10 ⁻⁷	(1)
Banano	PC	0.760	65	1.42x10 ⁻⁷	(2)
Durazno	Completo	-	27 a 4 ^a	1.39x10 ⁻⁷	(1)
Fresa	-	-	27 a -18 ^a	1.47x10 ⁻⁷	(1)
Manzana	Completa	-	16 a 0 ^a	1.30x10 ⁻⁷	(1)
Manzana	Pulpa	-	4 a 26 ^a	1.50x10 ⁻⁷	(1)
Mora	-	-	27 a -18 ^a	1.27x10 ⁻⁷	(1)
Limón	Completo	-	40 a 0 ^a	1.07x10 ⁻⁷	(1)
Naranja	Completa	-	16 a 0 ^a	0.94x10 ⁻⁷	(1)
Papa	PC	-	25	1.70x10 ⁻⁷	(1)
Pera	PC	-	27 a -18 ^a	1.20x10 ⁻⁷	(1)
Tomate	Pulpa	-	4 a 26 ^a	1.48x10 ⁻⁷	(1)
Lactosa	736Kg/m ³	0.000	0 a 50	1.64x10 ⁻⁷	(3)
Harina de trigo	713Kg/m ³	0.110	0 a 50	1.25 x10 ⁻⁷	(3)
Clara de huevo	1065Kg/m ³	0.875	0 a 50	1.55 x10 ⁻⁷	(3)
Gelatina	-	0.60	20	1.37 x10 ⁻⁷	(4)
Gelatina	-	0.90	20	1.468x10 ⁻⁷	(4)
Mayonesa	905Kg/m ³	0.180	0 a 50	1.07 x10 ⁻⁷	(1)
Croqueta de carne	-	0.740	60 a 112	1.46 x10 ⁻⁷	(5)
Jamón ahumado	-	0.640	5	1.18 x10 ⁻⁷	10
Jamón ahumado	-	0.640	40 - 65	1.38 x10 ⁻⁷	10
Frankfurters	-	0.734	58 a 109	2.36 x10 ⁻⁷	(5)
Pierna de res	-	0.71	40 a 65	1.18 x10 ⁻⁷	(2)
Arroz con pollo	-	0.751	65 a 113	1.93 x10 ⁻⁷	(5)

a La primera es la temperatura inicial de la muestra y la segunda la de los alrededores.
 PC: Porción comestible.

(1) Gaffney y otros, 1980; (2) Singh, 1992; (3) Poulsen, 1982; (4) Andrieu y otros, 1985
 (5) Olivares y otros, 1986

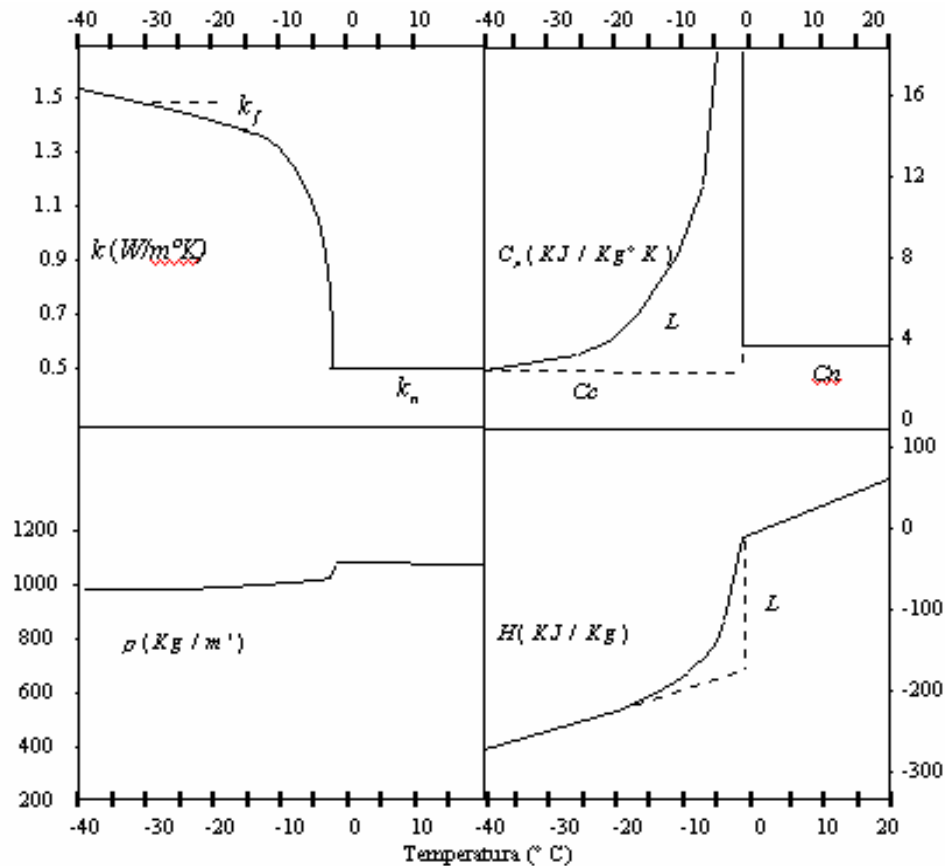


FIGURA 3.3 VALORES TÍPICOS Y CAMBIOS EN LAS PROPIEDADES DE ALIMENTOS DE ALTA HUMEDAD .
Fuente: Valentas, Rotstein y Sing, 1997.

3.7 FUENTES DE INFORMACIÓN SOBRE PROPIEDADES TÉRMICAS DE LOS ALIMENTOS

La información sobre estas propiedades es relativamente escasa teniendo en cuenta el número y variedad de las sustancias alimenticias. Los datos se encuentran en muchos casos incompletos pues, dada la variedad de la composición de los alimentos, deben reportarse incluyendo la composición y la temperatura en la que se hizo la medida; es pues, de confianza incierta la exactitud de muchos reportes.

Las fuentes de información mas útiles a la fecha son Rahman (1995), Mohshenin (1980), Hayes (1989), ASHRAE (1989), Heldman y Lund (1992), Morley (1972) para carne y productos cárnicos, Sweat (1974) para frutas y vegetales, Sweat (1985) para productos de humedades bajas e intermedias, y Rask (1989) para productos de panadería. Estas y otras referencias bibliográficas se señalan al final de este capítulo.

3.8 PREDICCIÓN DE LAS PROPIEDADES

Hay al menos dos razones para conocer y aplicar métodos predictivos para propiedades de alimentos. La primera de ellas es su heterogeneidad que hace que puedan presentarse variaciones importantes entre una parte y otra de una muestra alimenticia o entre muestras que pertenezcan a diferentes procedencias, sistemas o lotes de producción. Algunos autores afirman, basados en este argumento, que se pueden conseguir valores más ajustados a la realidad por modelos basados en composición, que por mediciones experimentales, si no se garantiza un extremo rigor en ellas.

Un segundo aspecto es de tipo pragmático. Puesto que la velocidad de aparición de nuevos productos alimenticios siempre excederá a la de producción de datos experimentales, es conveniente conocer modelos predictivos de las propiedades térmicas. Ellos se basan en el conocimiento de la composición química y/o física (densidad, porosidad, tamaño de poro, etc.) y del rango de temperaturas a las que se someten los materiales.

El uso de modelos de predicción que se describen a continuación se recomienda mientras no haya datos confiables de mediciones de propiedades térmicas del material de interés.

3.8.1 Modelos generales

El modelo más simple es el que considera el alimento como homogéneo, pero constituido por dos componentes: sólidos y agua. Si las fracciones másicas de agua y sólidos se llaman respectivamente a , s .

$$a + s = 1 \quad (5)$$

Los sólidos a su vez pueden discriminarse. Para p , c , gr , ζ , f las fracciones másicas de proteínas, carbohidratos, grasa, cenizas y fibra, respectivamente

$$s = p + c + gr + \zeta + f \quad (6)$$

Se pueden utilizar procedimientos normalizados para la determinación de cada fracción del alimento o recurrir a información bibliográfica que presente la composición típica de los materiales o productos alimenticios. Para el caso de alimentos congelados se acostumbra discriminar la fase acuosa en hielo, agua líquida y agua ligada (I , al , ab):

$$a = I + al + ab \quad (7)$$

De nuevo, hay disponibles metodologías experimentales para encontrar la forma de presentación del agua en un producto congelado; también hay métodos predictivos que se describirán más adelante.

El cálculo de cualquier propiedad utilizando este modelo simple se hace suponiendo que la contribución a de capa componente es proporcional a su fracción másica. La propiedad del material

complejo será entonces la suma ponderada de las contribuciones a esa propiedad, de cada componente. Las contribuciones de estos últimos pueden hallarse en las tablas 3.11 a 3.13.

Ejemplo 3.1

Determinar la capacidad calorífica, densidad y conductividad térmica de un pescado congelado de 76% de humedad y 6.5% de grasa, a -10°C, cuando su agua no congelada es el 18% (considerarla toda como agua líquida).

Estimación de la densidad: De la tabla 3.11 las contribuciones de las componentes del pescado son (T en °C)

		<u>A</u> -10°C
Agua	$\rho = 997.18 + 0.0031439T - 0.0037574T^2$	= 996.77
Hielo	$\rho = 916.89 - 0.13071T$	= 918.20
Grasa	$\rho = 925.59 - 0.41757T$	= 929.77
Proteína	$\rho = 1330 - 0.5184T$	= 1335.18

$$\rho = \sum w_i \rho_i = (0.76)(0.18)(996.77) + (0.76)(0.82)(918.2) + (0.065)(929.77) + (0.175)(1335.18)$$

$$\rho_{(-10^\circ\text{C})} = 1002.67 \text{ Kg / m}^3$$

Estimación del calor específico a -10°C (Datos de la tabla 3.12):

Agua	$C = 4.01817 - 5.3062 \times 10^{-3} T + 9.9516 \times 10^{-4} T^2 = 4.1707$
Hielo	$C = 2.0623 + 6.0769 \times 10^{-3} T = 2.0016$
Proteína	$C = 2.0082 + 1.2089 \times 10^{-3} T - 1.3129 \times 10^{-6} T^2 = 1.9961$
Grasa	$C = 1.9842 + 1.4733 \times 10^{-3} T - 4.8008 \times 10^{-6} T^2 = 1.9695$

$$c_{(-10^\circ\text{C})} = \sum w_i c_i = (0.76)(0.18)(4.1707) + (0.76)(0.82)(2.0016) + (0.065)(1.9695) + (0.175)(1.9961) = 2.295 \text{ KJ / Kg K}$$

Estimación de la conductividad térmica a -10°C (Tabla 3.13):

Agua	$k = 0.571 + 1.76 \times 10^{-3} T - 6.70 \times 10^{-6} T^2 = 0.554$
Hielo	$k = 2.2196 - 6.25 \times 10^{-3} T + 1.02 \times 10^{-4} T^2 = 2.272$
Proteína	$k = 0.179 + 1.20 \times 10^{-3} T - 2.72 \times 10^{-6} T^2 = 0.167$
Grasa	$k = 0.181 - 2.76 \times 10^{-3} T - 1.77 \times 10^{-7} T^2 = 0.206$

$$k_{(-10^\circ\text{C})} = \sum w_i k_i = (0.76)(0.18)(0.554) + (0.76)(0.82)(2.272) + (0.065)(0.167) + (0.175)(0.206) = 1.847 \text{ W/m K}$$

3.8.2 Efecto de la porosidad

Sólo la densidad y la conductividad térmica se afectan sensiblemente con la porosidad. Para su cálculo se acostumbra valorar primero la propiedad suponiendo el alimento no poroso, para luego ajustar su valor incluyendo expresiones que contemplen la porosidad.

Choi y Oikos (1986) correlacionaron datos experimentales de diferentes propiedades termofísicas como conductividad térmica, densidad, calor específico usando un modelo basado en las fracciones másicas de los principales componentes de los alimentos (proteínas, grasa, carbohidrato, fibra, ceniza y agua). En las tablas 3.11 a 3.13 se presentan sus expresiones para densidad, calores específicos y conductividades térmicas.

Definiendo la fracción volumétrica del componente j -ésimo como:

$$v_j = \frac{\frac{w_j}{\rho_j}}{\sum \frac{w_j}{\rho_j}} \quad (8)$$

donde w y ρ son fracción másica y densidad, respectivamente.

$$k_{\varepsilon=0} = \sum v_j k_j \quad (9)$$

La expresión anterior es adecuada para predecir la conductividad por encima del punto de congelación del alimento.

Debajo del punto de fusión se recomienda usar un modelo serie - paralelo (paralelo para los componentes distintos de agua líquida y/o ligada, en serie con el agua líquida -a- y/o ligada -l-):

$$\frac{1}{k_{\varepsilon=0}} = \frac{(v_a + v_l)}{k_a} + \frac{(1 - v_a - v_l)^2}{\sum_{j \text{ Sin-a,l}} v_j k_j} \quad (10)$$

$k_{\varepsilon=0}$ es la conductividad térmica para cuando el alimento no sea poroso, o la que tendría si se eliminaran sus poros. La porosidad se define como:

$$\varepsilon = 1 - \frac{W}{V\rho_{\varepsilon=0}} = 1 - \frac{\rho_{AP}}{\rho_{\varepsilon=0}} \quad (11)$$

Para W y V , el peso y volumen de la muestra, $\rho_{\varepsilon=0}$ la densidad de la misma cuando su porosidad se reduce a cero y A la densidad aparente del alimento, teniendo en cuenta sus poros.

$$\frac{1}{\rho_{\varepsilon=0}} = \sum_j \frac{w_j}{\rho_j} \quad (12)$$

A la fecha hay numerosos modelos propuestos para productos porosos y/o fibrosos. El que se estudia aquí supone que el material tiene poro pequeño de tal forma que sea mínima la convección natural dentro del poro - modelo Maxwell - Eucken - (Cleland, Valentas, 1997) :

$$k = k_{\varepsilon=0} \left[\frac{2k_{\varepsilon=0} + k_{aire} - 2\varepsilon(k_{\varepsilon=0} - k_{aire})}{2k_{\varepsilon=0} + k_{aire} + \varepsilon(k_{\varepsilon=0} - k_{aire})} \right] \quad (13)$$

TABLA 3.11. DENSIDADES EN KG/M³ PARA ALGUNOS COMPONENTES DE ALIMENTOS COMO FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA EN °C.

Material	Ecuación
Carbohidratos	$\rho = 1559.1 - 0.31046T$
Grasa	$\rho = 925.59 - 0.41757T$
Fibra	$\rho = 1311.5 - 0.36589T$
Cenizas	$\rho = 2423.8 - 0.28063T$
Agua	$\rho = 997.18 + 0.0031439T - 0.0037574T^2$
Hielo	$\rho = 916.89 - 0.13071T$
Proteína	$\rho = 1330 - 0.5184T$

^a T en °C. En el rango entre -40 a 150°C

TABLA 3.12 CORRELACIONES PARA EL CALOR ESPECÍFICO EN KJ/(KG*K) DE LOS COMPONENTES DE LOS ALIMENTOS COMO FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA EN °C.

Componente	Ecuación
Agua ^a	$Ca = 4.01817 - 5.3062x10^{-3}T + 9.9516x10^{-4}T^2$
Agua ^b	$Ca = 4.1762 - 9.0864x10^{-5}T + 5.4731x10^{-6}T^2$
Hielo	$CI = 2.0623 + 6.0769x10^{-3}T$
Proteína ^c	$Cp = 2.0082 + 1.2089x10^{-3}T - 1.3129x10^{-6}T^2$
Grasa ^c	$Cgr = 1.9842 + 1.4733x10^{-3}T - 4.8008x10^{-6}T^2$
Carbohidratos ^c	$Cc = 1.5488 + 1.9625x10^{-3}T - 5.9399x10^{-6}T^2$
Fibra	$Cf = 1.8459 + 1.8306x10^{-3}T - 4.6509x10^{-6}T^2$
Ceniza ^c	$C_{\zeta} = 1.0926 + 1.8896x10^{-3}T - 3.6817x10^{-6}T^2$

^aT: -40 a 0°C, T: 0 a 150 °C, T: -40 a 150°C. Choi y Oikos (1986).

TABLA 3.13 CONDUCTIVIDADES TÉRMICAS EN W/(MK) DE ALIMENTOS Y ALGUNOS DE SUS COMPONENTES COMO FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA EN °C.

Material	Ecuación	Ref.
Aire ^c	$k = 0.0184 + 1.225 \times 10^{-4} T$	1
Aire ^d	$k = 0.0076 + 7.85 \times 10^{-4} T + 0.015 \phi$	1
Aire ^{e,f}	$k = 0.0042P + 0.01$	2
Aire ^{e,g}	$k760 / k = 1 + 1.436 (1/P)$	2
Proteína ^b	$k = 0.179 + 1.20 \times 10^{-3} T - 2.72 \times 10^{-6} T^2$	5
Gelatina	$k = 0.303 + 1.20 \times 10^{-3} T - 2.72 \times 10^{-6} T^2$	3
Ovoalbúmina	$k = 0.268 + 2.50 \times 10^{-3} T$	3
Carbohidratos ^b	$k = 0.201 + 1.39 \times 10^{-3} T - 4.33 \times 10^{-6} T^2$	5
Almidón	$k = 0.478 + 6.90 \times 10^{-3} T$	3
Almidón gelatinizado	$k = 0.210 + 0.41 \times 10^{-3} (T+273)$	4
Sacarosa	$k = 0.304 + 9.93 \times 10^{-4} T$	3
Grasa ^b	$k = 0.181 - 2.76 \times 10^{-3} T - 1.77 \times 10^{-7} T^2$	5
Fibra ^b	$k = 0.183 + 1.25 \times 10^{-3} T - 3.17 \times 10^{-6} T^2$	5
Cenizas ^b	$k = 0.330 + 1.40 \times 10^{-3} T - 2.91 \times 10^{-6} T^2$	5
Agua ^b	$k = 0.571 + 1.76 \times 10^{-3} T - 6.70 \times 10^{-6} T^2$	5
Hielo ^b	$k = 2.2196 - 6.25 \times 10^{-3} T + 1.02 \times 10^{-4} T^2$	5

^aT en °C

^bEntre -40 a 50°C

^cAire seco

^dAire húmedo

^eP en mm Hg

^fP ≤ 2 mm Hg

^gP ≥ 2 mm Hg

1: Luikov (1964); 2: Fito y otros (1984); 3: Renaud y otros (1992); 4: Moroulis y otros (1991); 5 :Choi y Oikos (1986)

Ejemplo 3.2

En la tabla 3. 14 se muestran las propiedades de algunos materiales alimenticios.

TABLA 3.14 PROPIEDADES DE ALGUNOS MATERIALES ALIMENTICIOS

Material	Composición, en fracción en peso					Densidad aparente Kg/m ³ ^a	Porcentaje de agua no congelada ^b			
	Agua	Proteína	Grasa	Carbohidratos	Ceniza		0°C	-2°C	-10°C	-20°C
Manzana	0.85	0.002	0.003	0.142	0.003	840	100	71	18	8
Fresa	0.86	0.007	0.005	0.122	0.005	880	100	43	11	5
Jugo de naranja	0.89	0.006	0.002	0.100	0.004	1040	100	96	14	8
Guisante	0.77	0.048	0.004	0.168	0.011	708	100	90	21	10
Carne de res	0.77	0.217	0.047	0	0.01	1010	100	55	26	11
Cordero	0.74	0.199	0.047	0	0	1063	100	52	17	12
Torta de soya	0.848	0.078	0.042	0.024	0.008	1028	100	90	21	10
Bacalao	0.81	0.176	0.003	0	0	1055	100	48	16	11

^a Rahman, 1995;

^b Sweat, 1986.

Utilizando las expresiones del modelo predictivo general (tablas 3.11 a 3.13) calcule las conductividades térmicas en congelación a las temperaturas de la tabla anterior

Con base en las expresiones para densidad a partir de la composición de los alimentos, se calcula la densidad que predice el modelo para ellos; este valor corresponde a un alimento con cero de porosidad. A partir de allí puede estimarse el valor de la porosidad al comparar la densidad calculada (para cero porosidad) y la aparente de la tabla 3.14.

Conocidos estos valores es posible calcular las correspondientes conductividades para cero porosidad y la respectiva cuando se incluye esta característica.

El resumen de estos cálculos se relaciona en la tabla 3.15.

En la tabla 3.16 aparecen algunos valores experimentales de la conductividad térmica, de allí se puede analizar, con alguna limitación, el ajuste del modelo que, para los alimentos de los que se dispone de información a varias temperaturas, ofrece una aproximación razonable en sus predicciones para ser utilizadas en cálculos de ingeniería.

TABLA 3.15. CÁLCULO DE LAS CONDUCTIVIDADES TÉRMICAS

Material	Densidad calculada	Porosidad	Conductividad térmica (W/m°C)							
			0°C		-2°C		-10°C		-20°C	
			$k_{\epsilon=0}$	k	$k_{\epsilon=0}$	k	$k_{\epsilon=0}$	k	$k_{\epsilon=0}$	k
Manzana	1056	0.204	0.53	0.39	0.76	0.55	1.46	1.06	1.80	1.30
Fresa	1048	0.161	0.54	0.42	1.02	0.79	1.66	1.29	1.94	1.50
Jugo de naranja	1040	0	0.54	0.54	0.59	0.59	1.58	1.58	1.83	1.83
Guisante	1085	0.348	0.51	0.29	0.63	0.36	1.36	0.76	1.66	0.93
Carne de res	1010	0	0.49	0.49	0.80	0.80	1.25	1.25	1.49	1.49
Cordero	1063	0	0.49	0.49	0.95	0.95	1.37	1.37	1.51	1.51
Torta de soya	1028	0	0.52	0.52	0.93	0.93	1.41	1.41	1.64	1.64
Bacalao	1028	0	0.50	0.50	0.96	0.96	1.46	1.46	1.62	1.88

TABLA 3.16. ALGUNOS VALORES EMPÍRICOS DE CONDUCTIVIDADES TÉRMICAS DE ALIMENTOS Y SU VARIACIÓN CON LA TEMPERATURA

Material	Conductividad experimental (W/m°C)				Referencia
	0°C	-2°C	-10°C	-20°C	
Manzana	0.39	-	1.40	1.48	^[9] a
Fresa	-	-	0.68	1.25	b, c,
Jugo de naranja				2.34 (-17°C)	c
Guisantes		-	0.52 (-12.2°C)		c
Carne de res	0.48	1.06 (-5°C)	1.35	1.57	c
Cordero	0.45	-	1.30	1.37	d
Torta de soya	0.46	-	1.467	1.520	a
Bacalao	0.55	1.1	1.49	1.75	a

^a Sweat, 1986; ^b Charm, 1981; ^c Hayes, 1992; ^d Sing y Mannapperuma, 1990.

Ejemplo 3.3

El pescado congelado del ejemplo 3.1 se empaqueta en cajas cuyas características son:

Material: cartón corrugado

Dimensiones: 0.058 m x 0.330 m x 0.650 m

Peso del pescado congelado por caja: 10.2 Kg

Espesor de pared: 1.8 mm

Espesor de (dos) capas de polietileno de baja densidad como película plastificante: 0.2 mm

Caras superior e inferior de cajas con una sola hoja de cartón; caras laterales con triple hoja.

Espesor medio de la capa de aire existente entre el producto y la superficie interior de las cajas: 2 mm (excepto en la superficie del fondo, en donde no hay capa de aire entre el producto y el empaque).

Calcular las propiedades térmicas de las cajas con pescado congelado

Cálculo de la "porosidad" de la caja con el pescado:

Volumen ocupado por el alimento congelado:

$$V = (0.058 - 0.002)(0.330 - 2(0.002))(0.650 - 2(0.002)) = 0.01179 \text{ m}^3$$

Porosidad (ecuación 11)

$$\varepsilon = 1 - \frac{W}{V\rho_{\varepsilon=0}} = 1 - \frac{\rho_{AP}}{\rho_{\varepsilon=0}} = 1 - (10.2)/(0.01179(1002.6)) = 0.154$$

Densidad aparente de cada caja:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{AP}}{\rho_{\varepsilon=0}} \rightarrow \rho_{AP} = (1 - \varepsilon) \rho_{\varepsilon=0} = (1 - 0.154) 1002.6 = 847.9 \text{ Kg / m}^3$$

Estimación de la conductividad térmica

Por la ecuación (8) las fracciones volumétricas se calculan:

$$v_j = \frac{\frac{w_j}{\rho_j}}{\sum \frac{w_j}{\rho_j}} = \frac{\rho_{\varepsilon=0} w_j}{\rho_j}$$

$$v_{\text{HIELO}} = 1002.6 (0.76) (0.82) / (918.2) = 0.680$$

$$v_{AGUA} = 1002.6 (0.76) (0.18) / (996.77) = 0.138$$

$$v_{GRASA} = 1002.6 (0.065) / 929.77 = 0.070$$

$$v_{PROTEINA} = 1002.6 (0.175) / (1335.18) = 0.131$$

Del ejemplo 3.1 se sabe que la conductividad, sin porosidad es 1.847 W/mK. De la tabla 3.13, la conductividad del aire es $k = 0.0184 + 1.225 \times 10^{-4} T$. Tomando como temperatura -10°C (igual al ejemplo 3.1) $k_{-10^\circ} = 0.0183 \text{ W/mK}$

$$k = k_{\varepsilon=0} \left[\frac{2k_{\varepsilon=0} + k_{aire} - 2\varepsilon(k_{\varepsilon=0} - k_{aire})}{2k_{\varepsilon=0} + k_{aire} + \varepsilon(k_{\varepsilon=0} - k_{aire})} \right] = 1.847 \left[\frac{2(1.847) + 0.0183 - 2(0.154)(1.847 - 0.0183)}{2(1.847) + 0.0183 + 0.154(1.847 - 0.0183)} \right]$$

$$k = 1.46 \text{ W/mK}$$

3.8.3 Modelos particulares

Para el calor específico

Para el calor específico, y para alimentos de composición conocida, por encima de su punto de congelación:

$$c_p = 4.180a + 1.711p + 1.928g + 1.547c + 0.908\zeta \quad (\text{Choi y Oikos, 1983}) \quad (14)$$

- a Fracción másica del agua
- p Fracción másica de la proteína
- g Fracción másica de la grasa
- c Fracción másica de los carbohidratos
- ζ Fracción másica de las cenizas

La forma de las ecuaciones predictoras de esta propiedad con base en el contenido de agua de un alimento es

$$c_p = C_1 + C_2a \quad (15)$$

para C_1 y C_2 constantes que dependen del alimento y/o el autor. a es el contenido de agua

Para productos cárnicos con humedades entre 26 y 100%, y frutas con contenido de agua superior al 50%, se recomienda la siguiente expresión (Dickerson, 1968):

$$c_p = 1.675 + 0.025a \quad (16)$$

Para evaluar el calor específico bajo el punto de congelación se recomienda,

$$C_c = C_{nc} - (a - +l) \left[\frac{L T_i}{T^2} + (C_a - C_i) \right] \quad (17)$$

Usando °C para las temperaturas de comienzo de congelación (T_i) y a la que se desea calcular la propiedad (T). L es el calor latente de congelación del agua y C_{nc} el calor específico del producto en T_i . C_i es el calor específico del hielo.

Para el caso de la leche se ha propuesto un modelo que incluye el efecto de la temperatura (Fernández, 1972).

$$c_p = 4.190a + [(1.370 + 0.0113T)(1 - a)] \quad (18)$$

Para alimentos congelados Siebel (1982) propone la ecuación

$$c_p = 0.837 + 1.256a \quad (19)$$

Los errores de estos modelos oscilan entre el 2 y 5 %.

Para la conductividad térmica

Algunos de los modelos propuestos son los siguientes:

$$k = 0.58a + 0.155p + 0.25g + 0.16c + 0.135\zeta \quad (\text{Sweat, 1986}) \quad (20)$$

Los significados de los símbolos son los mismos que en (14)

$$\text{Para jugos de frutas y vegetales} \quad k = 0.148 + 0.493a \quad (\text{Sweat, 1974}) \quad (21)$$

$$\text{Para carnes y pescados} \quad k = 0.080 + 0.52a \quad (\text{Sweat, 1975}) \quad (22)$$

Las ecuaciones anteriores y otras lineales con el porcentaje de agua a , concuerdan razonablemente con las medidas experimentales, siempre que se usen en alimentos de alta humedad (>60%).

Considerando la composición del alimento se han propuestos expresiones como la siguiente

$$k = 0.58a + 0.155p + 0.25g + 0.16c + 0.135\zeta \quad (\text{Sweat, 1986}), \text{ temperatura ambiente} \quad (23)$$

Para jugos de fruta, soluciones de azúcar y leche, Riedel (1949, citado por Rahman³), propone:

$$k = [0.566 + 1.799 \times 10^{-3} T - 5.882 \times 10^{-6} T^2] [7.958 \times 10^{-4} + 9.342a] \quad (24)$$

La anterior expresión produce errores respecto de los valores experimentales de apenas el 1% en el intervalo entre 0 y 180°C.

Ejemplo 3.4

Según modelos predictivos, establecer los valores de calor específico y conductividad térmica aproximadas de un alimento con la siguiente composición: carbohidratos 40%, proteína, 20%, grasa 10%, cenizas 5% y humedad del 25%.

Solución: Se usarán las expresiones (14) y (20)

Dado : $a = 0.25$, $p = 0.20$, $gr = 0.10$, $c = 0.40$, $\zeta = 0.05$

$$c_p = 4.180(0.25) + 1.711(0.20) + 1.928(0.10) + 1.547(0.40) + 0.908(0.05)$$

$$c_p = 2.244 \text{ J/Kg}^\circ\text{C}$$

$$k = 0.58(0.25) + 0.155(0.20) + 0.25(0.10) + 0.16(0.40) + 0.135(0.05)$$

$$k = 0.272 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

Ejemplo 3.5

Predecir el calor específico y la conductividad térmica de un rollo de carne de res que contiene un 60% de humedad.

Las ecuaciones predictivas que se usarán son la (16) y la (22):

$$c_p = 1.675 + 0.025(0.6)$$

$$c_p = 1.69 \text{ J/Kg}^\circ\text{C}$$

$$k = 0.080 + 0.52(0.6)$$

$$k = 0.392 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

NOTACIÓN

<i>Simbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
A	Porcentaje o fracción másica de agua	%, adimensional
A	Área de transferencia de calor	m ²
Ab	Fracción másica de agua ligada	Adimensional
Al	Fracción másica de agua líquida	Adimensional
c	Fracción másica de carbohidratos	Adimensional
c _p	Calor específico	KJ/Kg°C
Cc	Calor específico de alimento congelado	KJ/Kg°C
Cnc	Calor específico de alimento no congelado	KJ/Kg°C
F	Fracción másica de fibra	Adimensional
G	Fracción másica de grasa	Adimensional
h	Coefficiente de transferencia de calor superficial (ctcs)	W /m ² °C
H	Entalpía	Julios: J
k	Conductividad térmica	W/m°C
k _n	Conductividad térmica de alimento congelado	W/m°C
k _p	Conductividad térmica de alimento no congelado	W/m°C
l	Agua ligada	Adimensional
L	Longitud	m
m	Masa	Kg
p	Fracción másica de proteína	Adimensional
q	Calor ganado o perdido	J
q̇	Velocidad de transferencia de calor	W
s	Fracción másica de sólidos	Adimensional
T	Temperatura	
ΔT	Cambio en la temperatura	°C ó K
V	Volumen	m ³
v	Velocidad axial de flujo	m/s
v	Fracción volumétrica de un componente	Adimensional
x	Espesor	m
<i>Símbolos griegos</i>		
α=k/ρc _p	Difusividad térmica	m ² /s
β	Coefficiente volumétrico de expansión	1/K
ρ _v	Densidad verdadera	Kg/m ³
ρ _s	Densidad sustancial	Kg/m ³
ρ _p	Densidad de partícula	Kg/m ³
ρ _B	Densidad a granel	Kg/m ³
ρ _A	Densidad aparente	Kg/m ³
ρ _{ε=0}	Densidad con porosidad cero	Kg/m ³
ζ	Fracción másica de cenizas	Adimensional

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALVARADO, J. D. *Specific heat of dehydrated pulps of fruits*, J. Food Process Eng.,13 (2), 113, 1990.

ALVAREZ, G., ORREGO, C. *Determinación de coeficientes convectivos y propiedades térmicas en el enfriamiento por inmersión de lulo y tomate de árbol*, N° 9. NOOS, Universidad Nacional de Colombia Manizales, 1999.

ANDRIEU, J., GONNET, E., LAURENT, M., *Pulse method applied to foodstuffs: thermal diffusivity determination*, en Food Engineering and process applications, Vol. 1 . Transport phenomena, Le Maguer, M. M. y Jelen, P. Editores, Elsevier Applied Science, London, 1985.

ASHRAE, *ASHRAE Handbook-Fundamentals*, American society of Heating, Refrigeration and Air - Conditioner Engineers, Atlanta, 1989

CHARM, S.E., *The fundamnetals of food engineering*, AVI Publishing Co., Westport, 1981

CHOI,Y., OIKOS, M. *Effects of temperature and composition on the thermal proprieties of foods*, en *Food Engineering and process applications, Vol. 1, Transport phenomena*, Maguer, M., Jelen, P. Editores, Elsevier Applied Science Publishers Ltd., Londres, 1986

DICKERSON, R.W. *Thermal properties of foods en The freezing preservation of foods*, Vol. 2, The AVI publishing Co., Westport, 1968.

FERNÁNDEZ-Martín, F., MONTES, F. *Influence of temperature and composition on some physical properties of milk and milk concentrates. III. Thermal conductivity.*, Milch Wissenchaft, 27 (12), 772, 1972.

FITO, P.J. PINAGA, F. y ARANDA, V., *Thermal conductivity of porous bodies at low pressure: Part I*, J. Food Eng. 3 (1), 75, 1984.

GAFFNEY, J. J., BAIRD, C.D., ESHLEMAN, W.D., *Review and and analysis of transient method for determining thermal diffusivity of fruits and vegetables*, ASHRAE Trans., 86(2), 261, 1980

GRATZEK, J. P., TOLEDO, R.T. *Solid food thermal conductivity determination at high temperatures*, J. Food Sci., 58 (4) , 908, 1993

HELDMAN, D. R., y LUND, D. B., Editores, *Handbook of food engineering*, Marcel Dekker, New York, 1992.

HAYES, G. D. *Manual de datos para ingeniería de los alimentos*. Editorial Acribia, Zaragoza, 1992.

- KENT, M., CHRISTIANSEN, K., VAN HANEGEN, I., HOLTZ, E., MORLEY, M., NESVADBA, P. y POULSEN, K. P., *Cost 90 collaborative measurements of thermal properties of foods*, J. Food Eng., 3, 117, 1984.
- KUPRIANOFF, J., *Fundamental and practical aspects of the freezing of foodstuffs*, en Aspects theoriques et industriels de la lyophilisation, Rey, L. (editor), Hermann, Paris, 1964
- LUIKOV, A.V., *Heat and mass transfer in capillary porous bodies*. Advances in heat transfer, 1, 34, 1964
- MOHSENIN, N. N., 1980, *Thermal properties of foods and agricultural materials*. Gordon and Breach, New York, 1980
- MORLEY, M. J., *Thermal properties of meats: Tabulated data*. Meat research institute, Langford, U.K., 1972
- MOROULIS, Z. B., TSAMI, E. y SARAVACOS, G. D., *Thermal conductivity of gelatinized starch*, J. Food Sci. 56(3), 773, 1991
- OLIVARES, M., GUZMAN, J., SOLAR, I., *Thermal diffusivity of non homogeneous food*. J. Food Process. Preserv., 10, 57, 1986
- POULSEN, K.P., *Thermal diffusivity of foods measures by simple equipment*. J. Food E.g., 1,115, 1982
- RAHMAN, S., *Food properties handbook*, CRC Press, Boca ratón, 1995
- RAO, M.A.; BARNARD, J.; KENNY, J.F., *Thermal conductivity of process variety squash and white potatoes*. Trans. ASAE, 1188, 1975
- RASK, C., *Therman properties of dough and bakery products: A review of published data*. J. Food Enf. 9:167 - 193
- RENAUD, T., BRIERY, P., ANDRIEU, J. y LAURENT, M., *Thermal properties of model foods in the frozen state*. J. Of Food Eng., 15(2), 83, 1992
- RIEDEL, L., 1950, citado en Kuprianoff, 1964
- SIEBEL, E., *Specific heats of various products, Ice and refrigeration*, 2, 256, 1982
- SING, R.P., *Thermanl diffusivity in food processing*. Food Technology , 36(2),87, 1992
- SING, R.P., MANNAPPERUMA, J. D., *Developments in food freezing en Biotechnology and food process engineering*, Schwatxeneger, H.G., Rao, M.A., Editores, Marcel Dekker Inc., New York, 1990

SWEAT, V. E., *Experimental values of thermal conductivity of selected fruit and vegetables*. J. Food Sci., 39, 1080, 1974.

SWEAT, V. E., *Thermal properties of low - and intermediate - moisture food*. ASHRAE Trans. 91 (2^a): 369 - 385

SWEAT, V. *Engineering properties of foods*. Rao, Rizvi (Editores). Marcel Dekker Inc. N.Y. 1986

TSCHIBIK, I.A.; MASLOW, A. M., en *Warmephysicalische Konstanten von Lebensmittel und Halbfabrikaten*, Fachbuchverlag, Leipzig, 1973

VALENTAS, K.J., ROTSTEIN, E., SINGH, R.P., Editores, *Handbook of food engineering practice*, CRC. Press, Boca Ratón, 1997

WEAST, R.C. en *Handbook of chemistry and physics*, CRC Press, West Palm Beach, 1982.

C A P Í T U L O 4

TRAN S F E R E N C I A D E C A L O R E N E S T A D O E S T A B L E

Cuando la velocidad de entrada de energía térmica es igual a la velocidad de salida de la misma energía, se tiene un proceso en estado estable, que se puede tipificar además porque en cada punto de un alimento sometido a un proceso térmico, no cambia en el tiempo la temperatura.

Inicialmente se abordaran los problemas de transferencia de calor en estado estable se usara la ley de Fourier para los diferentes tipos de mecanismos para obtener expresiones para el perfil de temperaturas y el flujo de calor.

M E C A N I S M O S D E L A T R A N S F E R E N C I A D E C A L O R

4.1 C O N D U C C I Ó N

Cuanto mas caliente esté una sustancia, mayor será la energía cinética de sus moléculas. Al asar una hamburguesa sobre una plancha caliente existe una diferencia de temperaturas entre ellas; las moléculas de mayor energía de la superficie de la plancha transfieren energía por colisiones a las de la hamburguesa. El proceso de conducción ocurre entonces cuando la energía térmica se mueve a través del material como resultado de la colisión entre sus moléculas.

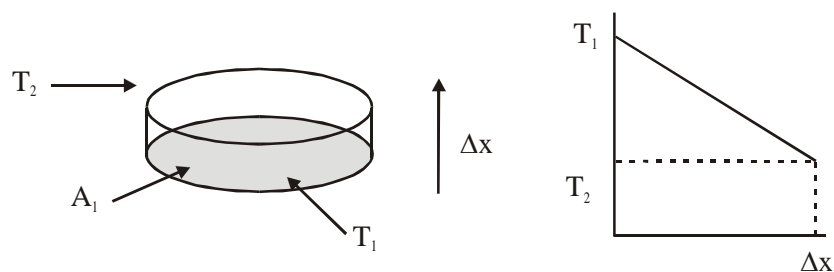


FIGURA 4.1 CONDUCCIÓN DE CALOR UNIDIRECCIONAL

En la figura la cantidad de calor Δq , transmitido desde la cara 1 a la 2 es proporcional al intervalo de tiempo Δt , al área de la cara y al gradiente de temperatura $(T_1 - T_2 / \Delta x)$ y a la conductividad térmica k .

$$\Delta q = k \Delta t A \frac{T_1 - T_2}{\Delta x}$$

$$\frac{\Delta q}{\Delta t} = k A \frac{T_1 - T_2}{\Delta x}$$

Si el espesor del cuerpo se vuelve muy pequeño (Infinitesimal) la expresión queda

$$\frac{dq_x}{dt} = -kA \frac{dT}{dx} \quad (1)$$

donde el término de la izquierda es la velocidad de transferencia de calor en una dirección x . El signo negativo da a entender que el calor fluye de la temperatura mas alta a la mas baja.

Ejemplo 4.1

Un lado de una placa de acero inoxidable de 1 cm de espesor está a 110°C, mientras que el otro se halla a 90°C. Asumiendo condiciones estacionarias de flujo, calcule la velocidad de transmisión de calor a través ella.

Usando el esquema de la figura 4.1:

$$T_1 = \text{Temperatura alta} = 110^\circ\text{C}; \quad T_2 = \text{Temperatura baja} = 90^\circ\text{C}$$

$$\frac{dq_x}{dt} = -kA \frac{dT}{dx}$$

$\Delta x =$ Espesor de la placa

$k =$ Conductividad térmica del acero inoxidable = 40 W/m°C

$$\Delta q = k \Delta t A \frac{T_1 - T_2}{\Delta x}$$

$$\frac{\Delta q}{\Delta t A} = k \frac{T_1 - T_2}{\Delta x} = \dot{q}$$

La última expresión se denomina *flujo de calor* con unidades de Vatios/m² =W/m²

$$\frac{\dot{q}}{A} = \frac{(40 \text{ W} / \text{m}^\circ \text{C})(110^\circ \text{C} - 90^\circ \text{C})}{0.01 \text{ m}} = 80000 \text{ W/m}$$

Ejemplo 4.2

Conducción a través de un cilindro grueso.

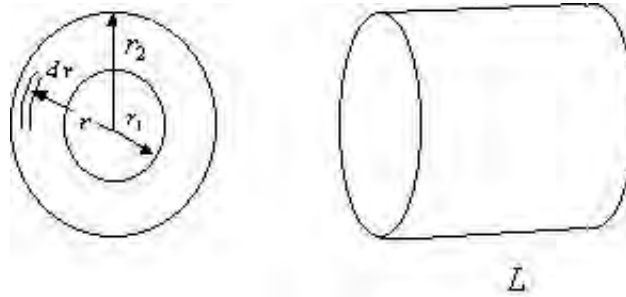


FIGURA 4.2. CONDUCCIÓN A TRAVÉS DE UN TUBO

La expresión de conducción puede escribirse para este caso

$$\frac{dq_r}{dt} = -kA \frac{dT}{dr} = \dot{q}$$

El área transversal perpendicular al flujo de calor es

$$A = 2\pi rL$$

Integrando

$$\frac{\dot{q}}{2\pi L} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -k \int_{T_1}^{T_2} dT$$

Luego de integrar y reorganizar se llega a

$$\dot{q} = \frac{T_1 - T_2}{R}$$

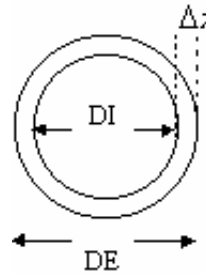
donde R es la resistencia del sistema dada por

$$R = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi kL} \quad (2)$$

Ejemplo 4.3

Una tubería de acero de 2.5 pulgadas conduce vapor desde una caldera hasta un equipo que se encuentra a 40 m. de ella. Si la temperatura interna del vapor en el tubo es de 115°C y la externa es de 90°C, calcule la pérdida de calor a los alrededores.

Diámetros interno: DI 0.06271 m
 Diámetros externo: DE 0.07302 m
 Espesor : (DE-DI)/2: Δx 0.01031
 Conductividad térmica del acero: $k = 43 \text{ W/m}^\circ\text{C}$
 Longitud de la tubería: $L = 40 \text{ m}$
 Temperatura interior $T_1 = 115^\circ\text{C}$
 Temperatura exterior $T_2 = 90^\circ\text{C}$



$$R = \frac{\ln(r_2 / r_1)}{2\pi k L} = \frac{\ln(0.07302 / 0.06271)}{2\pi (43 \text{ W / m}^\circ\text{C})(40 \text{ m})} = 1.408 \times 10^{-5} \text{ }^\circ\text{C/W}$$

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R} = \frac{(115 - 90)^\circ\text{C}}{1.408 \times 10^{-5} \text{ }^\circ\text{C/W}} = 1775568 \text{ W}$$

Ejemplo 4.4

Conducción a través de planchas en serie

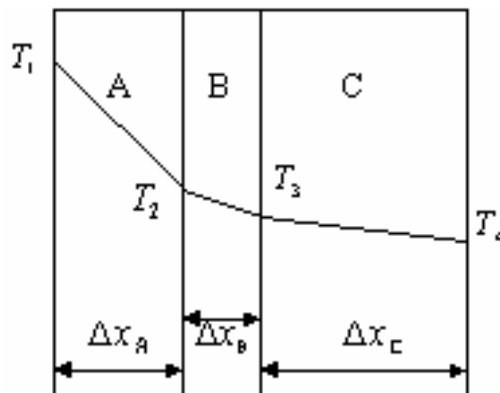


FIGURA 4.3. FLUJO DE CALOR A TRAVÉS DE UNA PARED DE PLACAS MÚLTIPLES

Para el caso de paredes de placas de mas de un material, según se esquematiza en la figura anterior, el flujo de calor es el mismo para cada placa:

$$\dot{q} = \frac{k_A A}{\Delta x_A} (T_1 - T_2) = \frac{k_B A}{\Delta x_B} (T_2 - T_3) = \frac{k_C A}{\Delta x_C} (T_3 - T_4)$$

Al despejar ΔT de cada igualdad y reemplazar algebraicamente las temperaturas intermedias T_2 y T_3 , se llega a:

$$\dot{q} = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C} = \frac{T_1 - T_4}{\left(\frac{\Delta x_A}{k_A A}\right) + \left(\frac{\Delta x_B}{k_B A}\right) + \left(\frac{\Delta x_C}{k_C A}\right)} \quad (4)$$

Ejemplo 4.5

Un cuarto frío se construye con una placa interna de plástico de 4 mm ($k = 0.15 \text{ W/m}^\circ\text{C}$), una placa intermedia de fibra de vidrio de 8 cm y una placa externa de concreto de 10 cm. Si las temperatura interna y externa son respectivamente 255K y 295K, calcular la pérdida de calor por metro cuadrado de pared compuesta y la temperatura intermedia entre la placa de fibra de vidrio y el concreto.

- A: Placa plástica
 B: Placa de fibra de vidrio
 C: Placa de concreto

Conductividades térmicas ($\text{W/m}^\circ\text{C}$) Espesor de pared (m)

$k_A = 0.15$ a 10°C	$\Delta x_A = 0.004$
$k_B = 0.036$ a 16°C	$\Delta x_B = 0.08$
$k_C = 0.76$ a 23°C	$\Delta x_C = 0.10$

Area A, 1 m^2

$$\dot{q} = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C} = \frac{T_1 - T_4}{\left(\frac{\Delta x_A}{k_A A}\right) + \left(\frac{\Delta x_B}{k_B A}\right) + \left(\frac{\Delta x_C}{k_C A}\right)}$$

$$\dot{q} = \frac{255^\circ\text{K} - 295^\circ\text{K}}{\left(\frac{0.004\text{m}}{(0.15\text{W}/\text{m}^\circ\text{K})1\text{m}^2}\right) + \left(\frac{0.08\text{m}}{(0.036\text{W}/\text{m}^\circ\text{K})1\text{m}^2}\right) + \left(\frac{0.10\text{m}}{(0.76\text{W}/\text{m}^\circ\text{K})1\text{m}^2}\right)}$$

$$\dot{q} = \frac{(255 - 295)\text{W}}{0.267 + 2.222 + 0.132}$$

$\dot{q} = -15.26 \text{ W}$. El signo menos significa que el calor fluye desde el exterior hacia el cuarto frío.

De la primera expresión del problema anterior se cumple para el concreto que

$$\dot{q} = \frac{k_c A}{\Delta x_c} (T_3 - T_4) = 15.26 \text{ W}$$

$$T_3 = -15.26 \text{ W} (0.1 \text{ m}) / (0.76 \text{ W} / \text{m}^\circ \text{K}) (1 \text{ m}^2) + T_4 = -2^\circ \text{K} + 295^\circ \text{K}$$

$$= 293^\circ \text{K} \approx 20^\circ \text{C}$$

Conducción del calor en mas de una dirección

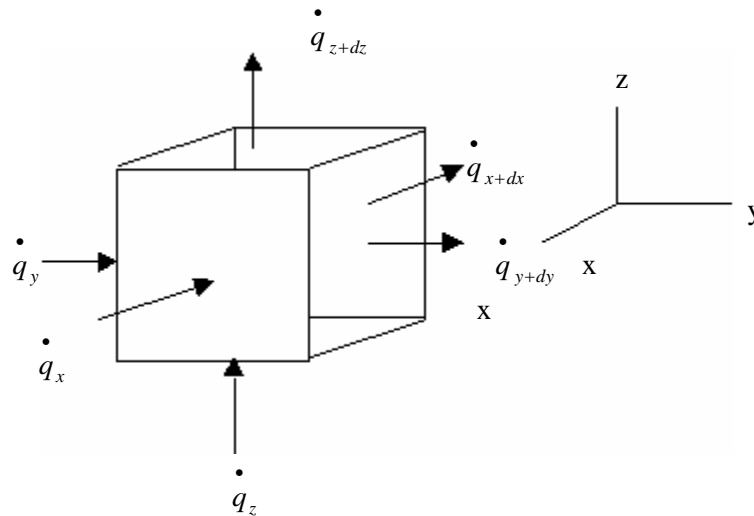


FIGURA 4.4 VOLUMEN DE CONTROL EN COORDENADAS CARTESIANAS

Considerando un objeto homogéneo que presenta gradientes de temperatura o una distribución de temperatura $T(x, y, z)$ en coordenadas cartesianas. En la figura 4.4 se muestra un volumen de control infinitesimal de tal sistema. De allí se observa que el *calor que entra* es la suma de las siguientes cantidades (aportes de cada cara):

$$\dot{q}_x = -k(dydz)\partial T / \partial x ; \quad \dot{q}_y = -k(dx dz)\partial T / \partial y ; \quad \dot{q}_z = -k(dx dy)\partial T / \partial z$$

Las ratas de transferencia de calor en las caras opuestas, o *calor que sale* del volumen de control, son:

$$(\partial \dot{q}_x / \partial x) dx = -k(dx dy dz) \partial^2 T / \partial x^2$$

$$(\partial \dot{q}_y / \partial y) dy = -k(dx dy dz) \partial^2 T / \partial y^2$$

$$(\partial \dot{q}_z / \partial z) dz = -k(dx dy dz) \partial^2 T / \partial z^2$$

Llamando a la velocidad de *generación de calor* $\dot{q}_h(dx dy dz)$ y a la *velocidad de energía interna almacenada* en el material en el volumen de control $\rho C_p (\partial T / \partial t)(dx dy dz)$, el balance de energía en el volumen diferencial es:

$$\text{Calor generado} - (\text{Calor de salida} - \text{Calor de entrada}) = \text{Calor almacenado}$$

Reemplazando estas cantidades y luego de un poco de álgebra se tiene:

$$\dot{q}_h - \left(-k \partial^2 T / \partial x^2 - k \partial^2 T / \partial y^2 - k \partial^2 T / \partial z^2 \right) = \rho C_p \partial T / \partial t$$

Sustituyendo $\alpha = k / \rho C_p$ se llega a:

$$\alpha \left(\partial^2 T / \partial x^2 + \partial^2 T / \partial y^2 + \partial^2 T / \partial z^2 + \dot{q}_h / k \right) = \partial T / \partial t \quad (5)$$

La expresión equivalente a (5) en coordenadas cilíndricas es:

$$\alpha \left(\partial^2 T / \partial r^2 + 1/r \partial T / \partial r + 1/r^2 \partial^2 T / \partial \Theta^2 + \partial^2 T / \partial z^2 + \dot{q}_h / k \right) = \partial T / \partial t \quad (6)$$

y en coordenadas esféricas:

$$\alpha \left(\partial^2 T / \partial r^2 + 2/r \partial T / \partial r + 1/r^2 \sin^2 \Phi \partial^2 T / \partial \Theta^2 + 1/r^2 \partial^2 T / \partial \Phi^2 + 1/r^2 \tan \Phi \partial T / \partial \Phi + \dot{q}_h / k \right) = \partial T / \partial t \quad (7)$$

La solución de problemas de conducción de dos o tres dimensiones para hallar distribuciones de temperatura es extremadamente difícil, excepto para geometrías simples. Por esta razón se usan técnicas de cálculo numérico como diferencias y elementos finitos en computadores de alta velocidad y estaciones de trabajo.

El método de diferencias finitas proporciona una manera simple de obtención de soluciones numéricas en geometrías sencillas. Se reemplazan las derivadas de las ecuaciones anteriores por

diferencias discretas que llevan a un conjunto de ecuaciones algebraicas que pueden resolverse simultáneamente en problemas de estado estacionario y para algunos casos, para problemas de flujo transitorio.

A continuación se relaciona un método de solución numérica aproximada para un problema de 2 dimensiones: conducción en una placa. Para este caso simple la ecuación (5) queda:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\dot{q}}{k} = 0 \quad (5-a)$$

El primer paso que se hace es el de hacer discreto el problema mediante la división del objeto de interés en pequeñas zonas a las que se le asigna un punto de referencia en su centro (punto nodal) al que se le agregan puntos vecinos llamados rejilla.

El la figura 4.5 muestra un nodo i, j cuya temperatura es la promedio de los puntos que hacen parte de la rejilla o zona sombreada.

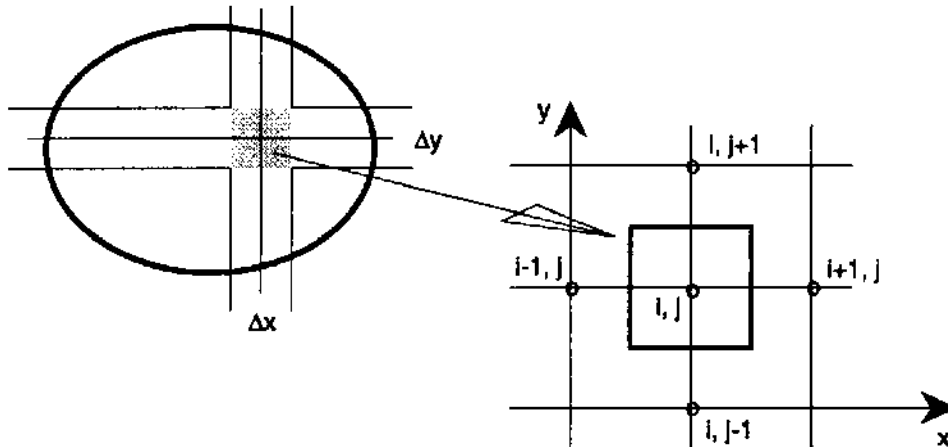


FIGURA 4.5 PROBLEMA DE CONDUCCIÓN DE CALOR EN 2D CON GENERACIÓN DE CALOR

La elección de los puntos nodales depende de la geometría del problema y de la precisión deseada: para mayor precisión se requiere mas puntos nodales. Una vez se establezca la rejilla se escriben las ecuaciones diferencia para cada uno de los nodos y puede encontrarse (de la solución del sistema algebraico resultante) la distribución de temperatura.

De los varios métodos disponibles se mostrará un método iterativo. En cualquier instante la temperatura del punto (i, j) puede expresarse en términos de la de su vecino $(i + 1, j)$ con una expansión en serie de Taylor:

$$T_{i+1,j} = T_{i,j} + (\partial T / \partial x)_{i,j} \Delta x + (1/2!)(\partial^2 T / \partial x^2)_{i,j} (\Delta x)^2 + (1/3!)(\partial^3 T / \partial x^3)_{i,j} (\Delta x)^3 + \dots \quad (8)$$

Para el punto (i-1, j):

$$T_{i-1,j} = T_{i,j} - (\partial T / \partial x)_{i,j} \Delta x + (1/2!)(\partial^2 T / \partial x^2)_{i,j} (\Delta x)^2 - (1/3!)(\partial^3 T / \partial x^3)_{i,j} (\Delta x)^3 + \dots \quad (9)$$

Las expresiones anteriores, despreciando los términos del orden $(\Delta x)^2$ o superiores, se simplifican a:

$$(\partial T / \partial x)_{i,j} = (T_{i+1,j} - T_{i,j}) / \Delta x \quad \text{y} \quad (\partial T / \partial x)_{i,j} = (T_{i,j} - T_{i-1,j}) / \Delta x$$

Nuevamente, sobre las ecuaciones (8) y (9), si se resta la primera de la segunda y despreciando los términos de orden $(\Delta x)^3$ o superiores:

$$(\partial T / \partial x)_{i,j} = (T_{i+1,j} - T_{i-1,j}) / 2\Delta x$$

Si se suman (8) y (9) segunda y despreciando los términos de orden $(\Delta x)^3$ o superiores:

$$(\partial^2 T / \partial x^2)_{i,j} = (T_{i+1,j} - T_{i-1,j} - 2T_{i,j}) / (\Delta x)^2$$

El mismo procedimiento para la coordenada y permite obtener las siguientes ecuaciones:

$$\begin{aligned} (\partial T / \partial y)_{i,j} &= (T_{i,j+1} - T_{i,j}) / \Delta y & (\partial T / \partial y)_{i,j} &= (T_{i,j} - T_{i,j-1}) / \Delta y \\ (\partial T / \partial y)_{i,j} &= (T_{i,j+1} - T_{i,j-1}) / 2\Delta y & (\partial^2 T / \partial y^2)_{i,j} &= (T_{i,j+1} - T_{i,j-1} - 2T_{i,j}) / (\Delta y)^2 \end{aligned}$$

Reemplazando convenientemente las ecuaciones anteriores en la expresión (5-a):

$$(T_{i+1,j} - T_{i-1,j} - 2T_{i,j}) / (\Delta x)^2 + (T_{i,j+1} - T_{i,j-1} - 2T_{i,j}) / (\Delta y)^2 + \dot{q}_{hi,j} / k = 0$$

Si se hace $\Delta x = \Delta y$, la ecuación anterior se simplifica a:

$$T_{i+1,j} - T_{i-1,j} + T_{i,j+1} - T_{i,j-1} + \dot{q}_{hi,j} (\Delta x \Delta y) / k = 0$$

4.2 CONVECCIÓN

En la figura 4.6 se muestra una placa plana, con temperatura superficial T_p , que está rodeada por un fluido de temperatura T_A .

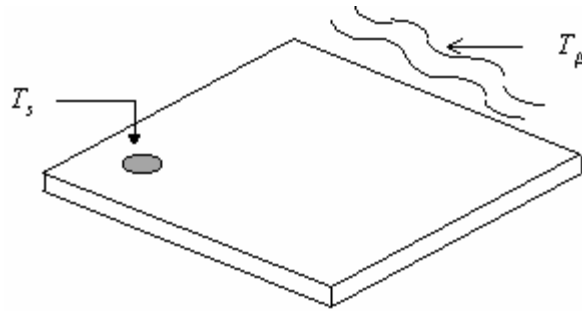


FIGURA 4.6 PÉRDIDA DE CALOR MEDIANTE CONVECCIÓN DESDE UNA PLACA PLANA

Cualquiera que sea la condición de movimiento del fluido respecto de la placa, su velocidad en la superficie de ella es cero por efecto de su viscosidad; existe entonces siempre una delgada capa de *frontera* en la que, por estar quieta, se transmite calor mediante el mecanismo de conducción. Un poco más lejos de la placa se producen desplazamientos de fluido calentado o enfriado por efecto de la placa, ocasionando una acción de mezclado de las partes del fluido. Mientras exista una diferencia de temperaturas entre la placa y el fluido, persistirá este fenómeno de mezcla de partes de este último presentándose a la vez un flujo de calor desde lo más caliente a lo más frío del conjunto. Este mecanismo de transferencia de calor se denomina convección y la ecuación que lo cuantifica es:

$$\dot{q} = hA(T_A - T_s) \quad (10)$$

en donde h es el coeficiente de transferencia de calor convectivo o superficial .

El fluido puede ser movido artificialmente, lo que incrementa el valor de h . En tal caso se dice que se tiene convección *forzada*. Si esto no se hace la convección se califica como *natural o libre*.

TABLA 4.1 VALORES APROXIMADOS DE ALGUNOS COEFICIENTES CONVECTIVOS

Fluido	Coeficiente convectivo de transferencia de calor(W/m ² °K)
Aire	
Convección libre	5-25
Convección forzada	10-200
Agua	
Convección libre	20-100
Convección forzada	50-10.000
Agua hirviendo	3.000-100.000
Condensación de vapor de agua	5.000-100.000

Fuente: Singh y Heldman (1984)

En la tabla anterior se muestran unos rangos que son de utilidad para conocer aproximadamente los órdenes de magnitud del coeficiente. Hay que advertir que además del tipo de fluido que se trate, el coeficiente superficial depende de la geometría del sistema, la velocidad de flujo y la diferencia de temperaturas.

Expresiones para calcular el coeficiente convectivo

El coeficiente convectivo de transferencia de calor se predice de fórmulas empíricas que correlacionan números adimensionales. En la tabla siguiente se muestran algunos de los más importantes.

TABLA 4.2 NÚMEROS ADIMENSIONALES IMPORTANTES EN TRANSFERENCIA DE CALOR

Nombre	Símbolo	Definición	Aplicación
Número de Biot	Bi	hD/k	Conducción estable y no estable
Número de Fourier	Fo	$\alpha t/D^2$	Conducción no estable
Número de Graetz	Gz	Gd^2C_p/k	Convección laminar
Número de Grashof	Gr	$g\beta\Delta TD^3/\mu^2$	Convección natural
Número de Rayleigh	Ra	$Gr \times Pr$	Convección natural
Número de Nusselt	Nu	hD/k	Convección natural o forzada
Número de Peclet	Pe	$Re \times Pr$	Convección Forzada (Pequeño Pr)
Número de Prandtl	Pr	$C_p\mu/k$	Convección natural o forzada
Número de Stanton	St	$Nu/Re \times Pr$	Convección forzada

Hay una gran variedad de correlaciones que permiten el cálculo de los coeficientes convectivos. Seguidamente se mencionan algunas de ellas, inicialmente para flujo laminar:

Flujo laminar en tuberías horizontales (Singh y Heldman, 1984)

Para $(Re^* Pr^* D/L) < 100$

$$Nu = 3.66 + \frac{0.085 \left(Re^* Pr^* \frac{D}{L} \right)}{1 + 0.045 \left(Re^* Pr^* \frac{D}{L} \right)^{0.66}} \left(\frac{\mu_\infty}{\mu_s} \right)^{0.14} \quad (11)$$

Para $(Re * Pr * D/L) > 100$

$$Nu = 1.86[RePr(D/L)]^{1/3}[\mu_m/\mu_p]^{0.14} \quad (12)$$

Todas las propiedades se evalúan a la temperatura media del fluido (subíndice m), excepto μ_p que se evalúa a la temperatura superficial de la pared (subíndice p). Si la temperatura del fluido cambia entre la entrada y la salida, deberá tomarse la temperatura media entre esos dos valores.

En la tabla 4.3 se muestran varias correlaciones para diversas geometrías y condiciones de convección natural.

Flujo de transición en tuberías. Para Reynolds entre 2100 y 10000 se usa la figura 4.5. Allí el valor del eje y de la figura es

$$\Phi = \left(\frac{h}{c_p \mu \rho} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{0.66} \left(\frac{\mu_p}{\mu_m} \right)^{0.14} \quad (13)$$

TABLA 4.3 CORRELACIONES PARA CÁLCULO DE COEFICIENTE CONVECTIVO EN CONVECCIÓN NATURAL

Ecuación o correlación	Observaciones
Ecuaciones generales	
$Nu = hD/k = cRa^n$	$n = 1/4$ y $1/3$ para flujos laminar y turbulento
$Ra = Gr Pr$	Las propiedades se calculan(mientras no se diga lo contrario) a $T_m = (T_p + T_\infty)/2$ D es una dimensión característica: el radio para esferas, diámetro para tubos horizontales, longitud de placa horizontal o altura de placa o tubería vertical
<i>Correlaciones para placas verticales (o inclinados hasta 60°)</i>	
$Nu = [0.825 + 0.387Ra^{1/6}/(1+(0.492/Pr)^{9/16})^{4/9}]^2$	Para todo el rango de Ra
$Nu = 0.68 + 0.67Ra^{1/4}/(1+(0.492/Pr)^{9/16})^{4/9}$	Para $0 < Ra < 10^9$
<i>Correlaciones para placas horizontales D =Area de placa/ perímetro</i>	
Para puntos encima de una placa caliente o debajo de una placa fría	
$Nu = 0.54Ra^{1/4}$	Para $10^4 < Ra < 10^7$
$Nu = 0.15 Ra^{1/3}$	Para $10^7 < Ra < 10^{11}$
Para puntos encima de una placa fría o debajo de una placa caliente	
$Nu = 0.27 Ra^{1/4}$	Para $10^5 < Ra < 10^{10}$

Ecuación o correlación	Observaciones
<i>Correlaciones para cilindros horizontales</i>	
$Nu = hD / k = cRa^n$	$c = 0.675$ y $n = 0.058$ para $10^{-10} < Ra < 10^{-2}$ $c = 1.020$ y $n = 0.148$ para $10^{-2} < Ra < 10^2$ $c = 0.850$ y $n = 0.188$ para $10^2 < Ra < 10^4$ $c = 0.480$ y $n = 0.250$ para $10^4 < Ra < 10^7$ $c = 0.125$ y $n = 0.333$ para $10^7 < Ra < 10^{12}$
$Nu = [0.60 + 0.387Ra^{1/6} / (1 + (0.559/Pr)^{9/16})^{8/27}]^2$	Para todo Ra
<i>Correlaciones para esferas</i>	
$Nu = 2 + 0.589Ra^{1/4} / (1 + (0.469/Pr)^{9/16})^{4/9}$	Para $Pr > 0.7$ y $Ra > 10^{11}$
<i>Correlaciones para coeficiente convectivo (Gr Pr = 1.6x10⁶D³(ΔT); D en m; ΔT en °C)</i>	
$h = 0.29 (\Delta T/D)^{1/4}$	Para placas pequeñas, verticales, en rango laminar
$h = 0.19 (\Delta T)^{1/3}$	Para placas grandes, verticales, en rango turbulento
$h = 0.27 (\Delta T/D)^{1/4}$	Para placas pequeñas, horizontales, en rango laminar (mirando hacia arriba cuando se calientan o hacia abajo mientras se enfrían)
$h = 0.22 (\Delta T)^{1/3}$	Para placas grandes, verticales, en rango turbulento (mirando hacia abajo cuando se calientan o hacia arriba mientras se enfrían)
$h = 0.27 (\Delta T/D)^{1/4}$	Para pequeños cilindros, rango laminar
$h = 0.18 (\Delta T)^{1/3}$	Para cilindros grandes, rango turbulento

Fuente: Dincer, 1997

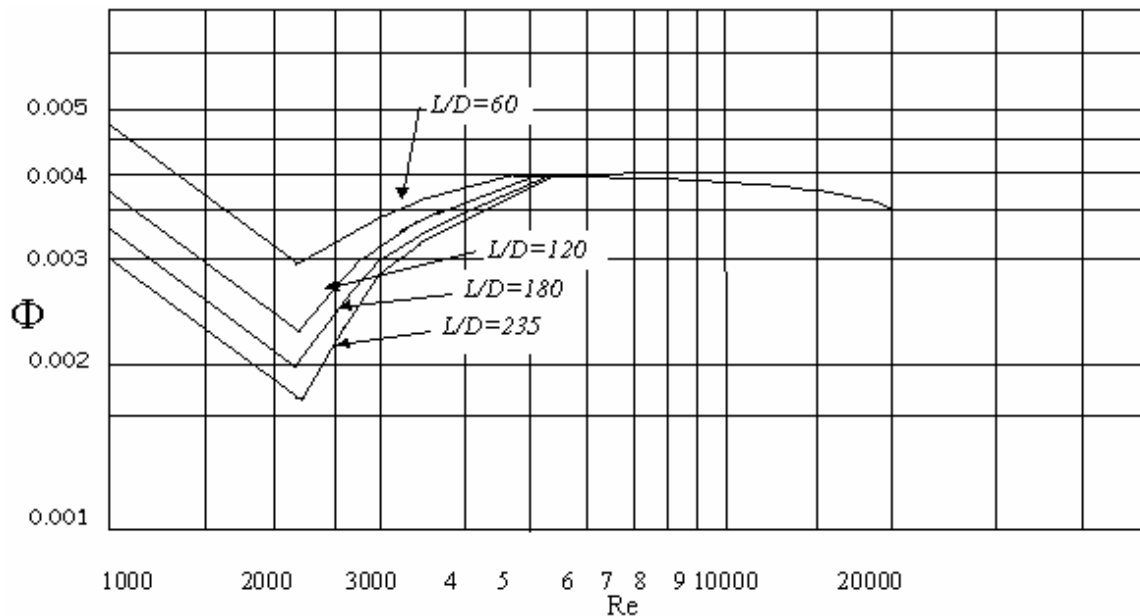


FIGURA 4.7 COEFICIENTE CONVECTIVO EN TUBERÍAS (PERRY Y CHILTON, 1973)

Flujo turbulento en tuberías: Para Reynolds superiores a 10000 se usa (Singh y Heldman, 1984)

$$Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^{1/3}(\mu_m/\mu_p)^{0.14} \quad (14)$$

Flujo a través de objetos sumergidos de forma esférica (Sing y Heldman, 1984)

En muchos casos un fluido cruza por uno o varios cuerpos, retirando o introduciendo calor. Una geometría común en alimentos (en forma aproximada) es la esfera; para este caso el coeficiente convectivo puede calcularse a partir de:

$$Nu = 2 + 0.60 Re^{1/2}Pr^{1/3} \text{ para } \begin{cases} 1 < Re < 70000 \\ 0.6 < Pr < 400 \end{cases} \quad (15)$$

Las propiedades del fluido se calculan a la temperatura de película:

$$T_p = \frac{T_{pared} + T_{medio}}{2} = \frac{T_s - T_\infty}{2} \quad (16)$$

Es muy útil conocer las propiedades utilizadas en estos números adimensionales para varias condiciones de temperatura en sustancias tan comunes como aire y agua. La tabla 4.5 resume un rango práctico de esta información.

TABLA 4.4 CORRELACIONES PARA CONVECCIÓN FORZADA

Ecuación o correlación	Observaciones
<i>Correlaciones para placas planas dentro de flujo externo</i>	
$Nu = 0.332Re^{1/2}Pr^{1/3}$	Para $Pr > 0.6$; Laminar; local; Temp. De película
$Nu = 0.664Re^{1/2}Pr^{1/3}$	Laminar; promedio; T película
$Nu = 0.565Re^{1/2}Pr^{1/2}$	Laminar, local; T película
$Nu = 0.0296Re^{4/5}Pr^{1/3}$	Turbulento; local; T película; $Re < 10^8$
$Nu = (0.037Re^{4/5} - 871)Pr^{1/3}$	Para $0.6 < Pr < 60$; flujo mezclado; T película; $Re < 10^8$
<i>Correlaciones para cilindros circulares en flujo cruzado</i>	
$Nu = cRe^nPr^{1/3}$	Para $Pr > 0.7$; promedio; T_p ; $0.4 < Re < 4 \times 10^6$ $c = 0.989$ y $n = 0.330$ para $0.4 < Re < 4$ $c = 0.911$ y $n = 0.385$ para $4 < Re < 40$ $c = 0.683$ y $n = 0.466$ para $40 < Re < 4000$ $c = 0.193$ y $n = 0.618$ para $4000 < Re < 40000$ $c = 0.027$ y $n = 0.805$ para $40000 < Re < 400000$

Fuente: Dincer, 1997

Ecuación o correlación	Observaciones
$Nu = cRe^n Pr^s (Pr_\infty / Pr_s)$	Para $0.7 < Pr < 500$; promedio; T_∞ ; $1 < Re < 10^6$ $c = 0.750$ y $n=0.4$ para $1 < Re < 40$ $c = 0.510$ y $n=0.5$ para $40 < Re < 1000$ $c = 0.260$ y $n=0.6$ para $10^3 < Re < 2 \times 10^5$ $c = 0.076$ y $n=0.7$ para $2 \times 10^5 < Re < 10^6$ $s = 0.37$ para $Pr < 10$; $s = 0.36$ para $Pr > 10$
$Nu = 0.3 + [(0.62 Re^{1/2} Pr^{1/3}) / (1 + (0.4/Pr)^{2/3})^{1/4}] [1 + (Re/28200)^{5/8}]^{4/5}$	Para $rePr > 0.2$; promedio; T_p
<i>Correlaciones para esferas en flujo cruzado</i>	
$Nu Pr^{1/3} = 0.37 Re^{0.6} / Pr^{1/3}$	Promedio; T_p ; $17 < Re < 70000$
$Nu = 2 + (0.4 Re^{1/2} + 0.06 Re^{2/3}) Pr^{0.4} (\mu / \mu_s)^{1/4}$	Para $0.71 < Pr < 380$; promedio; T_s ; $3.5 < Re < 7.6 \times 10^6$ $1 < \mu / \mu_s < 3.2$

TABLA 4.5 COEFICIENTES CONVECTIVOS SIMPLIFICADOS DESDE DIVERSAS SUPERFICIES HACIA AIRE A 1 ATM (101320PA) O AGUA

Geometría física	$Gr Pr$	Ecuación
Planos y cilindros verticales	$10^4 a 10^9$	$h = 1.37 \left(\Delta T / L \right)^{0.25}$
	$> 10^9$	$h = 1.24 \Delta T^{0.33}$
Cilindros horizontales	$10^3 a 10^9$	$h = 1.32 \left(\Delta T / D \right)^{0.25}$
	$> 10^9$	$h = 1.24 \Delta T^{0.33}$
Placas horizontales:		
Placa calentada hacia arriba o enfriada hacia abajo	$10^5 a 2 \times 10^7$	$h = 1.32 \left(\Delta T / L \right)^{0.25}$
	$2 \times 10^7 a 3 \times 10^{10}$	$h = 1.52 \Delta T^{0.33}$
Placa calentada hacia abajo o placa enfriada hacia arriba	$3 \times 10^5 a 3 \times 10^{10}$	$h = 0.59 \left(\Delta T / L \right)^{0.25}$
Planos y cilindros verticales (AGUA 294K)	$10^4 a 10^9$	$h = 127 \left(\Delta T / L \right)^{0.25}$

Fuente: Geankoplis, 1982

TABLA 4.6. PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA A LA PRESIÓN DE SATURACIÓN (SINGH Y HELDMAN , 1984)

Temperatura (°C)	Densidad ρ (Kg/m ³)	Calor específico c_p (KJ/Kg°K)	Conductivida d térmica k (W/m°K)	Difusividad térmica α (x10 ⁻⁶ m ² / s)	Viscosidad absoluta μ x 10 ⁻⁶ P a . s)	Número de Prandtl Pr	
0	273.15	999.9	4.226	0.558	0.131	1793.636	13.7
5	278.15	1000.0	4.206	0.568	0.135	1534.741	11.4
10	283.15	999.7	4.195	0.577	0.137	1296.439	9.5
15	288.15	999.1	4.187	0.587	0.141	1135.610	8.1
20	293.15	998.2	4.182	0.597	0.143	993.14	7.0
25	298.15	997.1	4.178	0.606	0.146	880.637	6.1
30	303.15	995.7	4.176	0.615	0.149	792.377	5.4
35	308.15	994.1	4.175	0.624	0.150	719.808	4.8
40	313.15	992.2	4.175	0.633	0.151	658.026	4.3
45	318.15	990.2	4.176	0.640	0.155	605.070	3.9
50	323.15	988.1	4.178	0.647	0.157	555.056	3.55
55	328.15	985.7	4.179	0.652	0.158	509.946	3.27
60	333.15	983.2	4.181	0.658	0.159	471.650	3.00
65	338.15	980.7	4.184	0.663	0.161	435.415	2.76
70	343.15	977.8	4.187	0.668	0.163	404.034	2.55
75	348.15	974.9	4.190	0.671	0.164	376.575	2.23
80	353.15	971.8	4.194	0.673	0.165	352.059	2.25
85	358.15	968.7	4.198	0.676	0.166	328.523	2.04
90	363.15	965.3	4.202	0.678	0.167	308.909	1.95
95	368.15	961.9	4.206	0.680	0.168	292.238	1.84
100	373.15	958.4	4.211	0.682	0.169	277.528	1.75

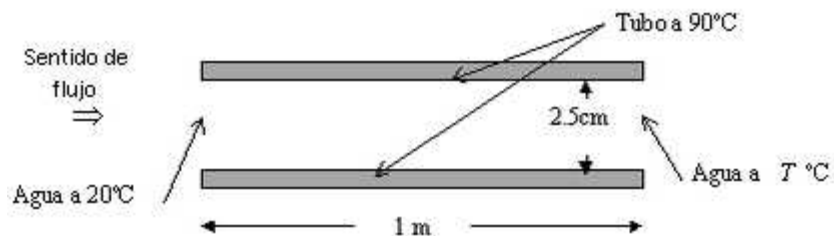
TABLA 4.7. PROPIEDADES FÍSICAS DEL AIRE SECO A LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA (SINGH Y HELDMAN , 1984)

Temperatura (°C)	Densidad ρ (Kg/m ³)	Calor específico c_p (KJ/Kg°K)	Conductivida d térmica k (W/m°K)	Difusividad térmica α (x10 ⁻⁶ m ² / s)	Viscosidad absoluta μ x 10 ⁻⁶ P a . s)	Número de Prandtl Pr	
-20	253.15	1.365	1.005	0.0226	16.8	16.279	0.71
0	273.15	1.252	1.011	0.0237	19.2	17.456	0.71
10	283.15	1.206	1.010	0.0244	20.7	17.848	0.71
20	293.15	1.164	1.012	0.0251	22.0	18.240	0.71
30	303.15	1.127	1.013	0.0258	23.4	18.682	0.71
40	313.15	1.092	1.014	0.0265	24.8	19.123	0.71
50	323.15	1.057	1.016	0.0272	26.2	19.515	0.71
60	333.15	1.025	1.017	0.0279	27.6	19.907	0.71

Temperatura (°C)	Densidad (°K) ρ (Kg/m ³)	Calor específico c_p (KJ/Kg°K)	Conductivida d térmica k (W/m°K)	Difusividad térmica α (x10 ⁻⁶ m ² / s)	Viscosidad absoluta μ x10 ⁻⁶ Pa.s)	Número de Prandtl Pr
70	343.15	0.996	1.018	0.0286	29.2	0.71
80	353.15	0.968	1.019	0.0293	30.6	0.71
90	363.15	0.942	1.021	0.0300	32.2	0.71
100	373.15	0.916	1.022	0.0307	33.6	0.71
120	393.15	0.870	1.025	0.0320	37.0	0.71
140	413.15	0.827	1.027	0.0333	40.0	0.71
150	423.15	0.810	1.028	0.0336	41.2	0.71

Ejemplo 4.6

Está calentándose agua al circular por un tubo horizontal de un metro de longitud y de 2.5 cm de diámetro interno. La pared interna del tubo está a 90°C, y el agua ingresa con una temperatura de 20°. Estimar el coeficiente convectivo de transferencia de calor para el agua y su temperatura T a la salida del tubo si fluye a una rata de 0.02 Kg/s.



No se conoce la temperatura T a la salida del tubo. Como las propiedades deben calcularse a la temperatura media del agua entre la entrada y la salida, *deberá suponerse una temperatura de salida* y posteriormente verificarse su correspondencia. Se asume para comenzar una temperatura T de 40°C; la temperatura media del agua en el tubo sería entonces 30°C, a la que se leen los datos de propiedades en la tabla 4.6.

Densidad, $\rho = 995.7 \text{ Kg} / \text{m}^3$; Calor específico $c_p = 4.176 \text{ KJ} / \text{Kg}^\circ \text{C}$;

Conductividad térmica $k = 0.615 \text{ W} / \text{m}^\circ \text{C}$ Viscosidad $\mu = 792.377 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}$

Número de Prandtl $Pr = 5.4$

$$Re = \frac{Du\rho}{\mu} = \frac{4\dot{m}}{\pi\mu D} = \frac{4(0.02 \text{ Kg} / \text{s})}{\pi(792.377 \times 10^{-6})(0.025 \text{ m})} = 1285.5$$

$$Re Pr \left(\frac{D}{L} \right) = (1285.5)(5.4)(0.025) = 173.5$$

Con flujo laminar y $Re Nu \left(\frac{D}{L} \right) > 100$, la expresión correspondiente para usar es:

$$Nu = 1.86 \left(Re * Pr * \frac{D}{L} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu_m}{\mu_p} \right)^{0.14} = 1.85(173.5)^{0.33} \left(\frac{792.377 \times 10^{-6}}{308.909 \times 10^{-6}} \right)^{0.14} = 11.77$$

Donde μ_p se leyó en la tabla 4.6 a la *temperatura de la pared*, 90°C.

El coeficiente convectivo de transferencia de calor se despeja del Número de Nusselt:

$$h = \frac{Nuk}{D} = \frac{11.77(0.615W / m^{\circ} C)}{0.025m} = 289.5W / m^2 \circ C$$

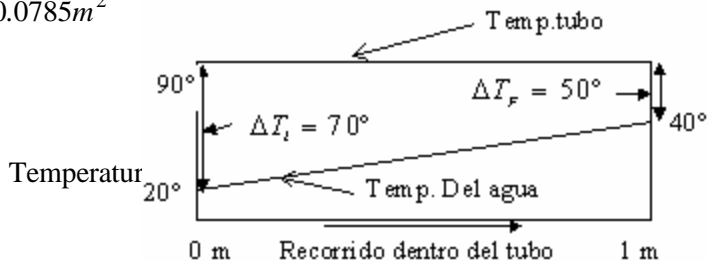
El flujo de calor es

$$\dot{q} = \dot{m} c_p \Delta T_{AGUA} = h A_{INT} \Delta T_L$$

donde

$$A_{INT} = \pi DL = \pi(0.025m)1m = 0.0785m^2$$

$$\Delta T_L = \frac{\Delta T_F - \Delta T_i}{\ln \frac{\Delta T_F}{\Delta T_i}}$$



$$\Delta T_L = \frac{50 - 70}{\ln \frac{50}{70}} \circ C = \frac{-20}{-0.3365} = 59.4 \circ C$$

$$\dot{q} = 289.5W / m^2 \circ C (0.0785m^2) (59.4 \circ C) = 1349.9J / s$$

Como debe cumplirse también que

$$\dot{q} = m c_p \Delta T_{AGUA}$$

$$\Delta T_{AGUA} = \frac{\dot{q}}{m c_p} = \frac{1349.9 J / s}{0.02 Kg / s (4176 J / Kg^{\circ} C)} = 16.2^{\circ} C$$

$$\text{Como } \Delta T_{AGUA} = T - 20^{\circ} C \Rightarrow T)_{CALCULADA} = 20^{\circ} C + 16.2^{\circ} C = 36.2^{\circ} C$$

Recordando que se había supuesto una temperatura T de salida del agua de $40^{\circ}C$, se considera que está suficientemente bueno el tanteo. Una temperatura que ajustaría mucho mejor pudiera ser $38^{\circ}C$ para la salida; se sugiere repetir los cálculos para este valor. Se observará seguramente que el valor de h (289.5) no se modificará significativamente.

Ejemplo 4.7

Si se eleva cinco veces el flujo másico, es decir, $\dot{m} = 0.1 \text{ Kg/s}$. Cuáles serían las nuevas condiciones de operación y coeficiente convectivo?

Para la misma suposición de T a la salida se tendría un Reynolds 5 veces superior, en la zona de transición.

$$Re = 6427.5$$

La relación L/D es en este caso $1m/0.025m=40$. La lectura del eje y o abscisa de la figura 4.5 es:

$$\Phi = 0.004$$

$$\text{Puesto que } \Phi = \left(\frac{h}{c_p u \rho} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{0.66} \left(\frac{\mu_p}{\mu_m} \right)^{0.14}$$

el coeficiente convectivo será:

$$h = \Phi c_p u \rho (Pr)^{-0.66} \left(\frac{\mu_m}{\mu_p} \right)^{-0.14}$$

$$h = 0.004 (4176 J / Kg^{\circ} C) (0.205 m / s) 995.7 Kg / m^3 (5.4)^{-0.66} \left(\frac{792.377}{308.909} \right)^{-0.14}$$

$$h = 970.9 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Donde la velocidad u se calculó de:

$$u = \frac{\dot{m}}{\rho \pi D^2} = \frac{4(0.1 \text{ Kg/s})}{(995.7 \text{ Kg/m}^3) \pi (0.025 \text{ m})^2} = 0.205 \text{ m/s}$$

Nuevamente,

$$\dot{q} = h A_{INT} \Delta T_L$$

$$\dot{q} = 970.9 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C} (0.0785 \text{ m}^2) (59.4 \text{ }^\circ\text{C}) = 4527.2 \text{ J/s}$$

$$\dot{q} = \dot{m} c_p \Delta T_{AGUA}$$

$$\Delta T_{AGUA} = \frac{\dot{q}}{\dot{m} c_p} = \frac{4527.2 \text{ J/s}}{0.1 \text{ Kg/s} (4176 \text{ J/Kg }^\circ\text{C})} = 10.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

La temperatura de salida del agua daría 30.8°C , lo que está un poco alejado del supuesto de 40°C con el que se hicieron los cálculos. Se recomienda repetirlos para una temperatura final de 35°C para el agua. El valor del coeficiente convectivo apenas si se modificará para estas condiciones.

Ejemplo 4.8

Si se vuelve a aumentar el flujo (sin cambiar las otras condiciones) hasta 0.2 Kg/s , se tendrán condiciones de flujo turbulento, aplicándose:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu_m}{\mu_p} \right)^{0.14}$$

El Reynolds será 10 veces mayor que en el problema 3.7:

$$Re = 12855$$

Así:

$$Nu = 0.023(12855)^{0.8} (5.4)^{0.33} (2.565)^{0.14} = 88.7$$

$$h = \frac{Nuk}{D} = \frac{88.7(0.615W/m^{\circ}C)}{0.025m} = 2146.7W/m^2C$$

$$\dot{q} = hA_{INT} \Delta T_L$$

$$\dot{q} = 2146.7W/m^2C(0.0785m^2)(59.4^{\circ}C) = 10009.6J/s$$

$$\dot{q} = \dot{m} c_p \Delta T_{AGUA}$$

$$\Delta T_{AGUA} = \frac{\dot{q}}{\dot{m} c_p} = \frac{10009.6J/s}{0.2Kg/s(4176J/Kg^{\circ}C)} = 12^{\circ}C$$

La temperatura de salida daría ahora 32°C, que, comparada con la suposición original de 40°C, está un poco alejada. Se recomienda usar una suposición de temperatura de salida del agua de 36°C. Nuevamente se notará que cambia poco el coeficiente convectivo en este caso.

En los tres ejemplos precedentes se evidencia la ventaja de mantener condiciones de flujo altas para que se haga una transferencia de calor mas efectiva. En los tres casos se tienen temperaturas de salida parecidas; sin embargo, a medida que se incrementa el flujo, se puede calentar mas agua (cinco y diez veces mas) con el mismo tubo.

Ejemplo 4.9

Encuentre el coeficiente de transferencia de calor para el enfriamiento de una fruta que pueda aproximarse a una esfera, cuando circula a su alrededor aire a 1 atm y 15°C a 10 m/s. La fruta tiene un diámetro medio aproximado de 4 cm y tiene una temperatura superficial aproximada de 30°C.

Para este caso la expresión recomendada es:

$$Nu = 2 + 0.60 Re^{0.5} * Pr^{0.33} \quad \text{para } \begin{cases} 1 < Re < 70000 \\ 0.6 < Pr < 400 \end{cases}$$

$$Re = \frac{Du\rho}{\mu} = \frac{0.04m(10m/s)(1.164Kg/m^3)}{18.240 \times 10^{-6}} = 25526$$

$$Pr = 0.71$$

Los valores de las propiedades y número de Prandtl se tomaron de la Tabla 3.5 a la temperatura de película = $(10 + 30)^\circ C / 2 = 20^\circ C$

$$Nu = 2 + 0.60(25526)^{0.5}(0.71)^{0.33} = 85.6$$

$$h = \frac{Nuk}{D} = \frac{85.6(0.0251W/m^o C)}{0.04m} = 53.7W/m^2 o C$$

Flujo laminar dentro de tuberías. Líquidos no Newtonianos (Geankoplis, 1982)

Hasta ahora los cálculos han involucrado solamente situaciones en donde se presume que los fluidos son Newtonianos. Puesto que para los fluidos no Newtonianos la viscosidad no es constante en la dirección radial de la tubería, puede utilizarse una adaptación de las ecuaciones usadas para los líquidos Newtonianos en esta situación utilizando la viscosidad equivalente que cause la misma caída de presión para el flujo que se trate. Con esta base se llega a las ecuaciones siguientes:

$$(Nu)_a = \frac{h_a D}{k} = 1.75 \delta^{1/3} (Gz)^{1/3} \left(\frac{\gamma_m}{\gamma_p} \right)^{0.14} \quad (17)$$

Donde

$$\delta = \frac{3n'+1}{4n'} \text{ para } n > 0.4 \quad (18)$$

Para $0 < n < 0.4$, $\delta^{0.33}$ se puede calcular como (Toledo, 1991):

$$\delta^{0.33} = -0.24n + 1.18 \quad Gz = 5 \quad (19)$$

$$\delta^{0.33} = -0.60n + 1.30 \quad Gz = 10 \quad (20)$$

$$\delta^{0.33} = -0.72n + 1.40 \quad Gz = 15 \quad (21)$$

$$\delta^{0.33} = -0.35n + 1.57 \quad Gz = 25 \quad (22)$$

La ecuación (22) puede usarse también para $Gz > 25$; $0.1 < n < 0.4$. Para $Gz > 25$ y $n < 0.1$, la relación entre n y $\delta^{0.33}$ no es lineal. La mayoría de los alimentos tiene $n > 0.1$ (Toledo, 1991).

$$Gz = \frac{mc_p}{kL} = \frac{\pi}{4} Re Pr \frac{D}{L} \quad (23)$$

$$\frac{\gamma_m}{\gamma_p} = \frac{K'_m}{K'_p} = \frac{K_m}{K_p} \quad (24)$$

Las propiedades se evalúan a la temperatura media T_m . K_p a la temperatura promedio de la pared T_p . Es importante anotar acá que se ha demostrado experimentalmente que los valores de n y n' poco dependen de la temperatura. Contrariamente, K y K' si dependen de ella (una gráfica de $\log K'$ vs $1/T_{Abs}$ da una línea recta aproximadamente - Charm, 1971-). Sin embargo, de no ser posible obtener la variación de este parámetro reológico con la temperatura, no se comete un error importante

para aumentos moderados de temperatura supone el término $\left(\frac{\gamma_m}{\gamma_p}\right)^{0.14} = \left(\frac{K_m}{K_p}\right)^{0.14}$ igual a uno.

El valor del coeficiente convectivo h_a debe usarse con la diferencia aritmética de temperaturas:

$$\Delta T_a = T_p - \frac{(T_{mi} + T_{mf})}{2} \quad (25)$$

donde T_p es la temperatura media de la pared y los subíndices mi y mf señalan las temperaturas medias del fluido al iniciar y al finalizar su trayectoria a través del tubo calefactor.

Flujo turbulento dentro de tuberías. Fluidos no newtonianos. (Geankoplis, 1982)

Aunque es una situación poco común en la práctica, se recomienda usar la siguiente expresión para estos casos:

$$Nu = \frac{h_L D}{k} = 0.0041 (Re_G)^{0.99} \left[\frac{g_c K' c_p}{k} \left(\frac{8u}{D} \right)^{n'-1} \right]^{0.4} \quad (26)$$

donde h_L es un coeficiente convectivo para usar con la diferencia de temperatura media logarítmica.

Ejemplo 4.10

Resolver el problema 4.6 para un fluido no Newtoniano (FNN) con las siguientes propiedades reológicas de la tabla siguiente:

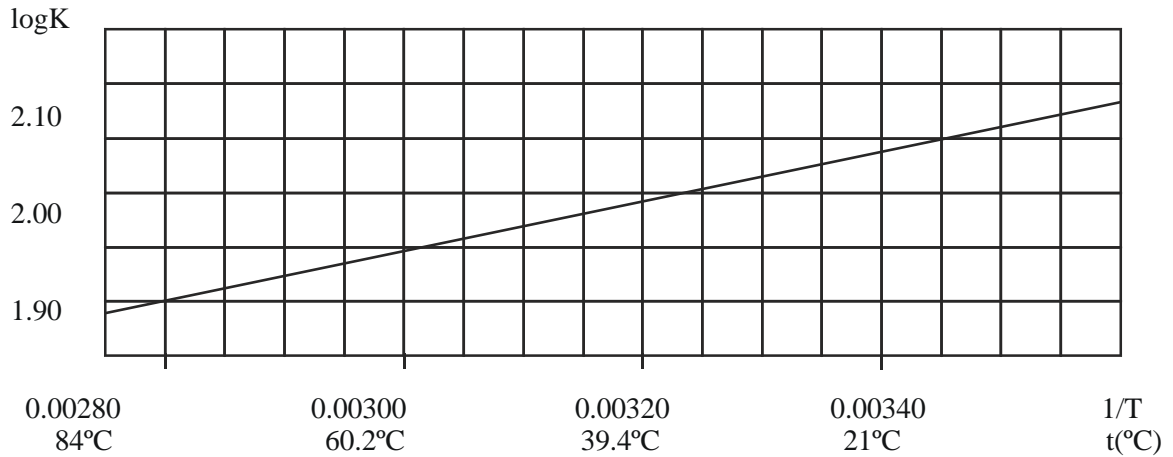
Adaptando y recordando el texto del ejercicio 4.6:

	% sólidos /temp(°C)		T(°K)	Constantes reológicas	
				<i>n</i>	<i>K</i>
Puré de manzanas	11	/ 30	303.15	0.34	116
Puré de manzanas	11	/ 82	355.15	0.34	90

Está calentándose un FNN al circular por un tubo horizontal de un metro de longitud y de 2.5 cm de diámetro interno. La pared interna del tubo está a 90°C, y el FNN incrementa su temperatura desde 20° a una temperatura *T* desconocida. Estimar el coeficiente convectivo de transferencia de calor para el FNN si fluye a una tasa de 0.02 Kg/s y la temperatura final del líquido.

Para hallar los valores de *K* en las temperaturas 20°C (293.15°K) y la temperatura de salida supuesta, 30°C (303.15°K), se usará la propiedad de linealidad de $\log K$ vs $1/T$ que menciona Charm (1971). Se puede entonces construir las siguientes tabla y gráfica. En la tabla aparecen en letra cursiva las lecturas de la gráfica, para las temperaturas del problema.

T(°K)	1/T	<i>K</i>	log <i>K</i>	t(°C)
293.15	0.00341	<i>121.6</i>	<i>2.085</i>	20
298.15	0.00335	<i>118.9</i>	<i>2.075</i>	25
303.15	0.00330	116	2.0645	30
355.15	0.00282	90	1.9542	82
363.15	0.00275	<i>88.1</i>	<i>1.945</i>	90



La temperatura media aritmética del puré de manzana es $(30+20)/2 = 25^\circ\text{C}$.

Propiedades del fluido a la temperatura media (dados):

Densidad, $\rho = 1015 \text{ Kg} / \text{m}^3$; Calor específico $c_p = 3880 \text{ J} / \text{Kg}^\circ\text{C}$;

Conductividad térmica $k = 0.200 \text{ W} / \text{m}^\circ\text{C}$

$$Gz = \frac{\dot{m} c_p}{kL} = \frac{0.02 \text{ Kg} / \text{s} (3880 \text{ J} / \text{Kg}^\circ\text{C})}{(0.200 \text{ W} / \text{m}^\circ\text{C})(1\text{m})} = 388$$

Por ecuación (22)

$$\delta^{0.33} = -0.35n + 1.57 = 1.451$$

$$\frac{\gamma_m}{\gamma_p} = \frac{K_m}{K_p} = \frac{118.9}{88.1} = 1.35$$

Reemplazando estos valores en la ecuación (17)

$$(Nu)_a = \frac{h_a D}{k} = 1.75 \delta^{1/3} (Gr)^{1/3} \left(\frac{\gamma_m}{\gamma_p} \right)^{0.14} = 1.75(1.451) (388)^{1/3} (1.35)^{0.14} = 19$$

$$h_a = \frac{19k}{D} = \frac{19(0.200 \text{ W} / \text{m}^\circ\text{C})}{0.025\text{m}} = 154 \text{ W} / \text{m}^2^\circ\text{C}$$

$$\dot{q} = h_a A_{INT} \Delta T_a$$

El valor del coeficiente convectivo h_a debe usarse con la diferencia aritmética de temperaturas:

$$\Delta T_a = T_p - \frac{(T_{mi} + T_{mf})}{2} = 90^\circ C - \frac{20 + 30}{2}^\circ C = 65^\circ C$$

$$\dot{q} = 154 W / m^2 \cdot C (0.0785 m^2) (65^\circ C) = 787.8 J / s$$

$$\dot{q} = \dot{m} c_p \Delta T_{PURE}$$

$$\Delta T_{PURE} = \frac{\dot{q}}{\dot{m} c_p} = \frac{787.8 J / s}{0.02 Kg / s (3880 J / Kg^\circ C)} = 10.15^\circ C$$

La temperatura de salida daría ahora $30.15^\circ C$, que comparada con la suposición original de $30^\circ C$, está suficientemente ajustada.

Recipientes con chaquetas de calentamiento (encamisados). (Geankoplis, 1982)

La forma general de la expresión para este caso especial es:

$$\frac{h D_i}{k} = a \left(\frac{D_a^2 N \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^m = a (Re')^b (Nu)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^m \quad (27)$$

donde

D_i es el diámetro interior del tanque o recipiente encamisado.

D_a es el diámetro del agitador

N es la velocidad de rotación del agitador en giros/seg..

Para un agitador de paletas sin deflectores: $a = 0.36$, $b = \frac{2}{3}$, $m = 0.21$; Re' entre 300 y 300.000.

Algunos casos de convección libre

La situación más común se da cuando una tubería o recipiente pierde o gana calor por convección natural (generación de corrientes por diferencias de densidad cerca del depósito o línea) al aire que le rodea. Para el caso de aire a una atmósfera, se proponen las ecuaciones simplificadas de la tabla 4.5. En el rango entre 10^5 y 10^9 del producto $Gr Pr$, que es el más usual, las expresiones son válidas para valores de $(L^3 \Delta T)$ inferiores a $4.7 \text{ m}^3 \text{ }^\circ\text{K}$ y temperaturas de película entre 255 y $533 \text{ }^\circ\text{K}$. Para corregir h a valores diferentes a 1 atm , los valores de la tabla se multiplican por $(p/101320)^{0.5}$ para $Gr Pr$ de 10^4 a 10^9 y por $(p/101320)^{2/3}$ para $Gr Pr > 10^9$, donde p es la presión en Pa.

Ejemplo 4.11

Un tubo horizontal que transporta agua caliente tiene una temperatura superficial de 80°C y un diámetro externo de 25.4 mm . Si el tubo está expuesto al aire que se encuentra a 20°C , ¿cuál será la pérdida de calor por metro de tubería debida a la convección natural?

$$Gr = \frac{D^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} = \frac{(0.0254 \text{ m})^3 (1.057 \text{ Kg} / \text{m}^3)^2 (9.8 \text{ m} / \text{s}^2) (1/323.15^\circ \text{ K}) (60^\circ \text{ K})}{(19.515 \times 10^{-6} \text{ Pa.s})^2} = 87438$$

Las propiedades del aire se leyeron a la temperatura de película $(20+80)/2 \text{ }^\circ\text{C} = 50^\circ\text{C}$ en la tabla 4.6

$$Pr = 0.71$$

$Gr Pr = 62081$. Para esos valores, según la tabla 4.5 el coeficiente convectivo será:

$$h = 1.37 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4} = 1.37 \left(\frac{60}{1} \right)^{1/4} = 3.8 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Las pérdidas de calor por metro de tubería serían:

$$\dot{q} = h A \Delta T = (3.8 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}) (\pi * 0.0254 \text{ m} * 1 \text{ m}) (60^\circ \text{ C}) = 18.2 \text{ W}$$

4.3 TRANSFERENCIA DE CALOR POR RADIACIÓN

Este mecanismo consiste en una transferencia de energía de un cuerpo caliente a otro más frío mediante ondas electromagnéticas. Para el caso de los alimentos este mecanismo es importante en las operaciones de horneado por radiación térmica o microondas.

Ondas electromagnéticas

La naturaleza de la radiación ha confundido a los científicos por siglos. Maxwell propuso que esta forma de energía viaja como una vibración eléctrica y perturbación magnética a través del espacio en una dirección perpendicular a dicha perturbación.

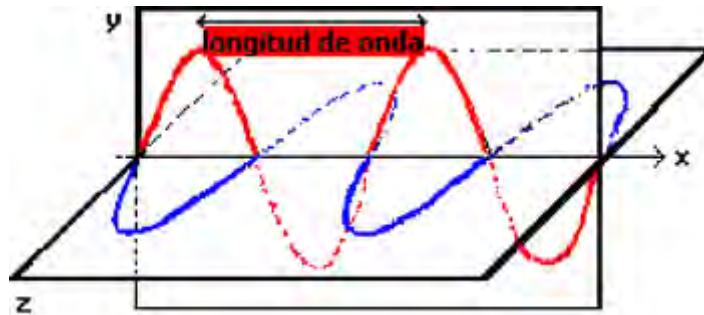


FIGURA 4.6 REPRESENTACIÓN DE UNA ONDA ELECTROMAGNÉTICA

En la figura 4.6 la oscilación eléctrica y la oscilación magnética son perpendiculares (la eléctrica en el plano xy y la magnética en el xz). Las ondas están viajando en dirección x. Una onda electromagnética puede ser definida en términos de frecuencia de oscilación designada por la letra griega nu (ν). La onda se mueve en línea recta con velocidad constante (designada como c - velocidad de la luz- si este movimiento es a través del vacío); la distancia entre picos sucesivos es la longitud de onda (λ) y es igual a la velocidad entre la frecuencia.

El espectro electromagnético cubre una gran cantidad de longitudes de onda, desde ondas muy cortas hasta muy largas.

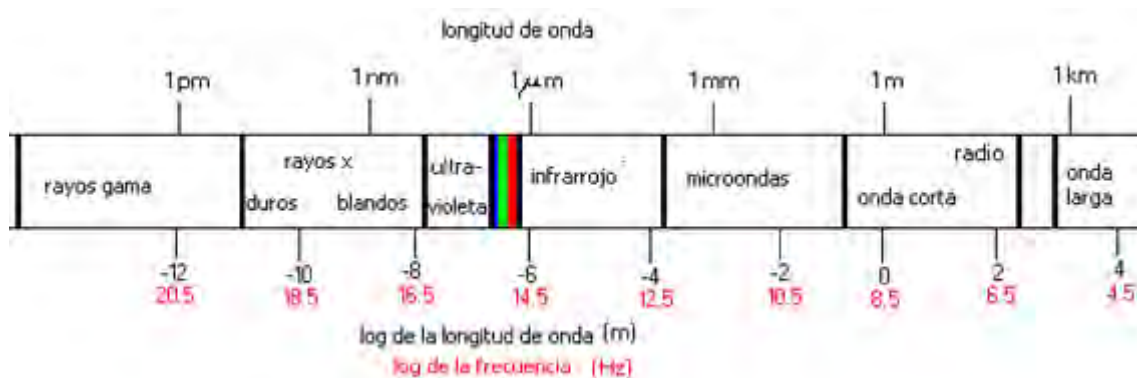


FIGURA 4.7 ESPECTRO ELECTROMAGNÉTICO

Leyes de la radiación

Cuando un cuerpo produce ondas electromagnéticas lo hace generalmente emitiendo un amplio espectro que depende de lo "caliente" que se halle. Un buen ejemplo es una placa de hierro que se coloca en un extremo de un mechero.

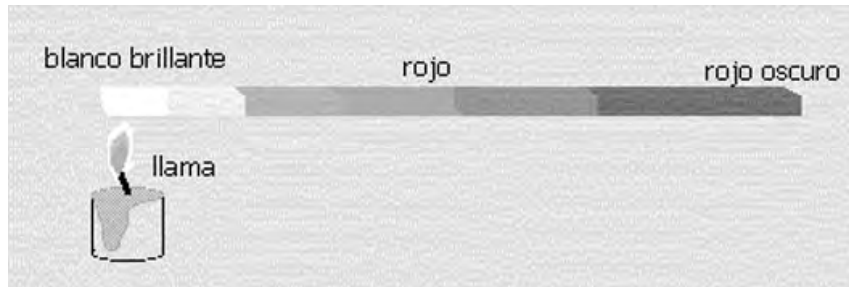


FIGURA 4.8 PLACA DE HIERRO INCANDESCENTE

En la figura 4.8 se muestra que el tipo de color emitido por la placa varía según su temperatura. En realidad no se requiere incandescencia para que se presente radiación; todos los cuerpos con temperaturas superiores al cero absoluto radian. La distribución de la radiación que emiten los cuerpos se muestra en la figura 4.10.

En un sistema cerrado los cuerpos intercambian energía por radiación hasta que su temperatura se iguale. El tipo de superficie de un cuerpo es importante en este intercambio. Como todo material, cuando un alimento es expuesto a ondas, parte de ellas se absorben y transforman en calor, otra parte se refleja y otra parte se transmite a través de él:

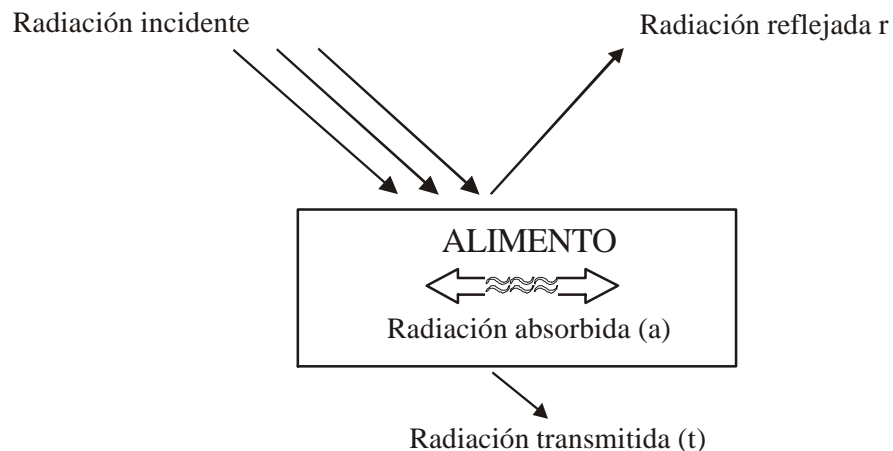


FIGURA 4.9 DESDOBLAMIENTO DE LA ENERGÍA ELECTROMAGNÉTICA INCIDENTE EN UN ALIMENTO

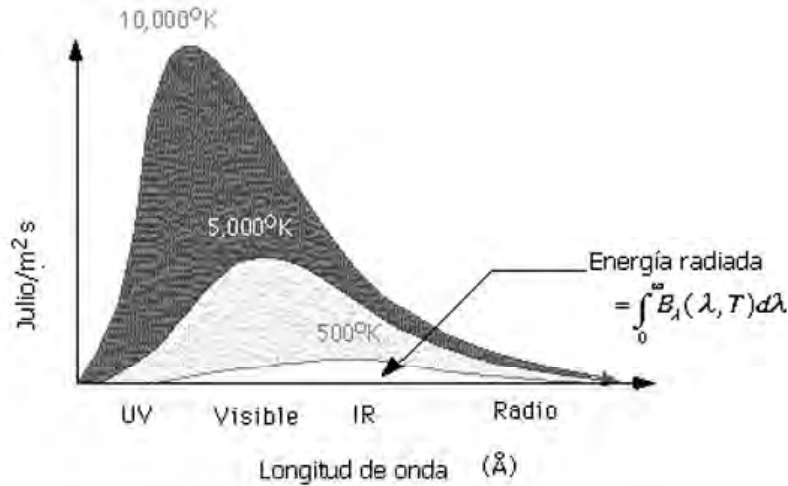


FIGURA 4.10 DISTRIBUCIÓN DE ENERGÍA DE UN CUERPO RADIANTE SEGÚN LA LONGITUD DE ONDA

Se puede describir elementalmente este mecanismo en tres etapas:

- La energía térmica del cuerpo caliente se convierte en energía asociada ondas electromagnéticas.
- Las ondas electromagnéticas se desplazan en el espacio en línea recta hasta llegar a un objeto frío, como un alimento que contiene agua que se desea calentar.
- Las ondas chocan con el cuerpo frío y/o con sus moléculas de agua, son absorbidas, y vuelven a transformarse en energía térmica o calor.

Si se iguala a 1 la energía que incide en la muestra, se cumplirá que:

$$\mathbf{a + r + t = 1 = absorbancia + reflectancia + transmitancia} \quad (29)$$

En alimentos prácticamente no existe la transmitancia (a menos que sean muy delgados), y ,

$$\mathbf{a + r \approx 1} \quad (30)$$

La absorbancia de un alimento depende de su naturaleza química, color y estado de su superficie, además de las característica del emisor (la discriminación de las ondas electromagnéticas que emite, o distribución espectral de su radiación). Mientras mas agua contenga, mejor absorbente es; otros constituyentes que absorben energía en los alimentos son las proteínas, los azúcares y los lípidos.

Todos los cuerpos también *emiten* energía. A una misma temperatura , y en equilibrio con los alrededores, el valor de la *emisividad* y la *absorbancia* de un cuerpo son los mismos:

$$\mathbf{a = \epsilon} \quad (31)$$

Un *cuerpo negro* se define como aquel que absorbe toda la energía que recibe ($a = 1$)

La teoría clásica de Maxwell de oscilaciones electromagnéticas falla en explicar la distribución de energía observada. Planck resolvió el dilema planteando que la energía de las oscilaciones debe estar *cuantizada*, es decir la energía puede no tomar cualquier valor pero puede cambiar por pasos, siendo el tamaño de cada paso o *quantum* proporcional a la frecuencia de oscilación e igual a $h\nu$, donde h es la constante de Planck.

Con esta proposición, Planck derivó la distribución de la energía de los cuerpos negros y mostró que es definida por su temperatura.

$$B_{\lambda}(\lambda, T) = \frac{C_1}{\lambda^5} \frac{1}{\left[e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1 \right]} \quad (32)$$

El flujo total de energía desde el cuerpo será:

$$\frac{q}{A} = \int_{-\infty}^{\infty} B_{\lambda} d\lambda \quad (33)$$

Para un cuerpo negro se tendrá una emisividad de uno ($\varepsilon = 1$). La potencia emitida por él está dada por:

$$\dot{q} = \sigma AT^4 \quad (34)$$

La ecuación (30) es igual a la (29) y se denomina ley de Stephan Boltzman.

Todos los cuerpos reales, incluidos por supuesto los alimentos, tienen emisividades menores que 1 (cuerpos grises). Para ellos se tiene:

$$\dot{q} = \sigma \varepsilon AT^4 \quad (35)$$

En ambas expresiones A es el área en m^2 , σ es una constante igual a $5.6732 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 (\text{°K})^4$ y T es la temperatura del cuerpo negro en °K .

Ley de Lambert

El flujo de energía dentro de un ángulo sólido ϕ en una dirección θ desde una normal a una superficie es función del $\text{Cos } \theta$.

$$\frac{dq}{dAd\phi} = \frac{\varepsilon\sigma T^4}{\pi} \cos\theta \quad (36)$$

El ángulo sólido $d\phi_1$ con el cual el elemento de área dA_1 es visto desde dA_2 es:

$$d\phi_1 = \frac{\cos\theta_2 dA_2}{s^2}$$

Al integrar (32) con la sustitución del ángulo sólido se tiene la rata de transmisión de calor desde al área 1 hacia el área 2:

$$\dot{q}_{A1-A2} = \frac{\varepsilon_1\sigma(T_1^4 - T_2^4)}{\pi} \iint_{A1A2} \frac{\cos\theta_2 dA_2}{s^2} \cdot dA_1 \cos\theta_1 \quad (37)$$

El término de la integral, dividido por πA_1 es el factor de forma F_{1-2} para el área 2. Las ecuaciones de transferencia de calor se vuelven:

$$\dot{q}_{A1-A2} = (F_{1-2}) A_1 \varepsilon \sigma (T_1^4 - T_2^4) \quad (38)$$

$$\dot{q}_{A2-A1} = (F_{2-1}) A_2 \varepsilon \sigma (T_1^4 - T_2^4) \quad (39)$$

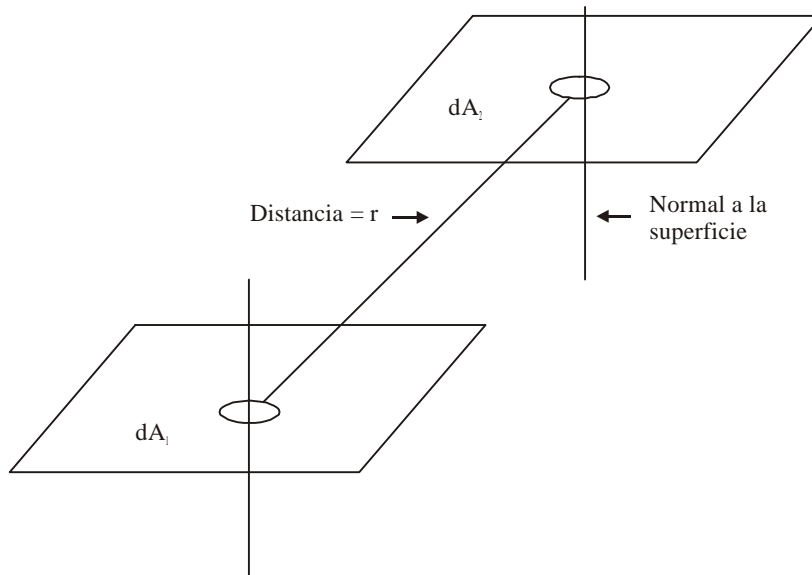


FIGURA 4.11 DOS ELEMENTOS DE ÁREA Y LA REPRESENTACIÓN DE LA LEY DE LAMBERT PARA RADIACIÓN.

Puesto que en estado estacionario la velocidad de transferencia de calor desde A_1 hacia A_2 es la misma que la de A_2 hacia A_1 , el producto de A_1 y su factor de forma es igual a A_2 por su correspondiente factor. Si las dos superficies tienen emisividades diferentes el factor de forma efectivo es (Jacob y Hawkins, 1957, citados por Toledo, 1991).

$$\frac{1}{\bar{F}_{1-2}A_1} = \frac{1}{A_1F_{1-2}} + \frac{1}{A_1} \left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1 \right) + \frac{1}{A_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right) \quad (40)$$

$$\frac{1}{\bar{F}_{2-1}A_2} = \frac{1}{A_2F_{2-1}} + \frac{1}{A_1} \left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1 \right) + \frac{1}{A_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right) \quad (41)$$

La rata de transferencia de calor con base en el área A_1 o A_2 , usando el factor de forma efectivo es

$$\dot{q} = A_1\bar{F}_{1-2}\sigma(T_1^4 - T_2^4) = A_2\bar{F}_{2-1}\sigma(T_1^4 - T_2^4) \quad (42)$$

Los factores de forma son difíciles de calcular y sus deducciones escapan al alcance de este libro. Para algunos casos sencillos son (Toledo, 1991):

Pequeño objeto rodeado por un objeto muy grande:

$$\bar{F}_{1-2} = \varepsilon_1 \quad ; \quad F_{2-1} = 1 \quad (43)$$

Planos paralelos grandes, de áreas iguales:

$$\frac{1}{\bar{F}_{1-2}} = \frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \quad (44)$$

Dos discos paralelos con centros contenidos en la misma línea recta:

a, b : diámetro de los discos; c : distancia entre discos; A : Area del disco mayor de diámetro b .

$$\bar{F}_{1-2} = 0.5 \left[Z - (Z^2 - 4X^2Y^2)^{0.5} \right] \quad (45)$$

$$\text{Para } X = a/c, Y = c/b, Z = 1 + (1 + X^2)Y^2$$

Dos cilindros largos y paralelos, con igual diámetro b , separados por una distancia $2a$:

$$\bar{F}_{1-2} = \frac{2}{\pi} \left[\sqrt{X^2 - 1} - X + \frac{\pi}{2} - \arccos\left(\frac{1}{X}\right) \right] \quad (46)$$

Donde $X = 1 + a/b$

Ejemplo 4.12

Las galletas que viajan dentro de un horno continuo ocupan la mayor parte de la banda transportadora. La tapa superior del horno que está encima de la banda y las galletas tiene, respectivamente emisividades de 0.92 y 0.8. Si la tapa superior del horno está a 175°C (448K), calcular la velocidad media de transferencia de calor por radiación que llega a las galletas en su cara superior, por unidad de área, cuando esta superficie está a 70°C (343K).

Se asume que el "tendido" de galletas en la banda que las transporta y la tapa del horno son dos planos paralelos de áreas iguales. Usando la ecuación (44) se tiene:

$$\frac{1}{\bar{F}_{1-2}} = \frac{1}{0.92} + \frac{1}{0.80} - 1 = 1.3369$$

$$\bar{F}_{1-2} = 0.748$$

De la ecuación (42):

$$q/A = 0.748(5.6732 \times 10^{-8})(448^4 - 343^4) = 1122 \text{ W / m}^2$$

Ejemplo 4.13

Radiación entre un medio circundante y un objeto pequeño.

De las ecuaciones (43) y (38), el calor neto de absorción de un cuerpo pequeño que absorbe energía de los alrededores es:

$$\dot{q} = \sigma \varepsilon A_1 |T_1^4 - T_2^4|$$

Para A_1 y ε , área y emisividad del cuerpo pequeño, T_1 , temperatura del cuerpo grande y T_2 , temperatura del cuerpo pequeño (°K).

Si al hornear un pan su superficie (0.093 m²) se encuentra a 100°C y el ambiente (aire y paredes) del horno está a 232°C, evaluar la potencia calorífica absorbida por el pan mediante radiación si su emisividad es de 0.5.

$$\dot{q} = \sigma \varepsilon A |T_1^4 - T_0^4| = 5.676 \times 10^{-8} \text{ W / m}^2 \text{ }^\circ \text{K}^4 (0.5)(0.093 \text{ m}^2) [(505.15^\circ \text{ K})^4 - (373.15^\circ \text{ K})^4]$$

$$= 120.7 \text{ W}$$

Calentamiento por microondas

Las microondas (MO), como la luz, hacen parte del espectro electromagnético. Las frecuencias más comunes utilizadas en calentamiento por MO son 2450 y 915 MHz. Las estufas industriales combinan con frecuencia tanto las fuentes de calor convencionales como las de MO para obtener así distintos grados de pardeamiento y crocancia superficial, reducir el conteo superficial microbiano o para acelerar la remoción de humedad (Mudgett, 1990).

Interacción de las microondas con los alimentos:

El comportamiento de un alimento ante una radiación de microondas depende de varios factores; sin embargo, el más importante es el nivel de humedad del material. Para el caso de productos de humedades altas e intermedias, y a nivel molecular, las interacciones entre las MO y los constituyentes químicos siguen diferentes mecanismos. En estos alimentos el agua ligada es una fracción muy pequeña del total de moléculas de esa especie (5 a 10 gr de agua por 100 gr de sólidos secos - Karel, 1975 -) y los mecanismos preponderantes en las regiones de humedad multicapa y capilar son la rotación de las moléculas de agua como dipolos eléctricos en un campo oscilante y la migración conductiva de iones o sales disueltas; en ambos casos la vibración resultante de su interacción con el campo hace que se presente una disipación de energía que se manifiesta con el calentamiento de la muestra.

Un mecanismo similar (rotación dipolar) puede explicar la interacción entre las MO y los alcoholes y algunos azúcares y polisacáridos disueltos. Los lípidos, que no parecen afectarse por las microondas en los alimentos de humedad intermedia o alta, si lo hacen cuando no hay presencia de humedad (Mudgett, 1990)

La energía absorbida por un cuerpo es:

$$\dot{q} / V = 0.556 (10^{-12}) f E^2 \kappa' \tan(\delta) \quad (47)$$

Para q/V la energía absorbida en W/cm^3 ; f , la frecuencia en Hz; κ' , la constante dieléctrica, adimensional; $\tan(\delta)$, el factor de pérdida dieléctrica y E el campo eléctrico en Voltios / cm. δ y κ' son indicadores de la conversión de energía en calor y penetración de la energía respectivamente; dependen de la composición del material y su temperatura.

De la ecuación (47) pareciera que el incremento del campo eléctrico sería la forma mas eficaz de incrementar el calentamiento; este razonamiento tiene una limitación real debida a la ruptura del dieléctrico del producto (en que momento se vuelve conductor por efecto de las cargas inducidas en él por el campo) que hace que para cierto valor máximo de E se produzca una chispa o descarga localizada que se manifiesta en zonas quemadas del producto (Karel y otros, 1975).

Las propiedades mas importantes que intervienen en el modelamiento del calentamiento por microondas son la constante dieléctrica relativa (κ') y el factor dieléctrico de pérdida (κ''). Su relación se denomina δ ($\delta = \kappa''/\kappa'$). La tangente de pérdida ($\tan \delta$) es una medida de la capacidad del material para generar calor.

En la tabla 4.6 aparecen algunos valores de estas propiedades. En la 4.7 se muestran el resultado de la aplicación de un modelo de distribución de fase binaria para predecir las constantes dieléctricas y de pérdidas para dos materiales (Mudgett, 1990).

Una pieza grande de metal es opaca a las microondas; sin embargo, pequeñas tirillas metálicas actúan como resistencias bajo la acción de MO y se calientan muy rápido. Un plástico metalizado, que tiene pequeñas zonas de metal se calienta rápidamente; los plásticos y el vidrio son prácticamente transparentes a las MO.

TABLA 4.6 PROPIEDADES DIELECTRICAS DE ALIMENTOS Y ALGUNOS MATERIALES A 2450 MHZ

Material	Temperatura (°C)	$\kappa' \tan \delta$	$\tan (\delta)$
Carne de res cruda	-15	5.0	0.15
	25	40	0.30
Carne de res asada	23	28	0.20
Carne de cerdo cruda	-15	6.8	1.20
Carne de cerdo asada	35	23.0	2.40
Papas (hervidas)	-15	4.5	0.20
	23	38.0	0.30
Espinacas hervidas	-15	13.0	0.50
	23	34.0	0.80
Pyrex	25	4.80	0.0054
Agua	1.5	80.5	0.31
	25	76.7	0.15
NaCl 0.1 M	25	75.5	0.24

Fuente: Toledo, 1991.

TABLA 4.7 VALORES DE CONSTANTE DIELECTRICA Y FACTOR DE PÉRDIDA PARA CARNE DE RES Y PAPA

Producto	Humedad (%)	Sales (M)	Temperatura (°C)	915 MHz		2450MHz	
				κ'	κ''	κ'	κ''
Carne de res magra	75	0.15	0	70.7	19.9	67.6	20.4
			25	63.6	28.8	62.7	17.5
			50	56.3	40.9	56.1	18.7
			75	49.0	49.0	48.9	22.5
			100	41.6	73.0	41.5	28.1
	50	0.23	0	52.3	19.4	50.0	16.7
			25	47.1	29.8	46.4	16.1
			50	41.8	43.2	41.6	18.7
			75	36.3	59.5	36.3	23.5
			100	30.9	78.6	30.9	30.0
	20	0.56	0	24.7	17.4	23.7	10.8
			25	22.3	28.4	22.1	12.9
			50	19.9	41.7	19.8	16.9
			75	17.4	58.8	17.4	22.7
			100	15.0	80.8	15.0	30.6
Papa	80	0.10	0	74.5	16.2	71.2	19.7
			25	67.1	21.5	66.1	15.2
			50	59.4	29.7	59.2	14.7
			75	51.7	39.9	51.6	16.7
			100	43.9	51.9	43.9	20.2
	50	0.16	0	52.7	15.4	50.4	15.3
			25	47.5	22.4	46.9	13.4
			50	42.2	31.9	42.0	14.5
			75	36.8	43.5	36.7	17.6
			100	31.3	57.0	31.3	22.0
	20	0.40	0	25.2	13.7	24.2	9.5
			25	22.8	22.0	22.5	10.6
			50	20.4	32.3	20.3	13.4
			75	17.9	45.5	17.9	17.5
			100	15.4	60.7	15.4	23.1

Fuente: Mudgett, 1990

En un horno MO el fabricante usualmente reporta la frecuencia y la potencia de la unidad. La eficiencia de calentamiento es función de la cantidad de material que se vaya a calentar; así, si el tamaño de la muestra es grande, la ecuación (47) deja de cumplirse pues la potencia del equipo es la que limita la rata de absorción de energía. El q/V máximo se puede hallar disminuyendo paulatinamente la cantidad de alimento a calentar hasta que no se midan incrementos de esta cantidad.

Cuando la potencia es la limitante en una unidad de MO, el calentamiento relativo de dos componentes de un alimento es diferente. La velocidad relativa de calentamiento es:

$$\frac{dT_1}{dT_2} = \frac{\rho_2 \kappa_1' \tan \delta_1 C_{p2}}{\rho_1 \kappa_2' \tan \delta_2 C_{p1}} \quad (48)$$

Ejemplo 4.14

Si se calientan papas de 80% de humedad conjuntamente con carne de res del 75% de humedad a 25°C, cuales son las velocidades relativas de calentamiento de estos productos. La papa tiene un calor específico de 3720 J/Kg K y una densidad de 1010 Kg/m³; esas propiedades para la carne son 3250J/Kg K y 1004Kg/m³; el horno opera a 2450 MHz.

De la tabla 4.7 se tiene:

$\kappa' = 66.1$; $\kappa'' = 15.2$, para la papa. $\kappa' = 62.7$; $\kappa'' = 17.5$, para la carne

Usando la ecuación (48). El subíndice 2 es la carne.

$$\frac{dT_1}{dT_2} = \frac{\rho_2 \kappa_1' \tan \delta_1 C_{p2}}{\rho_1 \kappa_2' \tan \delta_2 C_{p1}} = \frac{1004 (66.1) \tan (15.2/66.1) (3250)}{1010 (62.7) (\tan (17.5/62.7)) (3720)} = \frac{49597600}{67513282} = 0.735$$

Luego, la papa se calienta más lentamente.

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
<i>a</i>	Absorbancia	Adimensional
<i>A</i>	Area de transferencia de calor	m ²
<i>B_λ</i>	Función de distribución de energía de un cuerpo negro	W/m ² s
<i>C_p</i>	Calor específico	KJ/Kg°C
<i>D</i>	Diámetro de tubería o dimensión característica	m
<i>D_i</i>	Diámetro interior	m
<i>D_a</i>	Diámetro del agitador	m
<i>D_s</i>	Diámetro de eje	m
<i>e</i>	Constante dieléctrica	Adimensional
<i>e''</i>	Const. Dieléctrica * tan δ	Adimensional
<i>F₁₋₂</i>	Factor de forma para área 2	Adimensional
\bar{F}	Factor de forma efectivo	Adimensional
<i>g</i>	Aceleración de la gravedad	9.8 m/s ²
<i>h</i>	Coefficiente de transferencia de calor superficial(ctcs)	W /m ² °C
<i>h_a</i>	Ctcs para una diferencia aritmética de temperaturas	W /m ² °C
<i>h_L</i>	Ctcs para una diferencia logarítmica de temperaturas	W /m ² °C
<i>H</i>	Entalpía	Julios : J
<i>k</i>	Conductividad térmica	W/m°C
<i>K_m, K_m['], γ_m</i>	Constantes reológicas evaluadas a temperatura media	$\frac{N \cdot s^n}{m^2}$
<i>K_p, K_p['], γ_p</i>	Constantes reológicas evaluadas a temperatura media de pared	$\frac{N \cdot s^n}{m^2}$
<i>L</i>	Longitud	m
<i>m</i>	Masa	Kg
\dot{m}	Rata másica	Kg/s
<i>N</i>	Velocidad de giro de agitación	Rev/s
$Bi = \frac{hD}{k}$	Número de Biot	Adimensional
$Gr = L^3 \rho^2 g \beta \Delta T / \mu^2$	Número de Grashof	Adimensional
$Gz = \dot{m} c_p / kL$	Número de Graetz	Adimensional
$\frac{Nu}{Pr} = \frac{hD}{\mu c_p} / \frac{k}{k}$	Número de Nusselt	Adimensional
	Número de Prandtl	Adimensional
$Re = Du \rho / \mu$	Número de Reynolds	Adimensional
<i>P</i>	Presión	Pa
\dot{q}	Calor ganado o perdido	J
<i>q</i>	Velocidad de transferencia de calor	W

Símbolo	Propiedad	Unidades
R	Reflectancia	
R	Radio	m
R	Resistencia térmica	°C/W
S	Distancia entre dos objetos	m
T	Temperatura	
T_1, T_2	Temperatura del fluido o cuerpo calefactor o enfriador	
T_∞	Temperatura de un fluido	°C ó °K
T_p	Temperatura superficial o temperatura de película	°C ó °K
T_{mi}	Temperatura media inicial de un fluido	
T_{mf}	Temperatura media final de un fluido	
ΔT	Cambio en la temperatura	°C ó °K
$\Delta T_a = T_p - \frac{(T_{mi} - T_{mf})}{2}$	Diferencia de temperatura aritmética	°C ó °K
T	Transmitancia	Adimensional
T	Tiempo	s
U	Velocidad de un fluido	m/s
V	Volumen	m ³
V	Velocidad axial de flujo	m/s
X	Espesor	m

Símbolos Griegos		
α	Difusividad térmica	m ² /s
$\delta = \frac{3n'+1}{4n'}$	Constante reológica	Adimensional
Δ	Incremento de	-
ε	Emisividad	Adimensional
ϕ	Angulo sólido	Estereoradianes
λ	Longitud de onda	m
ρ	Densidad	Kg/m ³
σ	Constante de Stefan-Boltzman	W/m ² (°K) ⁴
θ	Angulo entre dirección particular y normal a una superficie	Radianes
χ	Tan χ es el factor dieléctrico de pérdida	Adimensional
μ	Viscosidad	Pa.s
μ_m	Viscosidad a la temperatura media	Pa.s
μ_p	Viscosidad a la temperatura de pared	Pa.s

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- CHARM, S. *The fundamentals of food engineering*: 3ª Edición. Avi Publishing Co. Westport, 1981
- DINCER, I. *Heat transfer in food cooling applications*. Taylor and Francis Publishers, Washington, 1997.
- GEANKOPLIS, C. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Editorial Continental, México, 1982.
- KAREL, M., FENNEMA, O., LUND, D. *Principles of food science*. Marcel Dekker Inc. New York, 1975.
- MUDGETT, R. *Developments in microwave food processing*, en *Biotechnology and food process engineering*. Sshwartzenberg y Rao (Editores). Marcel Dekker Inc. New York, 1990
- PERRY, R; CHILTON, C., *Chemical Engineers. Handbook*. McGraw - Hill Kogakusha, Ltd. Tokyo, 1973.
- SINGH, R.; HELDMAN, D. *Introduction to food engineering*. Academic press Inc. San Diego, 1984.
- TOLEDO, R., *Fundamentals of food process engineering*. 2ª Edición. Chapman & Hall, New York, 1991.

C A P Í T U L O 5

T R A N S F E R E N C I A D E C A L O R E N E S T A D O I N E S T A B L E

Hasta ahora se han estudiado situaciones en las que tanto la temperatura como el flujo de calor en todo punto eran constantes al transcurrir el tiempo. En los ejercicios que se han resuelto se consideraron paredes, tuberías, materiales sólidos de distinta geometría sin tener en cuenta lo que sucedía mientras se estaban calentando o enfriando hasta alcanzar el estado estable de flujo de energía térmica.

Cuando se cocina una hamburguesa o un embutido, se esteriliza una lata de conserva o se refrigera un trozo de carne pasa un tiempo antes de tener una estabilización de las temperaturas del alimento en todos sus puntos; estas situaciones tienen en común que se sumerge súbitamente el alimento en medio de un fluido que lo calienta o enfría. La forma de evaluar la "historia" en el tiempo de tal proceso, que dependerá de las condiciones iniciales del alimento y fluido, es lo que se describe a continuación.

5.1 ECUACIÓN GENERAL DE CONDUCCIÓN DE CALOR EN ESTADO INESTABLE

Cuando un sólido de temperatura uniforme se sumerge en un fluido de temperatura diferente aparece en él un perfil de temperatura variable en el tiempo.

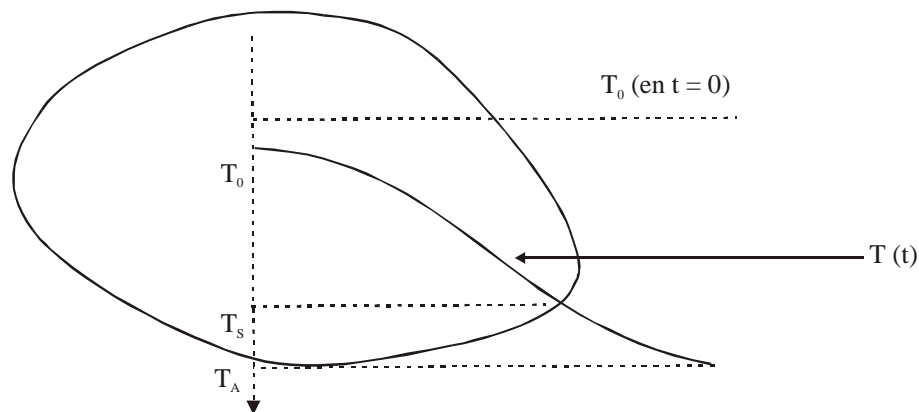


FIGURA 5.1. PERFIL DE TEMPERATURA EN UN CUERPO SUMERGIDO EN UN MEDIO FRÍO

La transferencia de calor desde el sólido hacia el fluido está dada por:

$$Q = hA(T_s - T_A) \quad (1)$$

Donde Q es la rata de flujo, A el área de la superficie del sólido, T_s y T_A las temperaturas de la superficie del sólido y el medio refrigerante respectivamente, y h el coeficiente superficial de transferencia de calor.

La evolución de la temperatura con el tiempo, $T(\text{posición}, t)$, es la solución de la ecuación diferencial

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{k}{\rho c_p} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right) = \alpha \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right) \quad (2)$$

para una dimensión.

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) \quad (3)$$

para tres dimensiones, coordenadas cartesianas

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{m}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (4)$$

para coordenadas esféricas.

En (4), α es la difusividad térmica del material, T la temperatura, t el tiempo, r es una coordenada y m puede ser 0, 1 ó 2 según se trate de una placa plana, cilindro o esfera respectivamente.

La solución analítica de las ecuaciones anteriores depende de la importancia relativa de las resistencias interna y externa al flujo de calor.

$$\frac{\text{Resistencia interna}}{\text{Resistencia externa}} = \frac{D/k}{1/h} = \frac{hD}{k} = Bi \quad (5)$$

k es la conductividad térmica del cuerpo y D una dimensión característica (el radio para una esfera). Esta relación, denominada Número de Biot, indica, para valores superiores a 100, una resistencia externa despreciable, mientras que, para valores menores de 0.1, una resistencia interna mínima. Un Bi entre 0.1 y 100 implica órdenes de magnitud semejantes para ambas resistencias.

5.2 RESISTENCIA INTERNA CONDUCTIVA A LA TRANSFERENCIA DE CALOR
DESPRECIABLE ($Bi < 0.1$)

La situación de resistencia interna mínima aparece cuando se calientan o enfrían materiales de alta conductividad térmica como los metales en fluidos bien agitados. En este caso el balance térmico en un diferencial de tiempo es:

$$hA(T_A - T) = \rho V c_p \frac{dT}{dt} \quad (6)$$

Que se resuelve

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \frac{T_A - T}{T_A - T_0} = \exp(-hA/\rho c_p V)t \quad (7)$$

En las ecuaciones (6) y (7), T_A es la temperatura inicial del cuerpo sumergido en el fluido, T es la temperatura del cuerpo en el tiempo t (que no depende de la coordenada espacial pues en un cuerpo de alta conductividad térmica todos sus puntos estarán a una misma temperatura en un tiempo dado), ρ la densidad, V el volumen y c_p el calor específico medio del cuerpo.

Ejemplo 5.1

Calcular la temperatura de un jugo de tomate (densidad 980 Kg/m^3) que se calienta en una marmita hemiesférica luego de cinco minutos de calentamiento, si su temperatura inicial fue de 20°C . La temperatura de la superficie de la marmita es de 90°C , su radio 0.5m y el coeficiente convectivo $5000 \text{ W/m}^2\text{C}$. El calor específico del jugo de tomate puede considerarse constante durante el calentamiento e igual a $3.95 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$.

$$\frac{T_A - T}{T_A - T_0} = \frac{90^\circ\text{C} - T}{90^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}} = \exp(-hA/\rho c_p V)t$$

$$T = 83.3^\circ\text{C} = \exp\left[-\frac{5000 \text{ W/m}^2\text{C}(11.57 \text{ m}^2)}{980 \text{ Kg/m}^3(3950 \text{ J/Kg}^\circ\text{C})(0.26 \text{ m}^3)}\right]^{300 \text{ s}}$$

$$T = 83.3^\circ\text{C}$$

Los valores de área y volumen son los de media esfera de radio 0.5 m

5.3 RESISTENCIA CONVECTIVA SUPERFICIAL DESPRECIABLE (BI > 100)

Para una placa infinita:

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2}{\beta_n} (-1)^{n+1} \cos\left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \exp\left(-\beta_n^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right) \quad (8)$$

donde D es el semiespesor de la placa y r es la distancia de un punto medida desde el eje central

$$\beta_n = (2n - 1) (\pi/2) \quad (9)$$

Para un cilindro infinito:

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2}{\beta_n J_1(\beta_n)} J_0\left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \exp\left(-\beta_n^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right) \quad (10)$$

donde D es el radio del cilindro y r es la distancia de un punto medida desde el eje central

$$J_0(\beta_n) = 0 \quad (11)$$

Para una esfera:

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \sum_{n=1}^{\infty} 2(-1)^{n+1} \left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \text{Sen}\left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \exp\left(-\beta_n^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right) \quad (12)$$

donde D es el radio de la esfera y r es la distancia de un punto medida desde su centro.

$$\beta_n = n\pi \quad (13)$$

5.4 RESISTENCIAS CONVECTIVA Y CONDUCTIVAS FINITAS ($0.1 < Bi < 100$)

Para una placa infinita

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \operatorname{sen}(\beta_n)}{\beta_n + \operatorname{sen} \beta_n \cos \beta_n} \cos\left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \exp\left(-\beta_n^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right) \quad (14)$$

β_n es la raíz de la ecuación

$$\beta_n \tan \beta_n = hD/k \quad (15)$$

En casos prácticos que cumplan que $Fo \geq 2$ puede simplificarse la expresión anterior tomando sólo el primer término de la sumatoria (aproximación de primer término). Su resultado es:

$$\theta = A_1 B_1 C_1 \quad (14-a)$$

Con:

$$A_1 = \frac{2 \operatorname{sen}(\beta_1)}{\beta_1 + \operatorname{sen} \beta_1 \cos \beta_1}; \quad B_1 = \exp\left(-\beta_1^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right); \quad C_1 = \cos\left(\frac{\beta_1 r}{D}\right) \quad (14-b)$$

Cuando se trata del centro térmico de la placa $C_1 = 1$

Para un cilindro infinito:

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2(\operatorname{sen} \beta_n - \beta_n \cos \beta_n)}{\beta_n - \operatorname{sen} \beta_n \cos \beta_n} J_0\left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \exp\left(-\beta_n^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right) \quad (16)$$

donde D es el radio del cilindro y r es la distancia de un punto medida desde el eje central

$$J_0(\beta_n) = 0 \quad (17)$$

Para una esfera:

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \operatorname{sen} \beta_n - \beta_n \cos \beta_n}{\beta_n - \operatorname{sen} \beta_n \cos \beta_n} \left(\frac{\beta_n r}{D}\right) \exp\left(-\beta_n^2 \frac{\alpha t}{D^2}\right) \quad (18)$$

β_n es la raíz de la ecuación

$$\beta_n \cot \beta_n = 1 - hD/k \quad (19)$$

La ecuación (18), para el centro de la esfera se puede expresar como (Gordon y Thorne, 1990):

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{2Bi\beta_n}{(\beta_n^2 + Bi^2 - Bi) \text{Sen } \beta_n} \exp(-\beta_n^2 F_o) \right] \quad (20)$$

Donde,

$$F_o = \frac{\alpha t}{D^2} = \text{Número de Fourier}, \quad \theta = \frac{T_c - T_A}{T_0 - T_A} \quad \text{y, } \beta_n \text{ la raíz de la ecuación}$$

$$\beta_n \cot \beta_n = 1 - Bi \quad (21)$$

La forma de solucionar analíticamente las ecuaciones (3) y (4) que dan lugar a las ecuaciones mostradas acá, se pueden consultar en varias referencias (Kakac y Yener, 1993; Bayazitoglu y Ozisik, 1988).

Ejemplo 5.2

Una placa de concentrado espumado de café de 30 mm de espesor (conductividad térmica 0.75 W/mK, calor específico de 1600 J/Kg K, densidad de 250 Kg/m³) está a una temperatura inicial de -2°C. La placa se coloca en un congelador de banda que opera a una temperatura media de -40°C. Calcular el tiempo para que la temperatura del centro de la placa llegue a -35°C si el coeficiente de transferencia de calor es de 80 W/m K. Asuma que no hay variación de las propiedades termofísicas con la temperatura).

$$Bi = hD/k = (80)(.015)/0.75 = 1.6$$

$$\alpha = k/(\rho c_p) = (0.75)/(250)(1600) = 1.875 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \frac{(-35) - (-40)}{(-2) - (-40)} = 0.132$$

La ec. 15:

$\beta_n \tan \beta_n = hD/k = 1.6$, resuelta por tanteo y error o usando el software apropiado para esta ecuación trascendente da como solución para la aproximación con el primer término (n = 1):

$$\beta_1 = 1.01$$

Aplicando las ecuaciones 14-a y 14-b:

$$\theta = A_1 B_1 C_1 = 0.132$$

$$A_1 = \frac{2 \operatorname{sen}(1.01)}{1.01 + \operatorname{sen}(1.01) \cos(1.01)} = 1.168;$$

$$B_1 = \exp\left(-1.01^2 \frac{1.875 \times 10^{-6} t}{0.015^2}\right) = \exp(-0.0085 t);$$

$$C_1 = \cos\left(\frac{1.01 x_0}{0.015}\right) = 1$$

$$(0.132 / 1.168) = \exp(-0.0085 t) \rightarrow -2.180 = -0.0085 t \rightarrow t = 256.45 \text{ s } \text{ ó } 4.27 \text{ min}$$

5.5 MÉTODO GRÁFICO PARA PROBLEMAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR NO ESTACIONARIO

Debido a la complejidad de estas soluciones se utilizan cartas basadas en soluciones numéricas de la ecuación de conducción en diferentes condiciones de frontera (Gurney y Lurie, 1923; Heissler, 1947; 1965; Clary y otros, 1971). En todas las expresiones, D es una dimensión característica que ubica al punto que se desea analizar desde la superficie hacia el centro del objeto sumergido, t es el tiempo y α la difusividad térmica del objeto. Las gráficas mencionadas son del tipo de las de las figuras 5.2, 5.3 y 5.4, que se usan para conocer la temperatura del centro del cuerpo sumergido en el fluido en un tiempo t .

En las figuras mencionadas el eje y u ordenada es:

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \frac{T_A - T}{T_A - T_0} \quad (22)$$

El eje x o abscisa es el:

$$Fo = \frac{k}{\rho c_p} \left(\frac{t}{D^2} \right) = \alpha \left(\frac{t}{D^2} \right)$$

Las líneas paramétricas (señaladas por las m) de las gráficas son el inverso del Número de Biot; el n es la relación r/D .

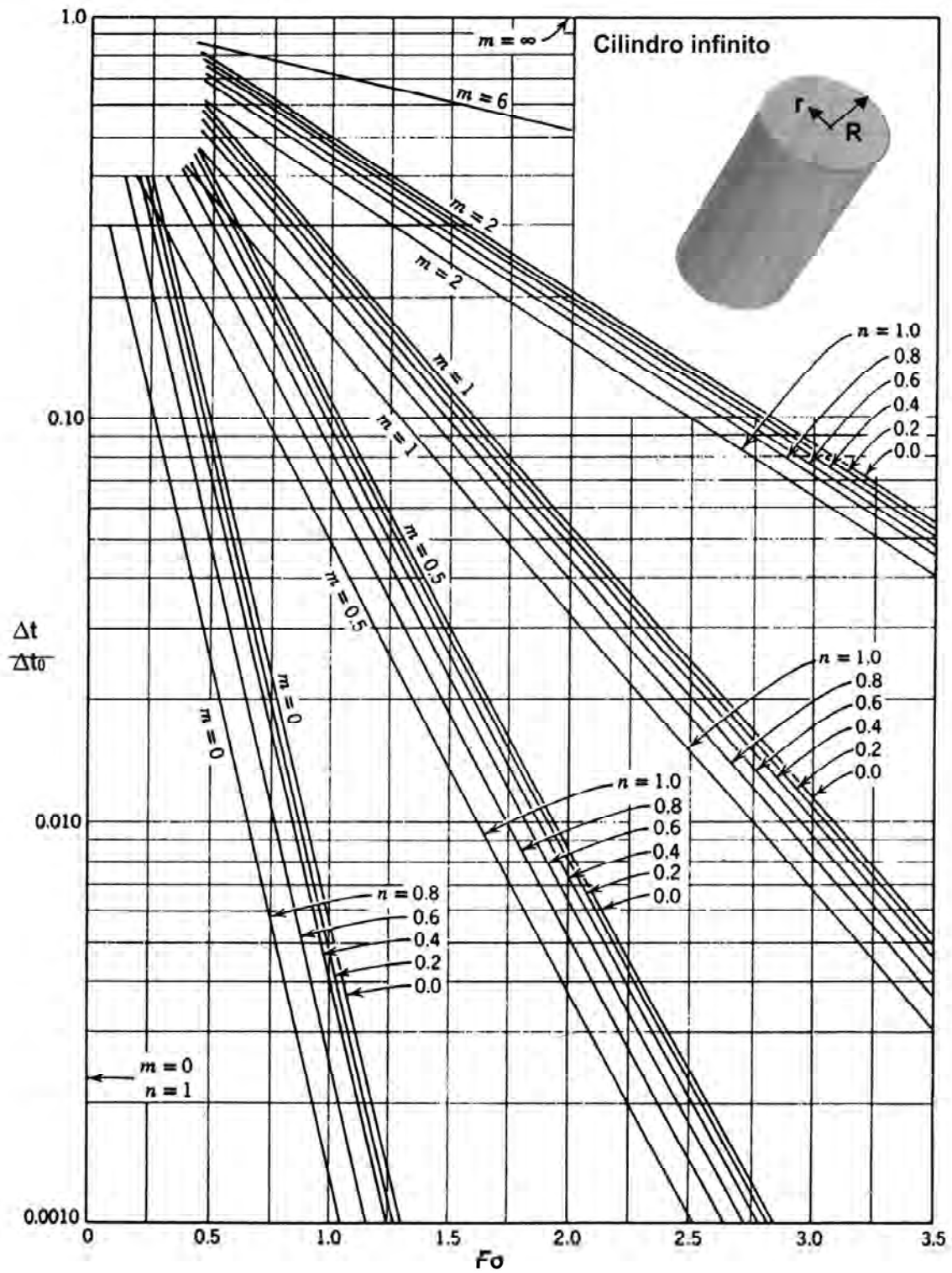


FIGURA 5.2 CONDUCCIÓN DE CALOR EN ESTADO INESTABLE EN UN CILINDRO LARGO SEGÚN GURNEY, LOURY. IND. ENG. CHEM, 15, 1170 (1923)

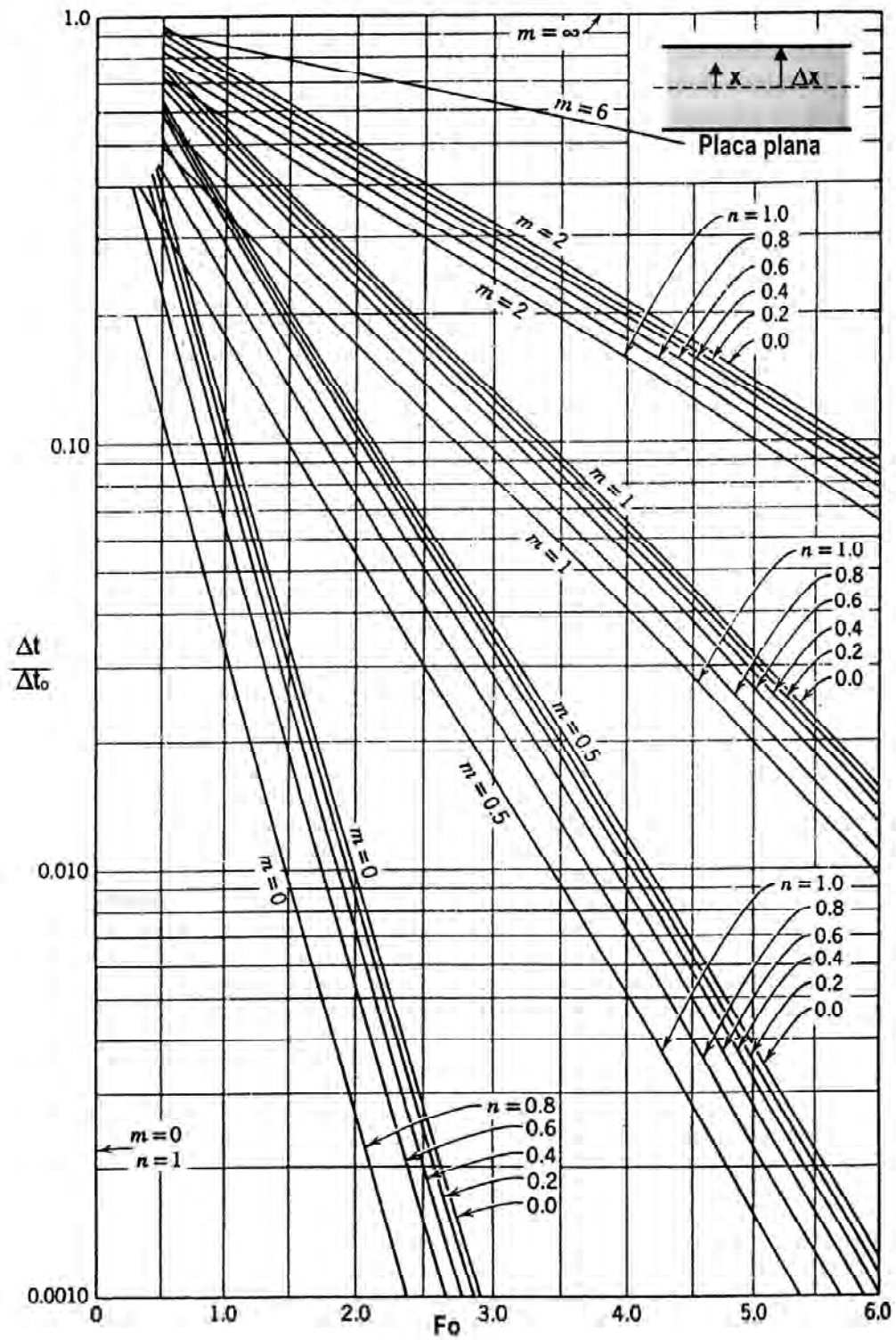


FIGURA 5.3 CONDUCCIÓN DE CALOR EN ESTADO INESTABLE EN UNA PLACA PLANA GRANDE SEGÚN GURNEY, LOURY. IND. ENG. CHEM, 15, 1170 (1923)

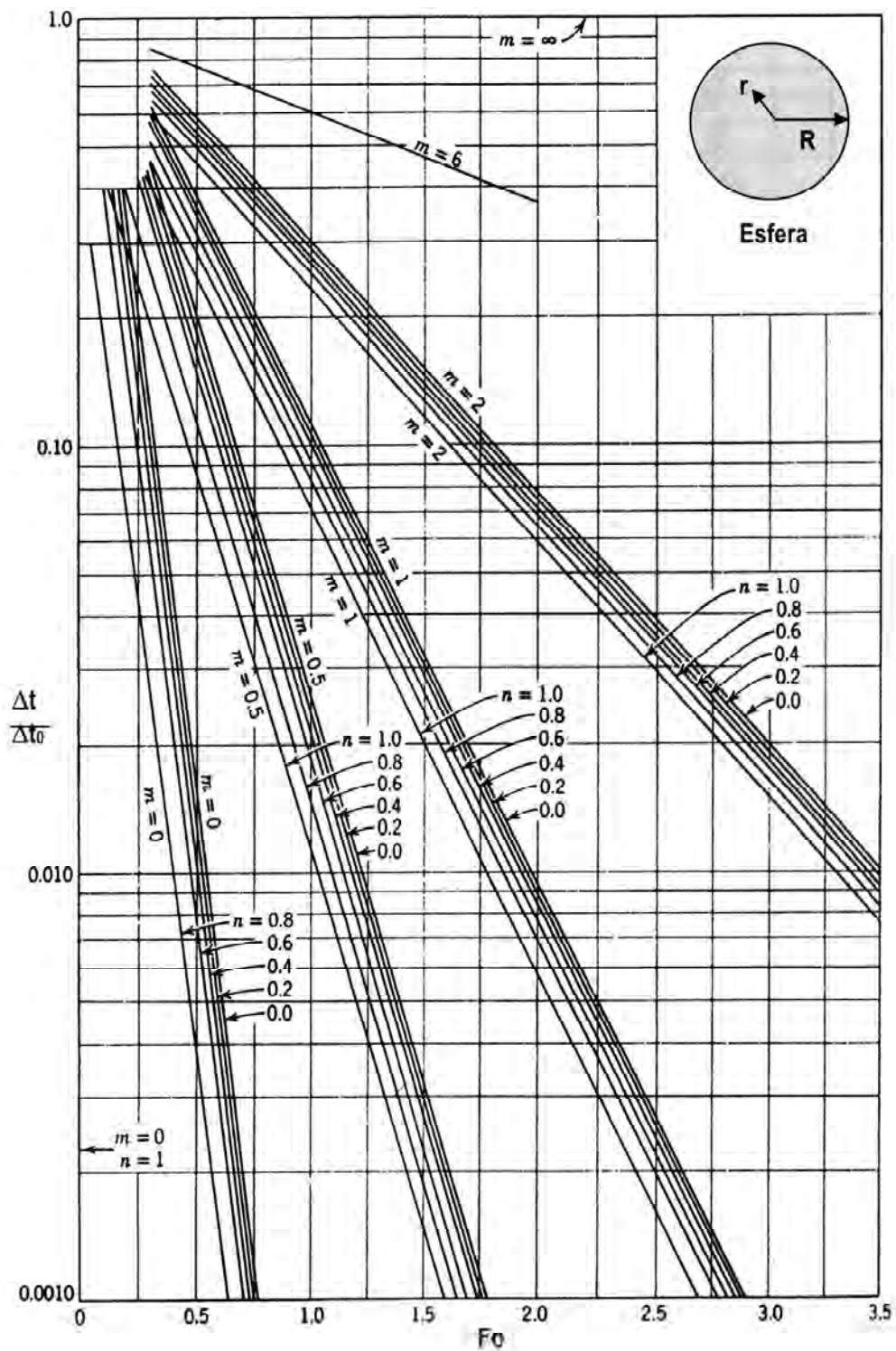


FIGURA 5.4 CONDUCCIÓN DE CALOR EN ESTADO INESTABLE EN UNA ESFERA SEGÚN GURNEY, LOURY. IND. ENG. CHEM, 15, 1170 (1923)

Ejemplo 5.3

Estimar la temperatura del centro geométrico de un alimento enlatado que se sumergió en agua a 100°C por 30 minutos. La lata es de 303x406; su temperatura inicial fue de 35°C. Asumir que hay solamente transferencia de calor por conducción. Las propiedades medias para el rango de temperaturas considerado son:

$$k = 0.34 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$c_p = 3500 \text{ J / Kg } ^\circ\text{C}$$

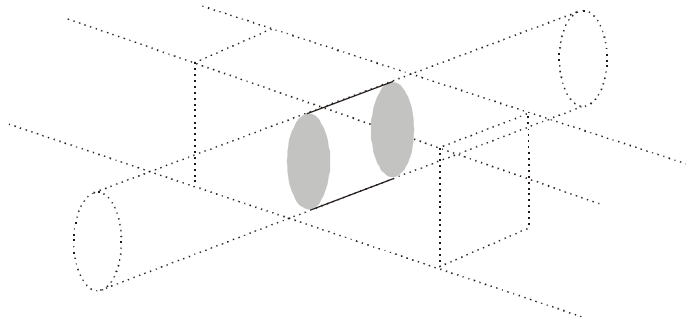
$$\rho = 900 \text{ Kg / m}^3$$

$$h = 2000 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dimensiones de la lata: 3 $\frac{3}{16}$ pulgada de diámetro = 0.081 m

4 $\frac{6}{16}$ pulgada = 0.11 m

Se considerará la lata como una combinación de un cilindro y plano infinito:



Para un cilindro infinito

$$Bi = \frac{2000 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} (0.0405 \text{ m})}{0.34 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} = 238$$

$$\frac{1}{Bi} = Bi^{-1} = 0.004$$

$$Fo = \frac{k}{\rho c_p} \left(\frac{t}{D^2} \right) = \alpha \left(\frac{t}{D^2} \right)$$

$$Fo = \frac{0.34 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{900 \text{ Kg / m}^3 (3500 \text{ J / Kg } ^\circ\text{C})} \left(\frac{1800 \text{ s}}{(0.0405 \text{ m})^2} \right) = 0.118$$

Leyendo para estos valores en la figura 5.2

$$\theta = 0.8 \text{ (Para el cilindro) } = A$$

Repitiendo el procedimiento para el plano infinito.

$$Bi = \frac{2000 \text{ W / m}^2 \text{ }^\circ\text{C} (0.055 \text{ m})}{0.34 \text{ W / m}^\circ\text{C}} = 323.5$$

$$\frac{1}{Bi} = Bi^{-1} = 0.003$$

$$Fo = \frac{0.34 \text{ W / m}^\circ\text{C}}{900 \text{ Kg / m}^3 (3500 \text{ J / Kg }^\circ\text{C})} \left(\frac{1800 \text{ s}}{(0.055 \text{ m})^2} \right) = 0.064$$

En la figura 5.3 ($n = 0$, $m = 0.003$)

$$\theta = 0.99 \text{ (Para el plano)} = B$$

Para la combinación de cilindro y plano (Lata real) se multiplican las lecturas en Y de ambas geometrías:

$$\begin{aligned} \theta_{\text{lata}} &= \text{Cilindro} * \text{Plano} \\ &= A * B \\ \theta &= 0.8 * 0.99 = 0.792 \end{aligned}$$

Despejando T, se tiene que su valor es de 44.8 °C

Ejemplo: 5.4

Supóngase que la fruta descrita en ejemplo 4.9 es un limón, que la temperatura superficial de 30°C es la inicial de un proceso de enfriamiento con aire. Encontrar el tiempo en el que la temperatura en el centro del limón alcanza 20°C, suponiendo que el coeficiente superficial de transferencia de calor se mantiene constante e igual al hallado en el ejemplo mencionado.

$$\text{Para un limón: } k = 0.415 \text{ W / m}^2 \text{ }^\circ\text{C} \quad c_p = 3850 \text{ J / Kg }^\circ\text{C} \quad \rho = 1100 \text{ Kg / m}^3$$

El coeficiente convectivo hallado en el ejemplo 4.9 fue:

$$h = 53.7 \text{ W / m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Bi = \frac{53.7W / m^2 \cdot C(0.04m)}{0.415 / m \cdot C} = 5.18$$

$$\frac{1}{Bi} = Bi^{-1} = 0.19$$

$$\theta = \frac{T_A - T}{T_A - T_0} = \frac{30^\circ - 20^\circ}{10^\circ - 30^\circ} = 0.5$$

Para $n = 0$, $m = 0.19$, y $Y = 0.5$, en la figura 5.4 se lee el valor de X .

$$X = 0.15 = Fo$$

$$Fo = \frac{0.415W / m \cdot C}{1100Kg / m^3 (3850J / Kg \cdot C)} \left(\frac{t}{(0.02m)^2} \right) = 2.45 \times 10^{-4} t$$

$$t = 612 \quad s = 10.2 \text{ min}$$

5.6 ECUACIONES SIMPLIFICADAS PARA ESTADO INESTABLE

El método gráfico es útil para obtener soluciones aproximadas; sin embargo su precisión depende de la escala, de las habilidades personales de quien las usa y de la utilización de valores apropiados para el coeficiente convectivo y las propiedades como conductividad térmica, densidad y calor específico (Geankoplis, 1982).

Se han desarrollado ecuaciones más sencillas que las descritas por las ecuaciones (14), (16) y (18) cuyos errores respecto de las soluciones rigurosas son insignificantes -menores del 0.086% (Ramaswamy, 1982)-.

Luego de un intervalo de tiempo tal que $Fo > 0.2$, y que para el CENTRO de un plano o cilindro infinitos y para una esfera se cumple:

$$\theta = R \text{Exp}(-S Fo) \tag{23}$$

Para, $0.02 < Bi < 200$ y $Fo > 0.2$

Donde

Plano infinito:

$$R = 0.1138 \arctan (Bi) + 0.1111 \arctan (Bi/3) - 0.05142 \arctan(Bi/7) + 1.0016 \quad (24)$$

$$S = 2.0738Bi/(Bi+2) + 0.2795 \arctan(Bi/3) - 0.02915 \arctan (5Bi) + 0.001171 \quad (25)$$

Esfera

$$R = 0.456Bi/(Bi+2) - 0.9897Bi/(Bi+4) + 0.03884Arctan (Bi/2) + 0.937Arctan (Bi/3) + 0.9992 \quad (26)$$

$$S = 4.0704Bi/(Bi+2) + 3.5560Arctan (Bi/3) + 0.1781Arctan (Bi/8) - 0.04036Arctan (7Bi) + 0.02262 \quad (27)$$

Cilindro infinito

$$R = 0.411 \arctan (Bi/2) + 0.007242 \arctan (11Bi) - 0.1021 Bi (Bi + 11) + 0.9984 \quad (28)$$

$$S = 4.1093 Bi/(Bi+2) + 1.2365\arctan (Bi/3) - 0.1641\arctan (2Bi) - 0.007762 \quad (29)$$

Los argumentos de las funciones trigonométricas de las anteriores ecuaciones deben estar en radianes.

Ejemplo 5.5

Resolver el ejemplo 2 con las ecuaciones 23, 24 y 25

$$Bi = hD/k = (80)(0.015)/0.75 = 1.6$$

$$\alpha = k/(\rho c_p) = (0.75)/(250)(1600) = 1.875 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\theta = \frac{T - T_A}{T_0 - T_A} = \frac{(-35) - (-40)}{(-2) - (-40)} = 0.132$$

$$R = 0.1138 \arctan (1.6) + 0.1111 \arctan (1.6/3) - 0.05142\arctan (1.6/7) + 1.0016 = 1.1597$$

$$S = 2,0738*(1,6)/(1,6+2) + 0,2795*\arctan (1,6/3) - 0,02915*\arctan(5*1,6) + 0,001171 = 1.0176$$

$$\theta = R \text{Exp} (- S Fo) = 1.1597*\exp (-1.0176*1.875*10^{-6} (t)/0.015^2) = 0.132$$

$$-2.17 = -0.00848 t \rightarrow t = 255.9 \text{ s } \text{ ó } 4.26 \text{ min}$$

NOTACION

A	Área de transferencia de calor (m^2)
Bi	Número de Biot
c_p	Calor específico (J/KgK)
D	Dimensión característica - R para una esfera- (m)
$F_o = \frac{\alpha t}{R^2}$	Número de Fourier
h	Coeficiente superficial de transferencia de calor (W/m^2K)
Q	Flujo de calor (W)
r	Coordenada espacial (m)
R	Parámetro adimensional de la ecuación 22
R_e	Radio equivalente de un elipsoide (m)
S	Parámetro adimensional de la ecuación 22
T	Temperatura del cuerpo ($^{\circ}C$ o K)
T_A	Temperatura del medio de enfriamiento ($^{\circ}C$ o K)
T_c	Temperatura del centro del cuerpo sometido a enfriamiento ($^{\circ}C$ o K)
T_0	Temperatura inicial del centro del cuerpo sometido a enfriamiento ($^{\circ}C$ o K)
T_f	Temperatura final del centro del cuerpo sometido a enfriamiento ($^{\circ}C$ o K)
T_s	Temperatura superficial del cuerpo sometido a enfriamiento ($^{\circ}C$ o K)
V	Volumen (m^3)
α	Difusividad térmica (m^2/s)
β_n	Raíz de las ecuaciones (9), (13), (15), (19) ó (21)
ρ	Densidad (Kg/m^3)
$\theta = \frac{T_c - T_A}{T_0 - T_A}$	Relación adimensional de temperatura

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BAYAZITOGLU, Y., OZISIK, M., *Elements of heat transfer*, McGraw Hill, New York, 1988.

CLARY, B. L., NELSON, G.L. y SMITH, R.E. *The application of geometry analysis technique in determining the heat transfer rates in biological materials*. Trans A.S.A.E., 14 (3): 586.

GEANKOPLIS, C. J., *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Editorial Continental, México, 1982.

GURNEY, H.P., LURIE, J. *Charts for estimating temperature distributions in heating and cooling solid shapes.* Ind. Eng. Chem. 15 : 1170, 1923

HEISLER, M.P. *Temperature charts for induction and constant temperature heating.* Trans. ASME, 69: 227, 1947

KAKAC, S., YENER, Y., *Heat conduction,* Taylor y Francis, Washington DC, 1993

RAHMAN, S. *Food properties handbook,* CRC Press, Boca ratón, 1995

RAMASWAMY, H.S., Lo, K., TUNG, A. *Simplified equations for transient temperatures in conductive foods with convective heat transfer at the surface.* Journal of food science, 47, 2042, 1982.

C A P Í T U L O 6

A P L I C A C I Ó N D E L C A L O R A L O S A L I M E N T O S

6.1 C O C I N A D O

Su objetivo es hacer mas palatable el alimento. Puede hacerse con calor seco (temperaturas mayores a 100°C) como en el horneado y el tostado; con calor húmedo o al vapor y mediante aceites calientes o freidura.

Se considera un método de preservación pues los alimentos cocidos y no recontaminados duran mas que los crudos pues al cocinar se reducen los microorganismos y se inactivan las enzimas, se reducen además las toxinas, se aumenta la digestibilidad del alimento, y se alcanzan texturas, colores y sabores deseables.

6.2 E S C A L D A D O

Es un tratamiento térmico entre 95° y 199°C que dura varios minutos, y se aplica a sistemas tisulares como etapa previa a otras operaciones como la congelación, enlatado, liofilización o secado. Previa a la congelación se busca la destrucción de enzimas que afectan el color, sabor y contenido vitamínico. Hay dos enzimas ampliamente distribuidas en diversas plantas que son resistentes al calor: la peroxidasa y la catalasa. La medida de su ausencia de actividad se usa normalmente como indicador de la efectividad del escaldado. Así se han determinado valores para tiempo de escaldado, a saber:

TABLA 6.1 TIEMPOS DE ESCALDADO DE VEGETALES ANTES DE CONGELACIÓN

Producto	Tiempo de escaldado (min) con agua a 100°C
Espárragos	2-4 (según tamaño)
Alverjas	1-4 (según tamaño)
Maíz y brócoli	2
Espinacas	1.5
Judías	1 a 1 y ½

Fuente: Lund, 1975

El escaldado puede hacerse con agua, vapor, aire caliente o microondas. Para frutas se usan a veces salmueras con sales de calcio que les proporcionan mayor dureza por la formación de pectatos de calcio.

En la liofilización se acostumbra escaldar previamente el alimento para que, además de la inactivación enzimática y reducción de la carga microbiana descritas, se facilite la rehidratación. Antes de enlatar se escalda para remover gases (especialmente oxígeno disuelto), inactivar enzimas, y limpiar y aumentar la temperatura de los tejidos.

Los inconvenientes que ocasiona el escaldado son los altos consumos de vapor (1 ton/ton de producto cuando se usa agua y entre 0.2 y 0.3 ton vapor/ton de producto), lo que implica un gran consumo energético (en algunos casos puede representar hasta el 40% del costo de la energía en un proceso), pérdida de material soluble de importancia nutricional como proteínas, azúcares, minerales y vitaminas. Finalmente esta operación puede ser una fuente de polución por la generación de aguas residuales y olores.

6.3 PASTEURIZACIÓN

Es un tratamiento térmico que elimina parte de los microorganismos vegetativos de un alimento, permitiendo consecuentemente períodos mayores para su almacenamiento y manejo.

El tratamiento específico para pasteurizar un alimento particular depende de varios factores como de la resistencia térmica del microorganismo vegetativo o patógeno que se busque eliminar y de la sensibilidad del producto al calor. Para el caso de la leche se usan métodos de alta temperatura - corto tiempo (siglas HTST en inglés) a 72 °C (161 °F) por 15, o de baja temperatura - largo tiempo (LTLT) a 63°C (145°F) por 30 minutos.

Puesto que los microorganismos son menos resistentes en un medio ácido se usan tratamientos térmicos mas suaves para los alimentos de ése tipo, que son aquellos con pH < 4.5. Para los moderadamente ácidos, con pH entre 4.5 y 5.3 , o los poco ácidos , de pH >5.3, se usan regímenes mas severos de exposición al calor.

Otras circunstancias importantes de tener en cuenta son la menor actividad de agua del alimento que incrementa la termo-resistencia de levaduras y bacterias, mientras que la presencia de etanol y otros antisépticos la disminuye.

6.4 ESTERILIZACIÓN

Un producto estéril es aquel en donde no hay microorganismos viables , es decir, incapaces de reproducirse aún si se les propicia las condiciones óptima para ello. Esterilizar un material es un proceso en el que se eliminan las esporas bacterianas; para el caso de un alimento se debe usar el término *esterilidad comercial*, pues esta condición difícilmente se alcanza para toda la microflora, mas si debe lograrse para los microorganismos patógenos.

6.5 VELOCIDAD DE EXTERMINIO TÉRMICO DE LOS MICROORGANISMOS

Por un tratamiento térmico los microorganismos mueren con una velocidad de destrucción dada por:

$$\frac{dN}{dt} = -kN \quad (1)$$

para N , la población microbiana en una unidad de masa o volumen, y k una constante o velocidad de reacción, que depende del microorganismo y su medio externo.

Llamando N_0 la población inicial, en el tiempo $t=0$, e integrando la expresión anterior,

$$\int_{N_0}^N \frac{dN}{N} = -k \int_0^t dt'$$

$\ln N - \ln N_0 = -kt$, que también puede expresarse como,

$$\log N - \log N_0 = -\frac{kt}{2.303} = \log \frac{N}{N_0} \quad (2)$$

Esta última expresión es una ecuación de una línea recta si se llama $y = \log N$:

$y = y_0 + mt$, para $y_0 = \log N_0$ y $m = pendiente = -\frac{k}{2.303}$. Gráficamente, para una temperatura T :

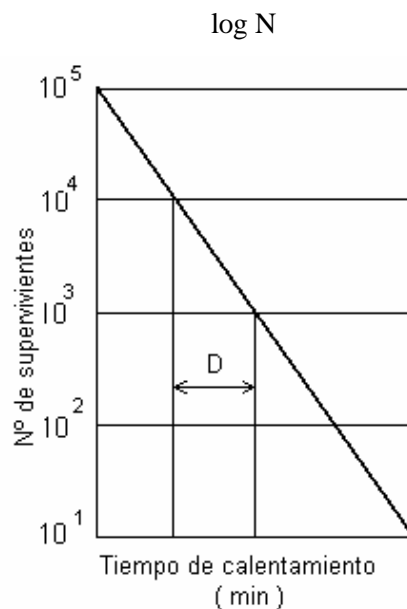


FIGURA 6.1 POBLACIÓN MICROBIANA EN EL TIEMPO PARA UNA TEMPERATURA T , TAMBIÉN LLAMADA CURVA DE INACTIVACIÓN O DE SUPERVIVENCIA.

Si se llama D al tiempo (*min*) para que la población original se reduzca a un décimo ($N = N_0/10$)

$$\log N - \log N_0 = -\frac{kt}{2.303} = -\frac{kD}{2.303} = \log \frac{N}{N_0} = \log \left(\frac{N_0/10}{N_0} \right) = \log(1/10) = -1$$

$$\frac{kD}{2.303} = 1 \Rightarrow D = \frac{2.303}{k} \quad (3)$$

Expresando la variación de la población en términos del tiempo de reducción decimal D :

$$D \log \frac{N}{N_0} = -t \quad \text{ó} \quad N = N_0 10^{-\frac{t}{D}} \quad (4)$$

D es el tiempo entre dos ciclos de la gráfica 1. N/N_0 se conoce como probabilidad de deterioro y debe tener un valor menor que 1.

Ejemplo 6.1

Una suspensión contiene 4×10^5 esporas de un organismo A que tiene un valor D de 1.5 min a 121.1°C y 9×10^6 esporas de un microbio B que tiene un valor D de 1.0 min a 121.1°C . El material se calienta a 121.1°C ; se desea saber el tiempo de exposición a esa temperatura requerido para una probabilidad de deterioro de 1/1000.

Por la ecuación (4):

Para el microorganismo A : $t = 1.5 \log (4 \times 10^5 / 0.001) = 14.40 \text{ min}$

Para el microorganismo B : $t = 1.0 \log (9 \times 10^6 / 0.001) = 7.95 \text{ min}$

El tiempo requerido será el mayor , 14.4 min

TABLA 6.2 COMPARACIÓN DEL VALOR D PARA DIFERENTES POBLACIONES MICROBIANAS
(HELDMAN Y HARTEL, 1997)

GRUPO BACTERIAL	RESISTENCIA TERMICA APROXIMADA (MIN)
Alimentos de baja acidez o semi - ácidos (pH >4.5)	D ₁₂₁
Termófilos	
Grupo de acidez estable (<i>B.stearothermophilus</i>)	4.0 - 5.0
Grupo de deterioro gaseoso (<i>C.thermosaccharolyticum</i>)	3.0 - 4.0
Productores de sulfuro (<i>C.nigrificans</i>)	2.0 - 3.0
Mesófilos	
Putrefactores anaerobios	
<i>C.botulinum</i> (Tipos A y B)	0.10 - 0.20
Grupo <i>C.sporogenes</i> (incluyendo el PA. 3679)	0.10 - 1.50
Alimentos ácidos (pH 4.0 - 4.5)	
Termófilos	
<i>B.Coagulans</i> (mesofilíco facultativo)	0.01 - 0.07
Mesófilos	D ₁₀₀
<i>B.polymixa</i> y <i>B.macerans</i>	0.10 - 0.50
Anaerobios butíricos (<i>C.Pasterianum</i>)	0.10 - 0.50
Alimentos de alta acidez (pH < 4.0)	D ₆₅
Bacterias mesofílicas no esporuladas	
<i>Lactobacillus</i> spp., <i>Leuconostoc</i> spp., hongos y levaduras	0.50 - 1.00

En la tabla se observa que los valores de D varían significativamente según se trate de células vegetativas o esporas. Así el D₆₅ (Tiempo de decaimiento decimal a 65°C) de bacterias vegetativas como *Lactobacillus*, *Leuconostoc*, hongos y levaduras está entre 0.5 y 1.0 min., mientras que para varios tipos de esporas el D₁₂₁ está entre 2 y 5 min.

Un segundo factor que afecta la supervivencia a los tratamientos térmicos es la acidez o pH del sustrato alimenticio. En la Tabla 6.2 se nota fácilmente porque los alimentos de baja acidez son los de mayor riesgo y son los que requieren tratamientos mas estrictos; la clasificación sugerida de tres niveles de pH varía según los autores, sin embargo el punto de pH 4.5 es consensual como el límite entre acidez media y baja acidez pues se acepta que el *Clostridium botulinum* no crece ni produce toxinas por debajo 4.6 de pH.

Hay además otros factores que determinan la extensión del tratamiento térmico como son las condiciones del calentamiento, las propiedades termofísicas del alimento, la forma y el tamaño del envase y las condiciones de almacenamiento del producto luego de ser tratado (Hosahalli y otros, 1997).

Cada microorganismo tiene una temperatura óptima de crecimiento; por encima de ella comienza la reducción de su población siguiendo una cinética de primer orden, tal como se ha descrito. Mientras haya menos población bacteriana inicial se necesita suministrar mas poca energía para alcanzar una misma concentración final.

Ejemplo 6.2

Describir el decrecimiento de una población microbiana según la duración del tratamiento térmico, si la población inicial en una masa o volumen dado es de 10^4 esporas .

Expresando la duración en términos de múltiplos de D , se tiene :

Duración del tratamiento térmico (Min)	0	D	$2D$	$3D$	$4D$	$5D$	$6D$
Número de esporas	10^4	10^3	10^2	10^1	10^0	10^{-1}	10^{-2}

Los valores inferiores a uno deben entenderse en términos probabilísticos. Así, si el número de esporas se refiere a las contenidas en una lata, el último valor, correspondiente a un tratamiento de $6D$ significa que en 100 latas existe la probabilidad de encontrar una espora viable.

6.6 VALOR DE ESTERILIZACIÓN ACEPTABLE DE UN PROCESO

¿Cuál deberá ser el nivel seguro de concentración de microorganismos después de un tratamiento térmico en un alimento? Para los alimentos no ácidos ($pH > 5.3$) el criterio aceptado es el que utiliza como microorganismo indicador al *Clostridium Botulinum* que deberá ver reducida por el calor su población inicial hasta 10^{12} veces. Según el modelo del ejemplo 6.2 esto corresponde a un tiempo igual a $12D$. Algunos autores llaman a este valor *tiempo de muerte térmica (TMT)*, otros lo llaman el valor F de cierta temperatura.

$$F_T = nD_T \tag{5}$$

n es el número de reducciones decimales requeridas para la muerte térmica de una población particular a una temperatura dada. Reemplazando F (que es un valor de tiempo) en la ecuación (4) se llega a

$$10^{-n} = N_0/N \quad \text{o} \quad n = \log(N_0/N) \tag{6}$$

La efectividad del concepto $12D$ dependería de la población microbiana original en el alimento. Por ello se debe entender que la meta es, para el caso de alimentos de baja acidez, alcanzar una probabilidad de supervivencia de 10^{-12} ($N = 10^{-12}$).

Ejemplo 6.3

Si el tiempo de reducción decimal a 121.1 °C en un sustrato de *C. Botulinum* es 0.24 min, calcular el valor F a tal temperatura, aplicando el concepto 12D, si la población inicial es de 100 esporas.

$$n = \log(N_0/N) = \log 100 - \log(10^{-12}) = 14$$

$$F_T = nD_T = F_0 = nD_0 = 0.24 (14) = 3.30 \text{ min}$$

Para alimentos de baja acidez, la temperatura de 121.1°C=250°F se denomina de referencia y se denota con el subíndice cero.

6.7 DETERMINACIÓN DE VALORES DE D USANDO LA TÉCNICA DE ESTERILIZACIÓN PARCIAL

Esta técnica, propuesta por Stumbo (1973) permite la determinación de valores de D utilizando información de población sobreviviente a dos tiempos de calentamiento. La muestra demora un tiempo para alcanzar la temperatura de prueba (Tiempo de demora - lag time- en inglés); medido el tiempo de demora en el ensayo de interés, deben usarse tiempos de exposición superiores. Si t_1 y t_2 son los tiempos de calentamiento, y N_1 y N_2 son las poblaciones finales de supervivientes, el valor de D se halla según:

$$D = \frac{t_2 - t_1}{\log(N_1) - \log(N_2)} \quad (7)$$

Ejemplo 6.4

Dos tubos con igual número de esporas de una muestra de un enlatado deteriorado se exponen a una temperatura de 121.1 °C. Las poblaciones sobrevivientes fueron 4000 para 10 minutos y 200 para 15 minutos. El tiempo de demora se determinó previamente y fue de medio minuto. Hallar el tiempo de decaimiento decimal D.

Ya que los tiempos de tratamiento fueron superiores al tiempo de demora, puede utilizarse la ecuación (7)

$$D = \frac{15 - 10}{\log(4000) - \log(200)} = 3.84 \text{ min}$$

6.8 DEPENDENCIA DE LA TEMPERATURA Y VALOR Z

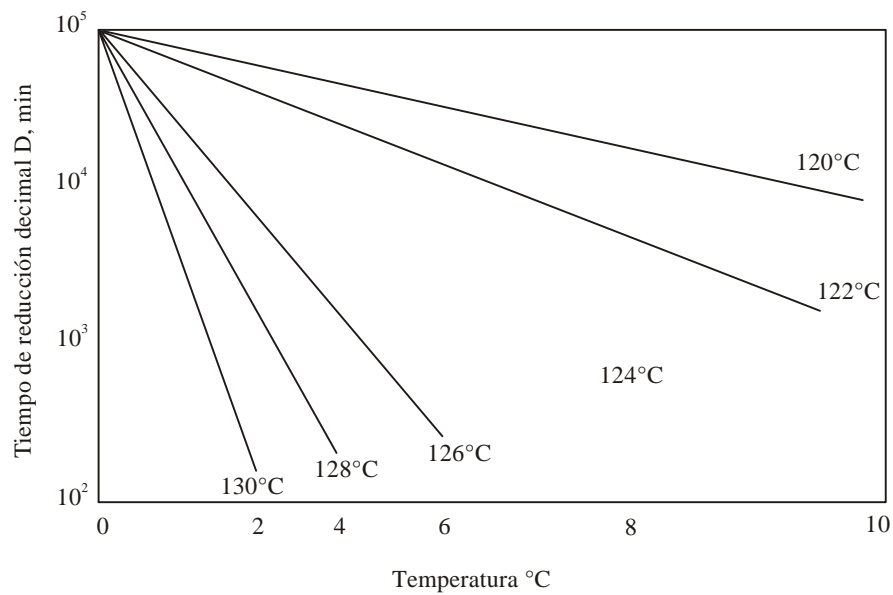


FIGURA 6.2 REDUCCIÓN DECIMAL PARA DIFERENTES TEMPERATURAS

Hasta ahora se ha considerado solamente lo que pasa a una temperatura T . Si se estudia lo que sucede a otra temperatura diferente T_1 , debe primero conocerse la dependencia de la velocidad de reacción k con la temperatura:

$$k = aEXP(-E_a / RT) \text{ ,en donde, si } k \text{ está en } \text{min}^{-1} \quad (8)$$

a es un factor constante (min^{-1})

E_a es la energía de activación (Kcal/mol ó KJ/mol)

R es la constante universal de los gases

T es la temperatura absoluta en K

Se cumplirá entonces que

$$\ln k_1 = \ln a - \frac{E_a}{RT_1} \text{ para la temperatura } T_1$$

$$\ln k = \ln a - \frac{E_a}{RT} \text{ para la temperatura } T.$$

Restando estas dos igualdades:

$$\ln\left(\frac{k_1}{k}\right) = -\frac{E_a}{R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right), \text{ que en términos de logaritmo decimal es:}$$

$$\log\left(\frac{k_1}{k}\right) = -\frac{E_a}{2.303 R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right). \text{ En función de } D \text{ quedaría:}$$

$$\log\left(\frac{D}{D_1}\right) = -\frac{E_a}{2.303 R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right) = -\frac{E_a}{2.303 RT_1 T}(T - T_1)$$

$$z = -\frac{2.303 RT_1 T}{E_a} \quad (9)$$

$$\log\left(\frac{D}{D_1}\right) = \frac{(T_1 - T)}{z} \quad \text{ó} \quad D = D_1 10^{\frac{(T_1 - T)}{z}} \quad (10)$$

Para $D = D_1 / 10$, la igualdad anterior da $z = T - T_1$

El incremento de temperatura $T - T_1$ necesario para que el tiempo de reducción decimal se reduzca a la décima parte es el valor Z .

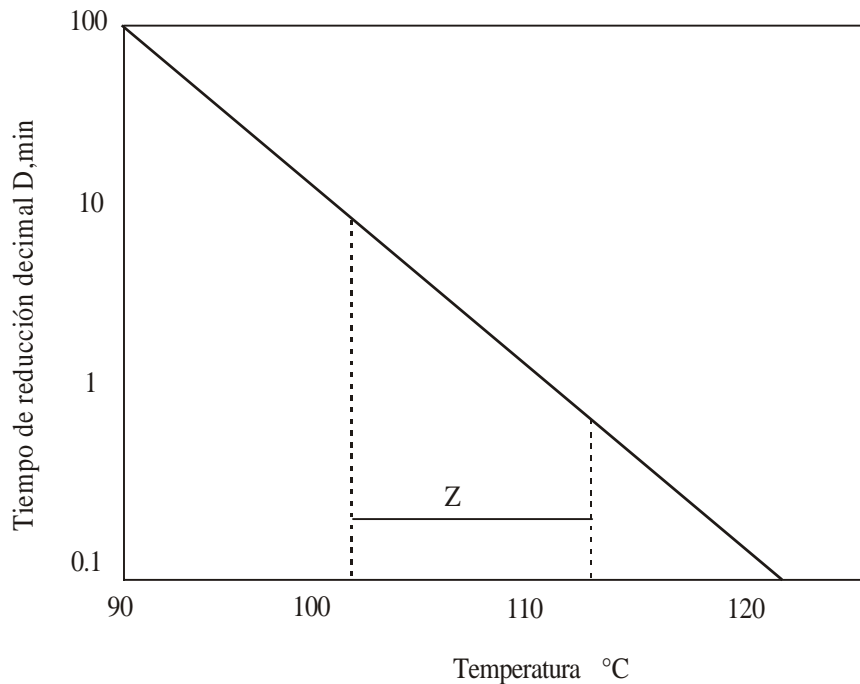


FIGURA 6.3 DEPENDENCIA DE D VS TEMPERATURA T

TABLA 6.3 INFORMACIÓN SOBRE MICROORGANISMOS COMUNES EN ALGUNOS TIPOS DE ALIMENTOS (LUND,1975)

Microorganismo	T (°C)	D (min)	z (°C)	TMT	Tipo de producto
C.Botulinum	121.1	0.1 - 0.3	8 - 11	12D	Alimentos de pH>4.5
C. Sporogenes	121.1	0.8 - 1.5	9 - 11	5D	Carnes
B.Stearothermophilus	121.1	4 - 5	9.5 - 10	5D	Leche y hortalizas
C.Thermosaccharolliticum	121.1	3 - 4	7 - 10.5	5D	Hortalizas
B.Subtilis	121.1	0.4	6.5	6D	Lácteos
B.Coagulans	121.1	0.01 - 0.07	10	5D	4.2 < pH < 4.5 Ej: tomates
C.Pasteurianum	100	0.1 - 0.5	8	5D	4.2 < pH < 4.5 Ej: Peras

La anterior información debe tomarse con precaución pues cada microorganismo tiene un comportamiento particular respecto del calor según muchos factores dentro de los cuales están su fase de crecimiento, temperatura, ambiente iónico y pH del alimento, compuestos orgánicos presentes y edad de las cepas.

Ejemplo 6.5

Se estudia la destrucción térmica de esporas de *Clostridium Botulinum* para una reducción de 12D = TMT (ver Tabla 6.2) mediante dos métodos:

T = 105°C en 103 minutos

T = 117°C en 6.5 minutos

Calcular los tiempos necesarios para obtener los mismos resultados a las temperaturas de 100°C y 120°C.

Calcular el tiempo de reducción decimal a 121.1°C.

Partiendo de una población de 10^{12} esporas, ¿cuántas de ellas sobrevivirán con un tratamiento a 100°C durante una hora?

$$D = D_1 10^{\frac{(T_1 - T)}{z}} \Rightarrow 12D = 12D_1 10^{\frac{(T_1 - T)}{z}} = 103 \text{ min} (10)^{\frac{(105 - 117)}{z}} = 6.5 \text{ min}$$

Aplicando la misma expresión para las temperaturas solicitadas:

$$12D = 12D_1 10^{\frac{(T_1-T)}{z}} = 103 \text{ min} (10)^{\frac{(105-120)}{10}} = 3.26 \text{ min a } 120^\circ\text{C}$$

$$12D = 12D_1 10^{\frac{(T_1-T)}{z}} = 103 \text{ min} (10)^{\frac{(105-100)}{10}} = 326 \text{ min a } 100^\circ\text{C}$$

$$D = D_1 10^{\frac{(T_1-T)}{z}} = \left(103 \text{ min} / 12\right) 10^{\frac{(105-121.1)}{10}} = 0,21 \text{ min}$$

D a 100°C es 326/12 min = 27.17 min

$$N = N_0 10^{-\frac{t}{D}} = 10^{12} (10)^{-\frac{60}{27}} = 6 \times 10^9 \quad \text{Es un tratamiento insuficiente.}$$

6.9 CUANTIFICACIÓN DE LOS TRATAMIENTOS TÉRMICOS

La práctica histórica ha definido ciertas "unidades" aceptadas internacionalmente como referencia para comparar distintos tratamientos térmicos. Para la esterilización de alimentos enlatados la unidad adoptada es:

Temperatura: 121.1 °C = 250°F

Tiempo, medido a esa temperatura en minutos = F_0

Para el caso de pasteurización de bebidas:

Temperatura: 60°C, tiempo, a 60°C, en minutos = F_0

El valor de F_0 corresponde al TMT del microorganismo patógeno que se vaya a eliminar a las temperaturas de 121.1 °C ó 60°C, según se trate de esterilización o pasteurización. Utilizando la expresión que relaciona D con los cambios de temperatura:

$$D = D_1 10^{\frac{(T_1-T)}{z}}$$

Si T_1 es 121.1 °C en esterilización ó 60°C en pasteurización queda:

$$t = TMT_{121.1} 10^{\frac{(121.1-T)}{z}} = F_0 10^{\frac{(121.1-T)}{z}} \quad \text{en esterilización (°C)} \quad (11-a)$$

$$t = TMT_{250} 10^{(250-T)/z} = F_0 10^{(250-T)/z} \quad \text{en esterilización (°F)} \quad (11-b)$$

$$t = TMT_{60} 10^{\frac{(60-T)}{z}} = F_0 10^{\frac{(60-T)}{z}} \quad \text{en pasteurización} \quad (12)$$

De allí se puede encontrar el valor equivalente de cualquier tratamiento térmico ejecutado a una temperatura diferente a las de referencia:

$$F_0 = t [10]^{\frac{(T-121.1)}{z}} \quad \text{en esterilización } ^\circ\text{C} \quad (13 - a)$$

$$F_0 = t [10]^{(T-250)/z} \quad \text{en esterilización } (^\circ\text{F}) \quad (13 - b)$$

$$F_0 = t [10]^{\frac{(T-60)}{z}} \quad \text{en pasteurización } ^\circ\text{C} \quad (14)$$

Los efectos de procesos sucesivos a diferentes temperaturas son aditivos. Para considerar el efecto del proceso total se evalúan las diversas etapas, cada una en un período y temperatura determinados; los valores de F_0 de cada etapa se suman para obtener el valor total de F_0 .

Ejemplo 6.6

Un alimento enlatado se esteriliza con un proceso en tres etapas consecutivas:

Período de tiempo (min)	0 - 20	20 - 40	40 - 73
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	71.1	98.9	110

Los valores de temperatura corresponden al centro de la lata.

El valor de F_0 para el *Cl. Botulinum* en este alimento es 2.50 min y $z = 10^\circ\text{C}$

Determinar si el proceso de esterilización es adecuado

Cálculo de F_0 para cada una de las etapas: $F_0 = t [10]^{\frac{(T-121.1)}{z}}$

Tiempo t (min)	20	20	33
Temperatura T ($^\circ\text{C}$)	71.1	98.9	110
F_0 (min)	0.00020	0.1199	2.550

El F_0 del proceso es la suma de los tres valores encontrados para cada etapa:

$$F_0 \text{ (total)} = 0.00020 + 0.1199 + 2.555 = 2.68 \text{ min}$$

El proceso es adecuado pues se superaron los 2.50 min recomendados como F_0 que garantiza la esterilización comercial del producto.

6.10 MÉTODO BIGELOW PARA EVALUACIÓN DE LA ESTERILIZACIÓN

Cuando se esteriliza en una retorta o autoclave la temperatura no es constante en el tiempo sino que varía continuamente con él, la expresión en este caso para el cálculo de F_0 es:

$$F_0 = \int_{t=0}^{t=t} 10^{(T-121.1)/z} dt = \int_{t=0}^{t=t} L(t) dt \quad (15)$$

$L(t)$ es una función del tiempo que algunos autores denominan *Letalidad*, otros *Valor de destrucción biológica*.

Los valores de letalidad para el *Clostridium Botulinum*, y los demás microorganismos que tengan un valor de $z = 10$ se relacionan , para un rango común de temperaturas de esterilización, en la Tabla 6.4.

TABLA 6.4 LETALIDAD DE MICROORGANISMOS DE Z = 10°C

Temperatura (°C)	Letalidad L	Temperatura (°C)	Letalidad L	Temperatura (°C)	Letalidad L
95	0.002	108.5	0.055	122	1.226
95.5	0.003	109	0.061	122.5	1.376
96	0.003	109.5	0.069	123	1.544
96.5	0.003	110	0.077	123.5	1.733
97	0.004	110.5	0.086	124	1.944
97.5	0.004	111	0.097	124.5	2.181
98	0.005	111.5	0.109	125	2.447
98.5	0.006	112	0.122	125.5	2.748
99	0.006	112.5	0.137	126	3.081
99.5	0.007	113	0.154	126.5	3.457
100	0.008	113.5	0.173	127	3.880
100.5	0.009	114	0.194	127.5	4.353
101	0.009	114.5	0.218	128	4.885
101.5	0.011	115	0.244	128.5	5.482
102	0.012	115.5	0.274	129	6.150
102.5	0.013	116	0.308	129.5	6.901
103	0.015	116.5	0.345	130	7.745
103.5	0.017	117	0.388	130.5	8.688
104	0.019	117.5	0.435	131	9.746
104.5	0.021	118	0.488	131.5	10.940
105	0.024	118.5	0.548	132	12.296
105.5	.0027	119	0.615	132.5	13.774
106	.0030	119.5	0.690	133	15.455
106.5	.0035	120	0.774	133.5	17.331
107	.0038	120.5	0.868	134	19.455
107.5	0.043	121	0.974	134.5	21.834
108	0.049	121.5	1.093	135	24.509

Como puede observarse los valores de letalidad a temperaturas menores de 95°C son muy bajos y no afectan de manera práctica los cálculos.

Ejemplo 6.7

En la esterilización de un puré enlatado se mide la temperatura de la región de calentamiento mas lento de la lata, obteniéndose la siguiente información de los períodos de calentamiento y sostenimiento:

t (min)	0	15	25	30	40	50	64
T (° C)	26.7	73.9	93.9	100.3	107.2	110.3	112.8

El valor de F_0 para el *Cl.Botulinum* en este alimento es 2.45 min y $z = 10^\circ\text{C}$. Determinar si la esterilización fue la adecuada.

Primero se calculan los valores de L para cada valor de temperatura de la tabla de calentamiento:

$$L = [10]^{\frac{(T-121.1)}{z}}$$

$$L (73.9^\circ\text{C}) = 0.0000189 \quad \text{a los 15 min (calculado)}$$

$$L (93.9^\circ\text{C}) = 0.00189 \quad \text{a los 25 min (calculado)}$$

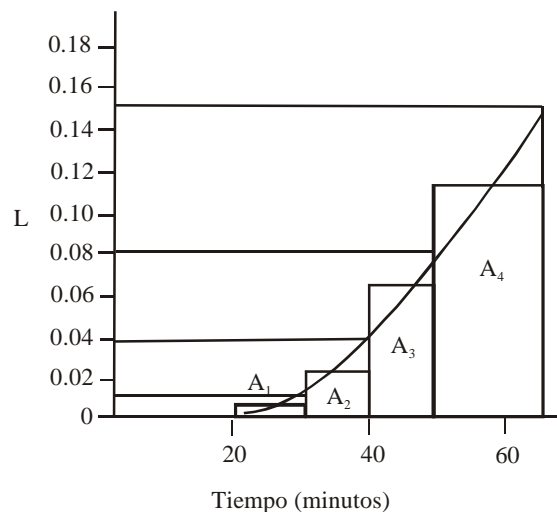
$$L (100.3^\circ\text{C}) = 0.008 \quad \text{a los 30 min}$$

$$L (107.2^\circ\text{C}) = 0.041 \quad \text{a los 40 min}$$

$$L (110.3^\circ\text{C}) = 0.0824 \quad \text{a los 50 min}$$

$$L (112.8^\circ\text{C}) = 0.147 \quad \text{a los 64 min}$$

En la figura siguiente se grafica L contra el tiempo:



La integral para hallar F_0 en función de la letalidad es:

$$F_0 = \int_{t=0}^{t=t} 10^{(T-121.1)/z} dt = \int_{t=0}^{t=t} L(t) dt$$

y corresponde al área bajo la curva de la gráfica anterior, que es, aproximadamente a la suma de las áreas de los cuatro rectángulos sombreados.

$$\begin{aligned} F_0 &= A_1 + A_2 + A_3 + A_4 = 10(0.0019) + 10(0.0245) + 10(0.062) + 14(0.1145) \\ &= 2.48 \text{ min} \end{aligned}$$

Este valor es superior a 2.45, o valor mínimo para una correcta esterilización

Los valores de F_0 para un determinado producto recomendables se deben aproximar a los TMT del microorganismo indicador patógeno de cada alimento. Los valores prácticos dependerán además del tamaño de la lata en la que se van a empacar y de los resultados de comercialización que señalen un tratamiento conveniente para la conservación del alimento. En la Tabla 6.5 se relacionan algunos de estos valores.

6.11 MÉTODO DE BALL-STUMBO PARA EVALUAR LA ESTERILIZACIÓN

Para considerar los efectos de la operación de un autoclave puede usarse el método siguiente.

Sean:

T_f = Temperatura de proceso del autoclave o retorta

T_0 = Temperatura inicial del punto mas frío del enlatado

T = Temperatura del punto mas frío del enlatado en un tiempo t .

T_A = Temperatura inicial aparente

f_h = Tiempo necesario para que la curva de penetración atraviese un ciclo. Se llama parámetro de respuesta de temperatura en la curva de calentamiento.

TABLA 6.5 VALORES DE F_0 PARA VARIOS ALIMENTOS ENLATADOS (HAYES, 1987)

Producto	Tamaño del envase	Valor de F_0 , aproximado
Alimentos infantiles	Compota	3 - 5
Aves enteras en salmuera	A2 ½, A10	15 - 18
Carne con curry y hortalizas	Hasta 16Z	8 - 12
Carnes en su salsa	A11	12 - 15
Chili con carne	Varios	6
Champiñones en salmuera	A1	8 - 10
Espárragos	A11	2 - 4
Guisantes en salmuera	Hasta A2	6
Leche evaporada	Hasta 16 oz.	4
Maíz, mazorca entera en salmuera	Nº2	9
Nata	100 - 15 gr	3 - 4
Pasteles de carne	Planos	10
Pollo deshuesado	Todos	6 - 8
Sopa de carne	Hasta 16Z	10
Sopas de crema	A1 - 16Z	4 - 5
	Hasta A10	6 - 10
Salchichas frankfurt en salmuera	Hasta 16Z	3 - 4
Salchichas Viena en salmuera	Varios	5
Zanahorias	A11	3 - 4

En la figura 6.4 se muestra una curva de calentamiento en papel semilogarítmico. El propósito del método es describir esta curva con una ecuación lineal. Su forma general

$$\log (T_1 - T) = \log (T_1 - T_A) - (1/f_h) t \quad (16)$$

La expresión (16) es la ecuación de la línea recta que se ajusta a buena parte de la curva de penetración, pero que al comienzo tiene un desfase con ella representado en el extremo izquierdo por una importante diferencia entre los interceptos ($t = 0$):

$$\text{Diferencia} = \log (T_1 - T_A) - \log (T_1 - T_0) = \log (j_h) \quad (17)$$

Reemplazando la ecuación (17) en la (16) se tiene que:

$$\log (T_1 - T_A) = \log [j_h (T_1 - T_0)] - (1/f_h) t \quad (18)$$

y

$$j_h = \frac{T_1 - T_A}{T_1 - T_0} \quad (19)$$

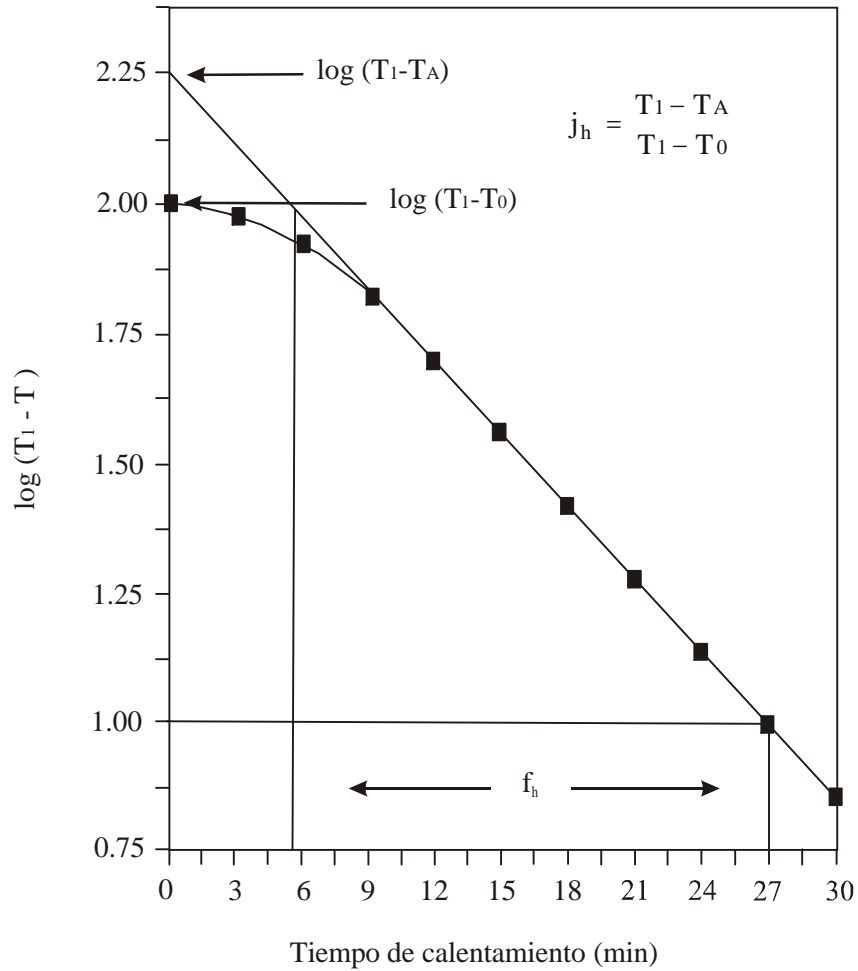


FIGURA 6.4 FIGURA TÍPICA DE UNA CURVA DE CALENTAMIENTO

j_h se denomina factor de retraso pues describe el tiempo que transcurre para que el punto mas frío del enlatado llegue a alcanzar la zona lineal de respuesta a la temperatura (f_h). Ball propuso un método que tiene en cuenta el hecho de que los autoclaves o retortas tienen un tiempo para alcanzar su temperatura de operación. Por ello el sugiere utilizar un tiempo t_B (tiempo de procesamiento de Ball) dado por:

$$t_B = 0.42 t_C + t_P \quad (20)$$

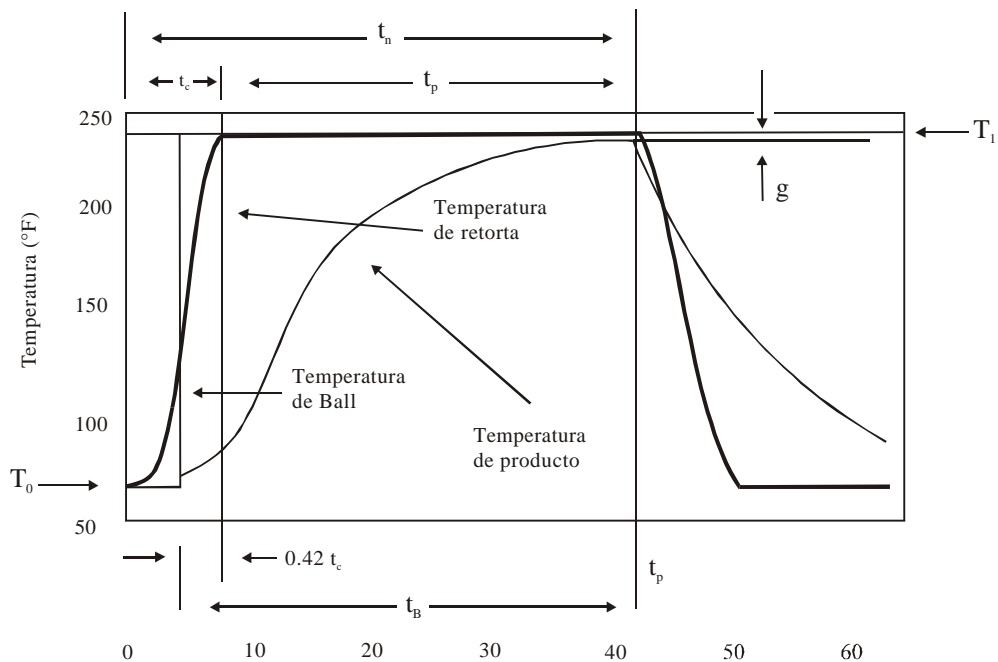


FIGURA 6.5 TÉRMINOS UTILIZADOS POR BALL EN SU MÉTODO DE CÁLCULO.

t_p es el tiempo durante el cual la retorta está a la temperatura de operación.

t_c (Come Up Time - CUT -) es el tiempo en el que la retorta alcanza su temperatura de operación contado a partir del momento en el que se abre su válvula de vapor de calefacción (del orden de 10 minutos normalmente).

Un resumen gráfico de estos conceptos se muestra en la figura 6.5 Allí se denomina g al valor de $T_i - T$ cuando T adquiere su máximo valor. En la figura 6.6 muestra una curva de calentamiento incluyendo la corrección de CUT.

$$t_B = f_h \{ \log [j_h (T_i - T_0)] - \log(g) \} \tag{21}$$

$$\log (g) = \log [j_h (T_i - T_0)] - (1/f_h)_i t_B \tag{22}$$

Para enfriamiento las expresiones correspondientes son:

$$t_B = f_h \{ \log [j_c (T'_0 - T_w)] - \log(g) \} \tag{23}$$

$$\log (g) = \log [j_c(T'_0 - T_w)] - (I/f_c) t_B \quad (24)$$

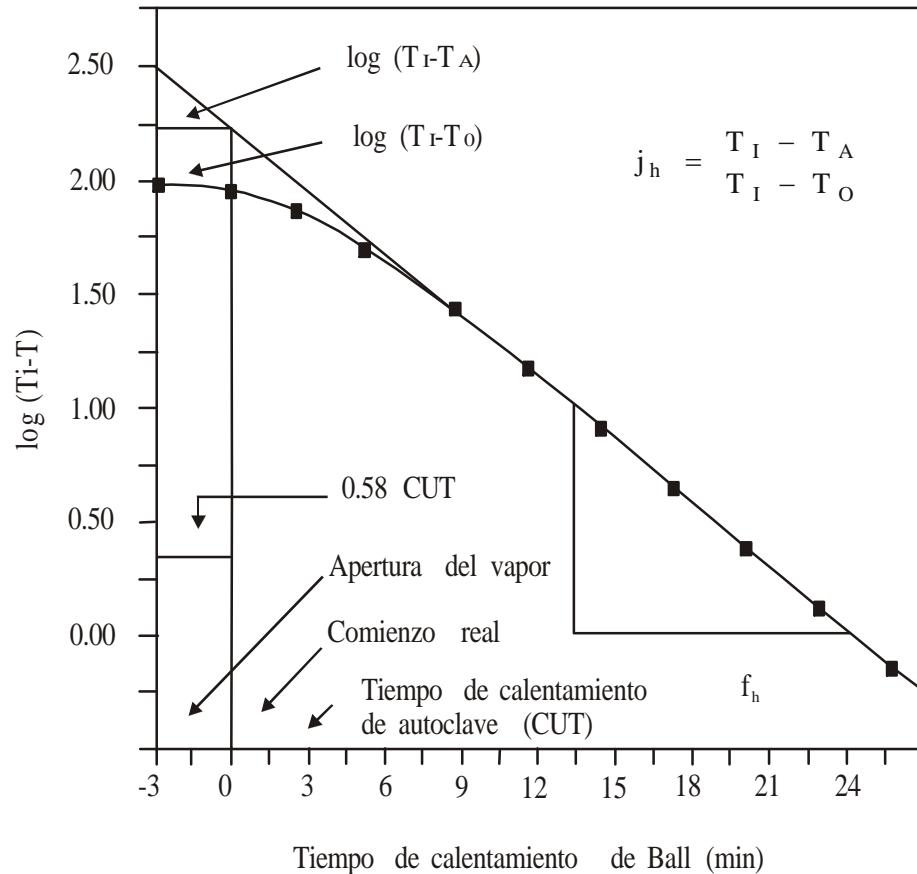


FIGURA 6.6 CURVA SEMILOGARÍTMICA DE CALENTAMIENTO CON CORRECCIÓN DE CUT

Dada una información de tiempo - temperatura para el punto mas frío del producto y la temperatura de operación del autoclave, se encuentra el valor de g ; se haya analítica o gráficamente j_h y f_h .

Ball define U como el valor F a la temperatura de la retorta. Si L es la letalidad a la temperatura de la retorta: $L = 10^{(T1-250)/18} = 10^{(T1-121.1/10)}$ (también se puede leer de la Tabla 6.3) .

Utilizando la Tabla 6.6 se halla el valor de U se encuentra el F_0 del proceso.

$$F_0 = UL \quad (25)$$

La secuencia puede ser inversa, es decir, puede conocerse el valor F_0 deseable para un producto y obtener U , f/U . Con los parámetros de penetración de calor mas esa información, hallar el valor del tiempo de Ball requerido usando las ecuaciones (21) y (23).

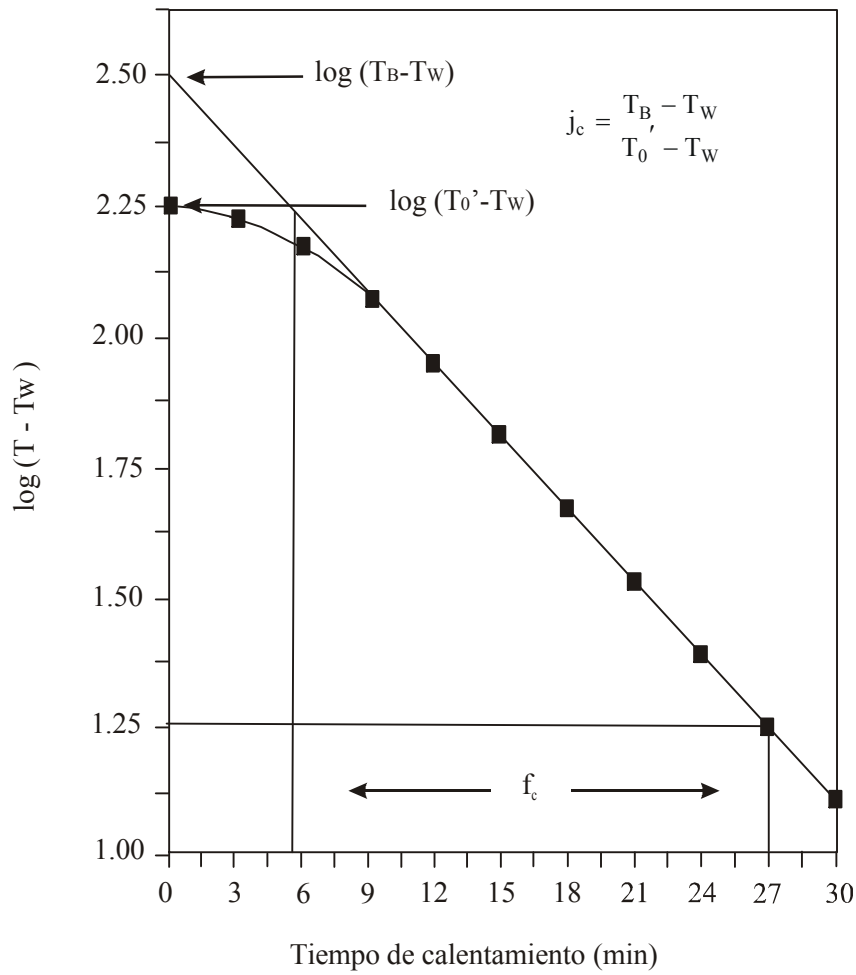


FIGURA 6.7 FIGURA TÍPICA DE UNA CURVA DE ENFRIAMIENTO

TABLA 6.6 VALORES DE G (°C) EN FUNCIÓN DE LOS VALORES DE FH/U
 PARA VALORES DE J EN EL ENFRIAMIENTO. (Z=10°C)

$j \rightarrow$	0.40	0.60	0.80	1.00	1.20	1.40	1.60	1.80	2.00
$f_H/U \downarrow$									
0.20	2.27×10^{-5}	2.46×10^{-5}	2.64×10^{-5}	2.83×10^{-5}	3.02×10^{-5}	3.20×10^{-5}	3.39×10^{-5}	3.58×10^{-5}	3.76×10^{-5}
0.30	1.12×10^{-3}	1.19×10^{-3}	1.26×10^{-3}	1.33×10^{-3}	1.41×10^{-3}	1.48×10^{-3}	1.55×10^{-3}	1.63×10^{-3}	1.70×10^{-3}
0.40	7.39×10^{-3}	7.94×10^{-3}	8.44×10^{-3}	9.00×10^{-3}	9.50×10^{-3}	1.00×10^{-2}	1.06×10^{-2}	1.11×10^{-2}	1.16×10^{-2}
0.50	2.28×10^{-1}	2.46×10^{-2}	2.63×10^{-2}	2.81×10^{-2}	2.99×10^{-1}	3.17×10^{-1}	3.34×10^{-2}	3.52×10^{-2}	3.69×10^{-2}
0.60	4.83×10^{-1}	5.24×10^{-2}	5.67×10^{-2}	6.06×10^{-2}	6.44×10^{-1}	6.83×10^{-2}	7.28×10^{-1}	7.67×10^{-2}	8.06×10^{-2}
0.70	8.33×10^{-2}	9.06×10^{-2}	9.78×10^{-2}	0.105	0.112	0.119	0.127	0.134	0.142
0.80	0.126	0.137	0.148	0.159	0.171	0.182	0.194	0.205	0.217
0.90	0.174	0.190	0.206	0.222	0.238	0.254	0.271	0.287	0.303
1.00	0.227	0.248	0.269	0.291	0.312	0.333	0.354	0.376	0.397
2.00	0.850	0.922	1.00	1.07	1.15	1.23	1.30	1.38	1.45
3.00	1.46	1.58	1.69	1.81	1.93	2.04	2.16	2.28	2.39
4.00	2.01	2.15	2.30	2.41	2.60	2.74	2.89	3.04	3.19
5.00	2.47	2.64	2.82	3.00	3.17	3.35	3.53	3.71	3.89
6.00	2.86	3.07	3.27	3.47	3.67	3.88	4.08	4.28	4.48
7.00	3.21	3.43	3.66	3.89	4.12	4.34	4.57	4.80	5.03
8.00	3.49	3.75	4.00	4.26	4.51	4.76	5.01	5.26	5.52
9.00	3.76	4.03	4.31	4.58	4.86	5.13	5.41	5.68	5.96
10.00	3.98	4.28	4.58	4.88	5.18	5.48	5.77	6.07	6.37
15.00	4.05	5.24	5.64	6.04	6.44	6.84	7.23	7.63	8.03
20.00	5.46	5.94	6.42	6.89	7.37	7.84	8.32	8.79	9.27
25.00	5.94	6.50	7.06	7.56	8.11	8.67	9.17	9.72	10.2
30.00	6.39	6.94	7.56	8.11	8.72	9.33	9.89	10.5	11.1
35.00	6.72	7.39	8.00	8.61	9.28	9.89	10.5	11.1	11.8
40.00	7.11	7.72	8.39	9.06	9.72	10.4	11.1	11.7	12.4
45.00	7.39	8.11	8.78	9.44	10.2	10.8	11.6	12.2	12.9
50.00	7.67	8.39	9.11	9.83	10.6	11.3	12.0	12.7	13.4
60.00	8.22	8.94	9.72	10.5	11.2	12.0	12.7	13.5	14.3
70.00	8.67	9.44	10.2	11.1	11.8	12.6	13.4	14.2	15.0
80.00	9.06	9.89	10.7	11.6	12.3	13.2	14.0	14.8	15.6
90.00	9.44	10.3	11.2	12.0	12.8	13.7	14.5	15.3	16.2
100.0	9.78	10.7	11.6	12.4	13.3	14.1	15.0	15.8	16.7
150.00	11.2	12.1	13.1	14.0	14.9	15.8	16.9	17.7	18.7
200.00	12.1	13.1	14.1	15.1	16.1	17.1	18.1	19.1	20.1
250.00	12.7	13.8	14.8	15.9	16.9	18.0	19.1	20.1	21.2
300.00	13.2	14.3	15.4	16.6	17.7	18.7	19.8	20.9	22.1
350.00	13.6	14.8	15.9	17.1	18.2	19.4	20.6	21.7	22.8
400.00	13.9	15.1	16.3	17.5	18.7	19.9	21.1	22.3	23.5
450.00	14.2	15.4	16.7	17.9	19.2	20.4	21.6	22.9	24.1
500.00	14.4	15.7	17.0	18.3	19.6	20.8	22.1	23.4	24.7
600.00	14.9	16.2	17.6	8.9	20.2	21.6	22.9	24.2	25.6
700.00	15.3	16.7	18.1	19.4	20.8	22.2	23.6	24.9	26.3
800.00	15.6	17.1	18.5	19.9	21.3	22.7	24.2	25.6	27.0
900.00	15.9	17.4	18.9	20.3	21.8	23.2	24.7	26.1	27.6
1000.0 0	16.3	17.7	19.2	20.7	22.2	23.7	25.2	26.6	28.1

TABLA 6.7 VALORES DE G (°F) EN FUNCIÓN DE LOS VALORES DE PARA VALORES DE J EN EL ENFRIAMIENTO.

f_h / U	Z=14		Z=18		Z=22	
	g	$\Delta g / \Delta j$	g	$\Delta g / \Delta j$	g	$\Delta g / \Delta j$
0.2	0.000091	0.0000118	0.0000509	0.0000168	0.0000616	0.0000226
0.3	0.00175	0.00059	0.0024	0.00066	0.00282	0.00106
0.4	0.0122	0.0038	0.0162	0.0047	0.020	0.0067
0.5	0.0306	0.0111	0.0506	0.0159	0.065	0.0197
0.6	0.0876	0.0224	0.109	0.036	0.143	0.040
0.7	0.155	0.036	0.189	0.066	0.25	0.069
0.8	0.238	0.053	0.287	0.103	0.38	0.105
0.9	0.334	0.07	0.400	0.145	0.527	0.147
1.0	.0438	0.009	0.523	0.192	0.685	0.196
2.0	1.56	0.37	1.93	0.68	2.41	0.83
3.0	2.53	0.70	3.26	1.05	3.98	1.44
4.0	3.33	1.03	4.41	1.34	5.33	1.97
5.0	4.02	1.32	5.04	1.59	6.51	2.39
6.0	4.63	1.56	6.25	1.82	7.53	2.75
7.0	5.17	1.77	7.00	2.05	8.44	3.3
8.0	5.67	1.95	7.66	2.27	9.20	3.32
9.0	6.13	2.09	8.25	2.48	10.0	3.55
10	6.55	2.22	8.78	2.69	10.67	3.77
15	8.29	2.68	10.88	3.57	13.40	4.60
20	9.63	2.96	12.40	4.28	15.30	5.50
25	10.7	3.18	13.60	4.80	16.9	6.10
30	11.6	3.37	14.60	5.30	18.2	6.70
35	12.4	3.50	15.50	5.70	19.3	7.20
40	13.1	3.70	16.30	6.0	20.3	7.60
45	13.7	3.80	17.00	6.20	21.1	8.0
50	14.2	4.0	17.1	6.40	21.9	8.3
60	15.1	4.3	18.9	6.80	23.2	9.0
70	15.9	4.5	19.9	7.10	24.3	9.5
80	16.5	4.8	20.8	7.30	25.3	9.8
90	17.1	5.0	21.6	7.60	26.2	10.1
100	17.6	5.2	22.3	7.80	27.0	10.4
150	19.5	6.1	25.2	8.40	30.3	11.4
200	20.8	6.7	27.1	9.10	32.7	12.1

Para usar valores de j distintos de 1, haga lo siguiente:

$$g_{jh} = g_{jh=1} + (jh - 1) (\Delta g / \Delta j)$$

Ejemplo: g para $(f_h / U) = 20$ y $jh = 14$ a $z = 18$.

$$g_{jh=1.4} = 12.4 + (1.4-1)(4.28) = 14.112$$

Fuente: Toledo, R. T. 1991. Fundamentals of Food Process Engineering. 2ª ed., pp365

Z = 60

z = 70

z = 80

z = 90

f_h / U	$g_{j=1}$	$\Delta g / \Delta j$	$g_{j=1}$	$\Delta g / \Delta j$	$g_{j=1}$	$\Delta g / \Delta j$	$g_{j=1}$	$\Delta g / \Delta j$
0.2	0.00018	0.00015	0.000218	0.000134	0.000253	0.00017	0.000289	0.000208
0.3	0.0085	0.000475	0.0101	0.0062	0.000253	0.00017	0.0134	0.0097
0.4	0.0583	0.032	0.0689	0.0421	0.0118	0.00775	0.0919	0.0661
0.5	0.185	0.1025	0.0219	0.0134	0.0802	0.0545	0.292	0.208
0.6	0.401	0.2225	0.474	0.292	0.255	0.17	0.632	0.452
0.7	0.699	0.3875	0.828	0.510	0.552	0.3675	1.101	0.791
0.8	1.064	0.595	1.263	0.777	0.963	0.6425	1.678	1.205
0.9	1.482	0.8325	1.76	1.08	1.469	0.9775	2.34	1.68
1.0	1.94	1.075	2.30	1.42	2.05	1.45	3.06	2.19
2.0	7.04	4.025	8.35	5.19	2.68	1.775	11.03	7.88
3.0	11.63	6.65	13.73	8.58	9.68	6.475	18.0	12.8
4.0	15.40	9.00	18.2	11.4	12.92	9.65	23.6	16.7
5.0	18.70	10.75	21.9	13.7	15.85	10.65	28.2	19.7
6.0	21.40	12.50	25.1	15.6	18.5	12.5		
7.0	23.80	13.75	27.9	17.2	20.9	14.0		
8.0	26.00	15.00	30.3	18.6	23.1	15.5		
9.0	27.90	16.00	32.5	19.8	25.1	16.75		

Determinado U , se aplica:

$U = F_0 / L$, donde L se calcula o se lee en la Tabla 6.3 a la temperatura de estabilización del autoclave durante la esterilización.

En las tablas anteriores se muestran los valores de g vs f_h/U para distintos valores de j . El método propuesto por Stumbo es idéntico al de Ball, con la mejora que, a diferencia de este, él permite que varíe el valor de j en el enfriamiento (Ball supuso para j un valor constante de 1.41 -Hosahalli y otros, 1997-). La limitación del método de Stumbo está en que solo se recomienda para valores de f_h idénticos en el calentamiento y el enfriamiento. Los valores típicos de z son de 10°F para pasteurización y 10°C (18°F) para esterilización. Para cálculos de pérdida de nutrientes z está por encima de 40°F (Toledo, 1991).

Ejemplo 6.8

La historia térmica del punto mas frío de una prueba de esterilización de un enlatado es la siguiente:

Tiempo (min)	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26
Temperatura (°C)	48	49	56	69	83	93	101	106	110	113	115	116.5	117.5	118.5
Tiempo (min)	28	30	32	34	36	38	40	42	44	46	48	50	52	54
Temperatura (°C)	119.3	119.9	120.4	120.7	120.9	118	102	80	59	47	40	35	32	30

El tiempo en la tabla anterior se cuenta desde el momento en el que se abre la válvula del vapor al autoclave; a los 36 min. se cierra el vapor y se abre el agua de enfriamiento.

Las condiciones de esterilización fueron:

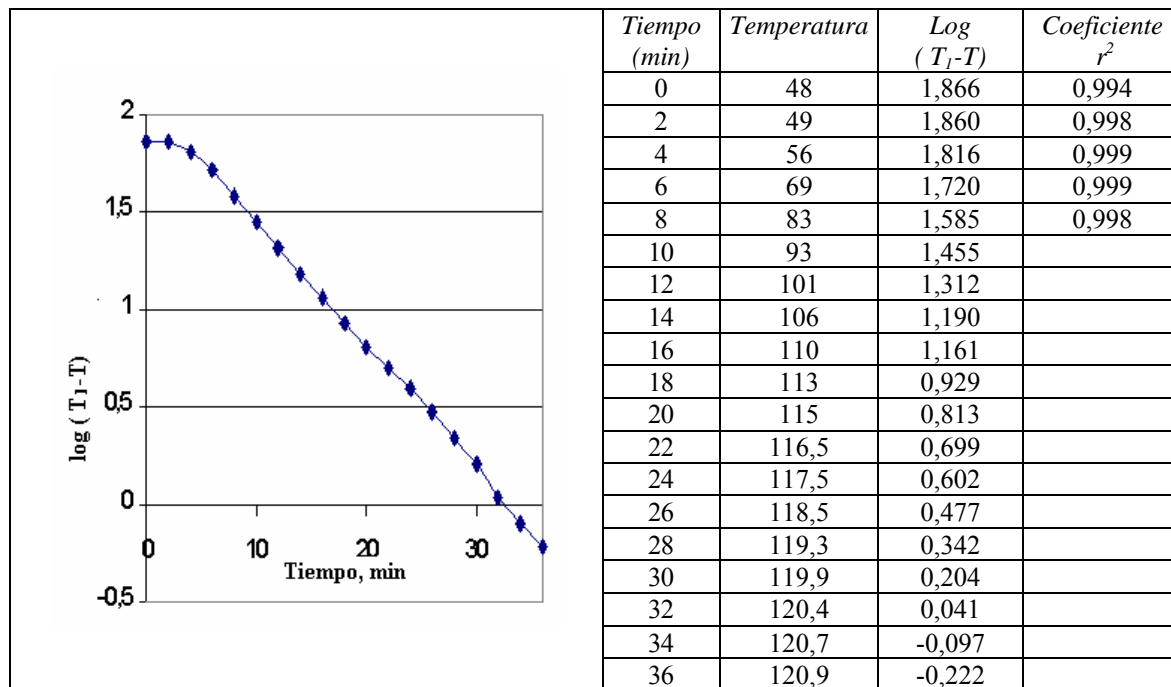
Temperatura de operación: 121.5 °C
 Tiempo de calentamiento del equipo (CUT): 10 min
 Temperatura del agua de enfriamiento: 25°C

Hallar:

- Los parámetros de penetración de las zonas de calentamiento y enfriamiento del ensayo.
- El tiempo de Ball de la etapa de calentamiento.
- El valor F_0 de todo el proceso.

Solución

Para la determinación de los parámetros de penetración de calor en el calentamiento se utiliza el procedimiento que se resume en la figura y tabla siguientes:



La gráfica de calentamiento del lado izquierdo muestra que algunos de los puntos iniciales se apartan de la linealidad que ofrece el sistema luego de cierto tiempo. Como criterio para eliminar analíticamente estos puntos se recomienda hacer en una hoja electrónica de cálculo la determinación del coeficiente r^2 del modelo de regresión lineal entre los datos de las columnas $\log(T_1-T)$ vs Tiempo.

En la tercera columna de la tabla que acompaña la gráfica semilogarítmica de calentamiento se observa que este coeficiente se vuelve muy cercano a 1 a partir del tercer dato (del minuto 4 en adelante). Consecuentemente, se determina el valor de la pendiente de la mejor recta de ajuste de los puntos $\log(T_1-T)$ vs Tiempo, a partir del tiempo 4 minutos.

Así se obtiene que:

Pendiente de la recta ajustada: -0,0636

Parámetro $f_h = -1/\text{pendiente} = 15,729$ minutos

Intercepto con el eje $\log(T_1-T)$: 2,087

$T_1 - T_A = 10^{2,087} = 122,1$ °C

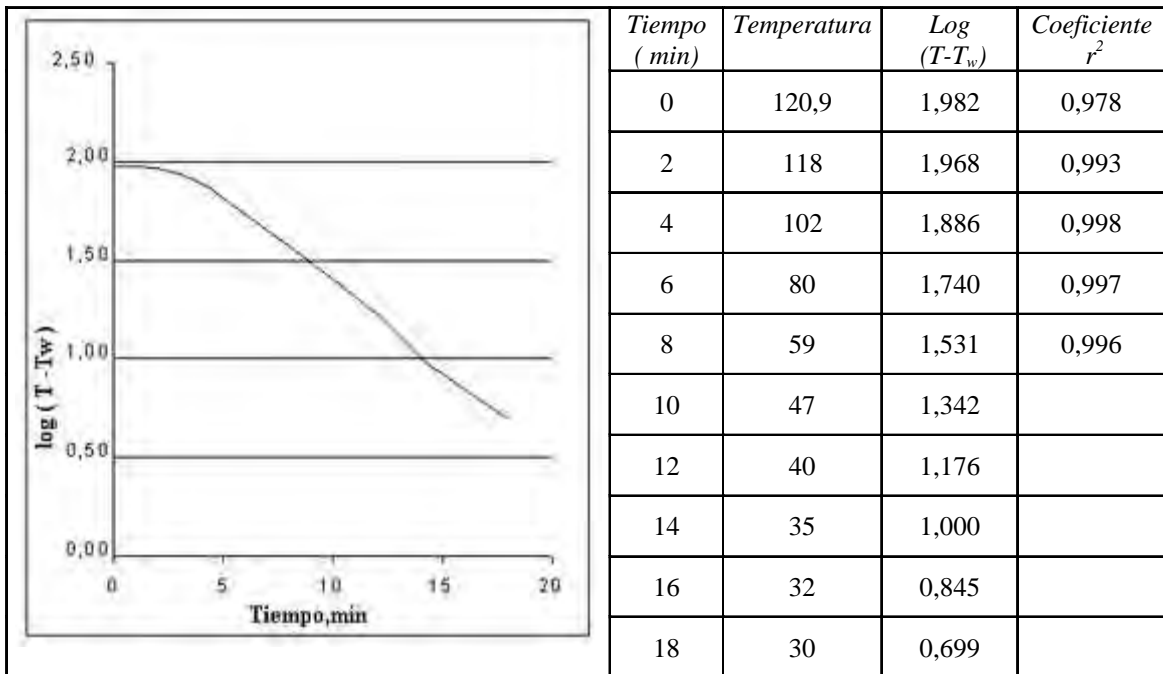
$$j_h = \frac{T_1 - T_A}{T_1 - T_0} = 1,66$$

La ecuación "linealizada" de calentamiento es:

$$\log(121,5 - T) = 2,087 - 0,0636t$$

$$T = 121,5 - 10^{2,087 - 0,0636t}$$

En esta ecuación el tiempo t es el que se toma DESDE QUE SE ABRE EL VAPOR, t_h (no es el tiempo de Ball-ver figura 6.5-)



Al igual que en el calentamiento, la gráfica de enfriamiento del lado izquierdo muestra que algunos de los puntos iniciales se apartan de la linealidad que ofrece el sistema luego de cierto tiempo. Usando el mismo criterio para eliminar analíticamente estos puntos se hizo la determinación del coeficiente r^2 del modelo de regresión lineal entre los datos de las columnas $\log(T-T_w)$ vs Tiempo. En la tercera columna de la tabla que acompaña la gráfica semilogarítmica se observa que este coeficiente se vuelve muy cercano a 1 a partir del tercer dato (del minuto 4 en adelante). Se halla el valor de la pendiente de la mejor recta de ajuste de los puntos $\log(T-T_w)$ vs Tiempo, a partir del 4º minuto, luego de abrir el agua de enfriamiento. Nótese que la escala de tiempo se modificó consecuentemente.

Así se obtiene que:

Pendiente de la recta ajustada : $-0,0866$

Parámetro $f_c = -1/\text{pendiente} = 11,547$ minutos

Intercepto con el eje $\log(T-T_w)$: $2,230$

$T_B - T_w = 10^{2,087} = 169,9$ °C

$$j_c = \frac{T_B - T_w}{T_0' - T_w} = 1,77$$

La ecuación "linealizada" de enfriamiento es:

$$\log(T - 25) = 2,230 - 0,0866t$$

$$T = 25 + 10^{2,230 - 0,0866t}$$

El tiempo cero es cuando se abre EL AGUA DE ENFRIAMIENTO.

• El tiempo de Ball:

Zona de calentamiento

Ver gráfica 6.5

CUT : 10 min

$t_h = 36$ min

$t_B = 36 - 0,58(10) = 30,2$ min

• Cálculo del valor F_0 para la zona de calentamiento

Para aplicar las ecuaciones (21) y (22) puede utilizarse el valor f_h encontrado en la primera parte del problema. No es así con el de j_h pues se debe hacer una corrección por el CUT:

El comienzo del proceso según Ball es 5,8 minutos luego de abrirle vapor al autoclave. En ese momento el valor del intercepto ($T_1 - T_A$) será

$$T_A = 121,5 - 10^{2,087-0,0636(5,8)} = 69,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 - T_A = 121,5 - 69,2 = 52,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$j_h = \frac{T_1 - T_A}{T_1 - T_0} = 52,3 / (121,5 - 48) = 0,71$$

Para una mejor comprensión de este nuevo valor de j_h ver la figura 6.6

La secuencia lógica para hallar F_0 se resume en la tabla siguiente:

Paso N°	Variable	Valor
1	t_B (min)	30,2
2	f_h (min)	15,73
3	j_h	0,71
4	T_0 (°C)	48
5	T_1 (°C)	121,5
6	$L = 10^{[T_1-121,1]/10}$	1,096
7	$T_1 - T_A = j_h(T_1 - T_0)$	52,3
8	$\log [j_h(T_1 - T_0)]$	1,72
9	t_B / f_h	1,92
10	$\log (g) = \log [j_h (T_1 - T_0)] - (1 / f_h)_i t_B$	-0,2
11	g	0,63
12	f_h / U , interpolado de tabla 6.2	1,53
13	$U = f_h / [f_h / U]$	10,28
14	$F_0 = LU$	11,27 min

La interpolación del valor de f_h / U , según tabla 6.2 es:

$j \rightarrow$	0.60	0.71	0.80
$f_h / U \downarrow$			
1.00	0.248	0.2585	0.269
1.53		0.630	
2.00	0.922	0.961	1.00

- Valor F_0 para la zona de enfriamiento:

Como se mostró en el ejemplo 6.7 este período solo aporta una parte menor al proceso de esterilización pues la letalidad tiende rápidamente a cero cuando la temperatura baja de 121,1 °C. Sin embargo, para ilustrar el método se hace el cálculo con la secuencia lógica seguida en la etapa de calentamiento.

Paso N°	Variable	Valor
1	t (min)	18*
2	f_c (min)	11,547
3	j_c	1,77
4	T'_0 (°C)	120,9**
5	T_w (°C)	25
6	$L = 10^{[T_1-121,1]/10}$	1,096
7	$T_B - T_w = j_c(T'_0 - T_w)$	169,9
8	$\log[j_c(T'_0 - T_w)]$	2,23
9	t/f_c	1,56
10	$\log(g) = \log[j_c(T'_0 - T_w)] - t/f_c$	0,67
11	g	4,68
12	f_c/U , interpolado de tabla 6.6	6,83
13	$U = f_c/[f_c/U]$	1,69
14	$F_0 = LU$	1,85 min

* El tiempo que se utiliza es el de la zona de enfriamiento, sin ajustes de CUT (no se usa t_p)

** Según el modelo la temperatura del producto llega hasta $121.5 - g_{\text{CALENTAMIENTO}} = 121.5 - 0.63 = 120.87$

El resumen de la interpolación en este caso es

$j \rightarrow$	1.60	1.77	1.80
$f_c/U \downarrow$			
6.00	4.08	4.25	4.28
6.83		4.68	
7.00	4.57	4.77	4.80

El valor F_0 de todo el proceso es $11.27 + 1.85 = 13.12$ min

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
<i>a</i>	Factor constante	Min ⁻¹
<i>D</i>	Tiempo de decaimiento decimal	Min
<i>E_a</i>	Energía de activación	KJ/Kgmol
<i>f</i>	Índice de calentamiento o enfriamiento	Min
<i>F</i>	Tiempo de muerte térmica	min, s
<i>g</i>	T ₁ -T al final del calentamiento	°C, °F
<i>j</i>	Factor de retraso	-
<i>k</i>	Velocidad de reacción	s ⁻¹ , min ⁻¹
<i>L</i>	Letalidad	-
<i>N</i>	Población microbiana	UFC/cc, UFC/gr, Esporas/cc
<i>R</i>	Constante universal de los gases	8314.34 J/Kgmol K
<i>t</i>	Tiempo	s, min
<i>T</i>	Temperatura del centro térmico	°C, °F
<i>U</i>	Valor de F a la temperatura de la retorta	min
<i>z</i>		°C, °F

<i>Subíndices</i>	
A	Aparente en t ó t _B = 0, calentamiento
B	Aparente en t=0, enfriamiento
C	Enfriamiento ó CUT (Come Up Time)
h	Calentamiento
p	Proceso con retorta a la temperatura de operación
0	Inicial o de referencia
0'	Aparente, inicial de enfriamiento
1	De retorta
W	Agua de enfriamiento

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

HAYES, G, *Manual de datos para ingeniería de los alimentos*. Editorial Acribia, Zaragoza, 1987, pag 156.

HELDMAN, D.; HARTEL, R., *Principles of food processing*. Chapman & Hall, New York, 1997, pp21.

LUND, D., *Heat processing, en Principles of food science*, part II: physical principles of food preservation, Fennema, O. Editor, Marcel Dekker Inc., NewYork, pag 34.

STUMBO, C.R., *Thermobacteriology in food processing*. 2ª Edición. Academic Press. New York, 1973.

TOLEDO, R. *Fundamentals of food processing engineering*. 2ª Edición. Chapman & Hall, New York, 1991.

SHARMA, S. MULVANEY, S.J.; RIZVI, S. *Food process engineering*, Theory and laboratory experiments, John Wiley Sons Inc., New York, 2000.

C A P Í T U L O 7

S E C A D O

La deshidratación o secado es un sistema de preservación que además de proporcionar un ambiente difícil para el crecimiento microbiano, reduce el costo de transporte y almacenamiento por la disminución del peso y volumen de los productos. Paralelamente con estos beneficios se producen efectos secundarios que afectan la calidad del producto, que deben ser minimizados en una operación bajo condiciones adecuadas.

Los cálculos de secado están basados en el conocimiento de las propiedades del alimento y del aire. El fenómeno es complejo pues involucra procesos combinados de transferencia de calor, masa y momentum. El mecanismo particular que controla el secado de determinado producto depende tanto de su estructura como de parámetros de secado tales como contenido de humedad, dimensiones del producto, temperatura del medio de secado, ratas de transferencia de calor y contenido de humedad en equilibrio. Esta última la define las características de sorción de humedad del material. Tanto estas como las propiedades termofísicas se pueden obtener a partir de experimentos de laboratorio o por modelos predictivos como se trató en el capítulo 3.

Adicionalmente es importante considerar la influencia que el secado tiene en la calidad de los productos porque propicia reacciones degradativas que afectan su valor nutricional, textura, color, olor y sabor.

7.1 C O N T E N I D O D E H U M E D A D D E U N A L I M E N T O

Puede expresarse con base en el producto húmedo: *masa de agua / masa de producto húmedo*, o con base en el producto seco: *masa de agua / masa de sólidos secos*. La última forma es la más usada en los cálculos de secado.

Ejemplo 7.1

Expresar la humedad de un producto con 70% de agua en las bases húmeda o seca.

Si M es la masa de sólido húmedo M_s la masa de sólido seco y M_A la masa de agua, se tiene:

$$X_h = \frac{M_A}{M} * 100 = 70\% . \text{ La humedad en base húmeda será}$$

$$X_h = \frac{M_A}{M} \left\{ \frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg s.h}} \right\} \quad (1)$$

La humedad en base seca:

$$X_s = \frac{M_A}{M - M_A} \quad (2)$$

$$X_s = \frac{M_A}{M - M_A} = \frac{M_A/M}{1 - (M_A/M)} = \frac{X_h}{1 - X_h} = \frac{0.7}{1 - 0.7} = 2.33 \text{ Kg agua/Kg sólido seco}$$

En la mayoría de los equipos de secado el producto a secar está en contacto con una mezcla de aire - vapor de agua (aire con algún grado de humedad). Si un alimento sólido húmedo se pone en contacto con aire de temperatura y humedad constantes, como sucede cuando se usa aire en exceso, después de un tiempo suficiente el sólido alcanzará una humedad de equilibrio que depende de la humedad y temperatura del aire con el que estuvo en contacto.

7.2 PSICROMETRÍA (SINGH Y HELDMAN, 1984)

7.2.1 Humedad de aire

La humedad W de una mezcla aire - vapor de agua se define como los Kg. de agua que hay en un Kg de aire seco. Si p es la presión total del aire (101325 P_a o una atmósfera, mientras no se diga lo contrario) y P_a la presión de vapor del agua contenida en el aire, se llega a:

$$W = \frac{18}{29} \frac{p_A}{p - p_A} \quad (3)$$

La presión de vapor de agua máxima posible en equilibrio a una temperatura dada (leída, p. Ej. en las tablas de vapor de agua) se llama presión de saturación y produce la máxima humedad a esa temperatura, llamada humedad de saturación.

$$W_S = \frac{18}{29} \frac{p_{AS}}{p - p_{AS}} \quad (4)$$

7.2.2 Porcentaje de humedad (%)

Se define como:

$$W_P = 100 \frac{W}{W_S} \quad (5)$$

7.2.3 Porcentaje de humedad relativa (%)

$$W_R = 100 \frac{p_A}{p_{AS}} \quad (6)$$

La relación entre estas últimas dos maneras de describir la humedad del aire es:

$$W_P = W_R \frac{(p - p_{AS})}{(p - p_A)} \quad (7)$$

7.2.4 Temperatura de bulbo seco (°C)

La temperatura de la mezcla aire - vapor de agua que se lee en un termómetro se denomina de bulbo seco. Mientras no se diga otra cosa, cuando se habla de temperatura del aire se hace referencia a la temperatura de bulbo seco.

7.2.5 Punto de rocío (°C)

La temperatura rocío es aquella en la que el aire de cierta humedad comienza a condensar agua cuando se enfría a presión constante. En la carta psicrométrica se encuentra trazando una línea recta desde un punto que ubique el aire dado hasta que se alcance la línea de saturación; la temperatura de bulbo seco de este último punto es la de punto de rocío.

7.2.6 Temperatura de bulbo húmedo (T_w)

Cuando se hace circular aire de temperatura (de bulbo seco) T y humedad H sobre una superficie de agua, ésta última alcanza una temperatura de equilibrio llamada de bulbo húmedo. En este caso se supone que todo el calor de vaporización del agua lo proporciona el aire; sin embargo, ni este hecho, ni la masa de agua que se evapora cambian las propiedades del aire que circula.

7.2.7 Calor húmedo (C_s)

Es la cantidad de calor necesario para elevar la temperatura de 1 Kg de aire seco mas el agua que le acompaña en 1 K.

$$C_s = C_{AIRE} + W C_A \quad (8)$$

El valor del calor específico del agua puede tomarse de la tabla 3.12. Un valor aproximado suficiente para cálculos de ingeniería es :

$$C_s = 1.005 + 1.884 W \quad [\text{KJ/Kg aire seco K}] \quad (9)$$

7.2.8 Entalpía de una mezcla aire - vapor de agua (H en KJ/Kg aire seco)

Si se selecciona una temperatura base (generalmente es 0°C), la entalpía de la mezcla a cierta temperatura es igual a la suma de los calores sensibles para llevar un Kg de aire seco y al vapor de agua que le acompaña hasta tal temperatura, más el calor latente de vaporización del agua a la temperatura de referencia.

$$H = C_s(T-T_0) + \lambda_0 W \quad (10)$$

T_0 es la temperatura de referencia y λ_0 el calor latente del agua a T_0 . Si T_0 es 0°C, λ_0 es 2501.4 KJ/Kg.

7.2.9 Carta psicrométrica

En la figuras 7.1 a 7.3 se muestran cartas sicrométricas para aire - agua a diferentes escalas de temperatura y alturas sobre el nivel del mar. Son adaptadas de literatura técnica de Carrier Corporation

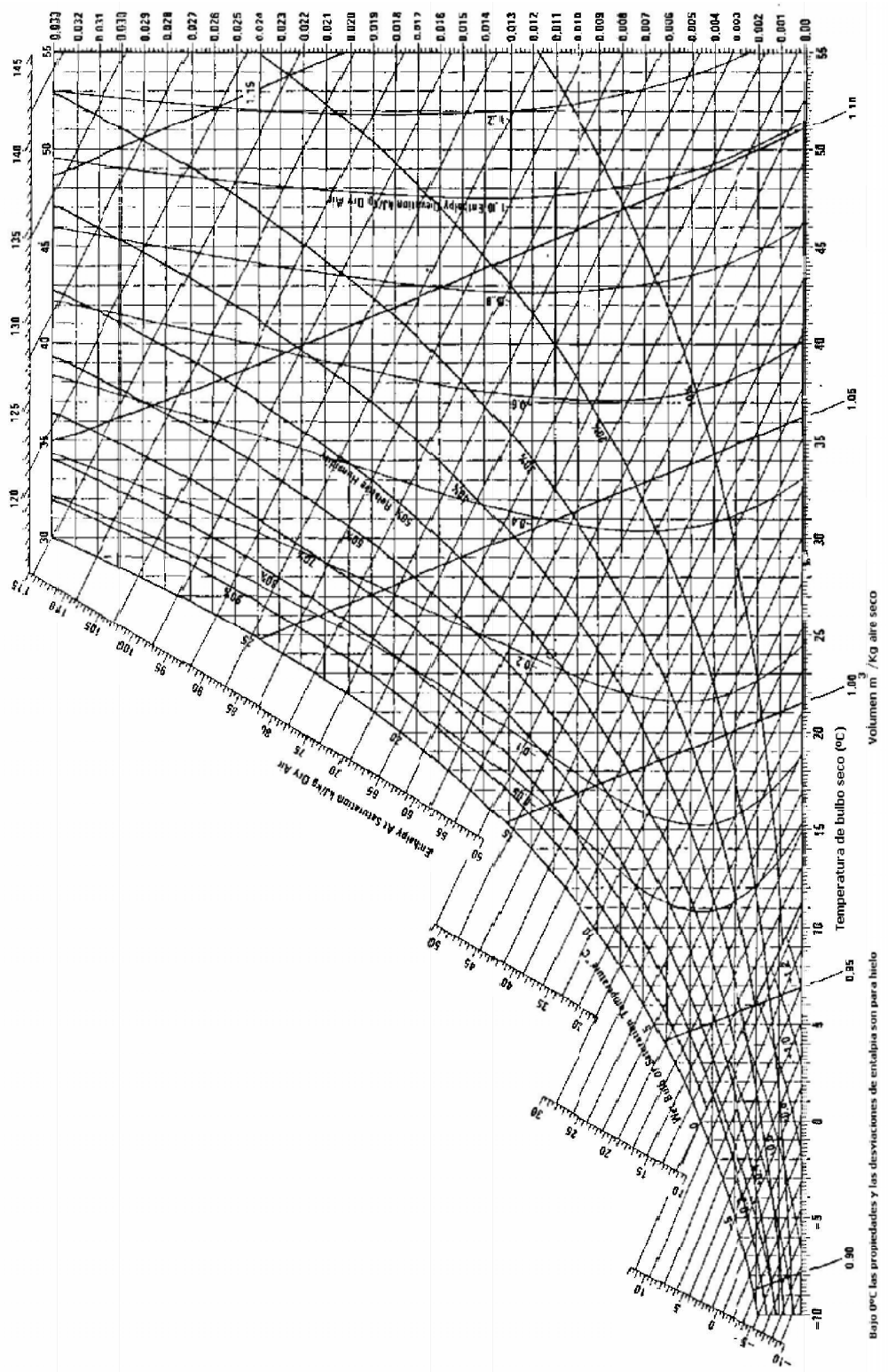


FIGURA 7.1 CARTA PSICROMÉTRICA AIRE - AGUA A 1500 M SOBRE EL NIVEL DEL MAR

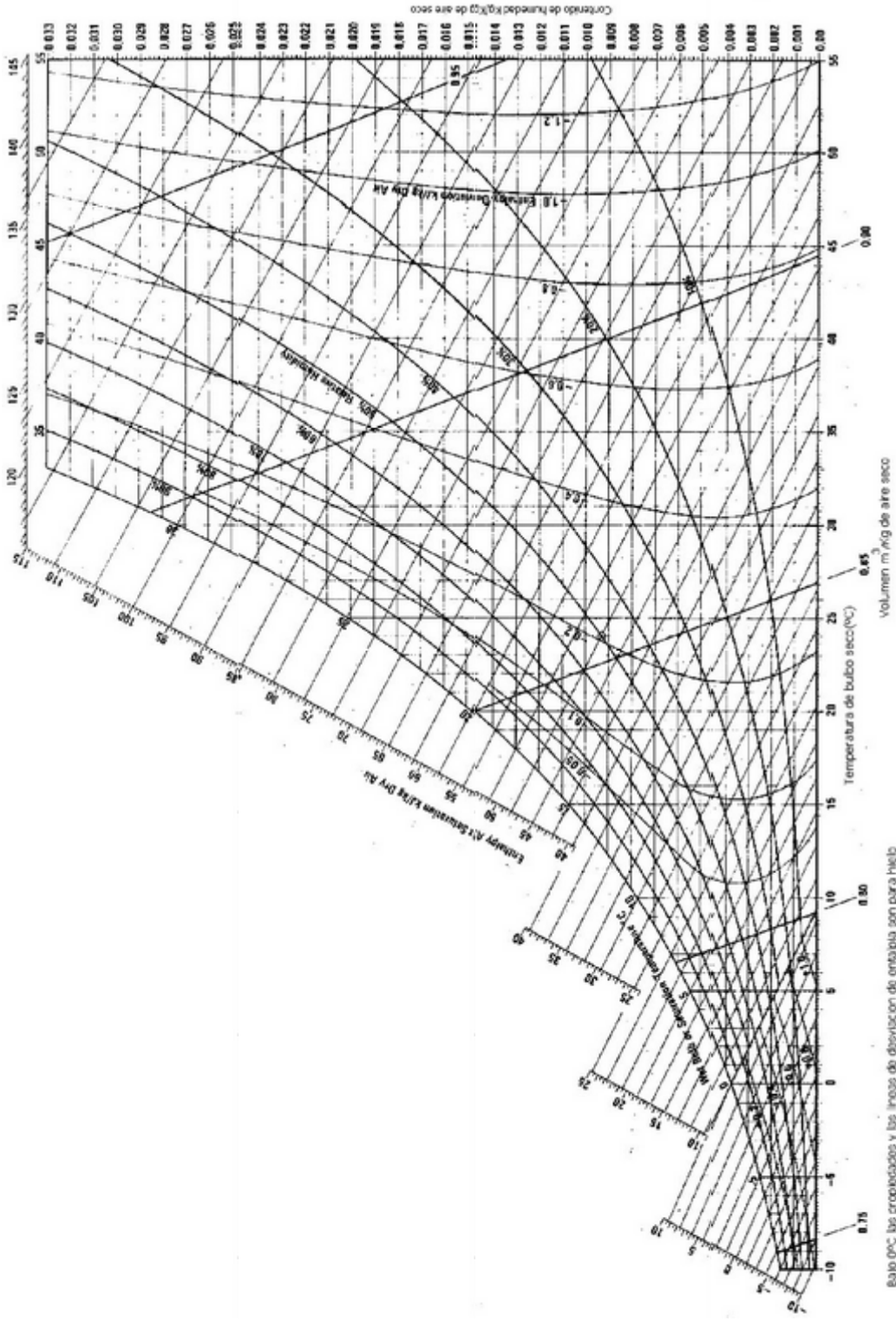


FIGURA 7.2 CARTA PSICROMÉTRICA PARA MEZCLAS DE AIRE - AGUA A PRESIÓN ATMOSFÉRICA NORMAL

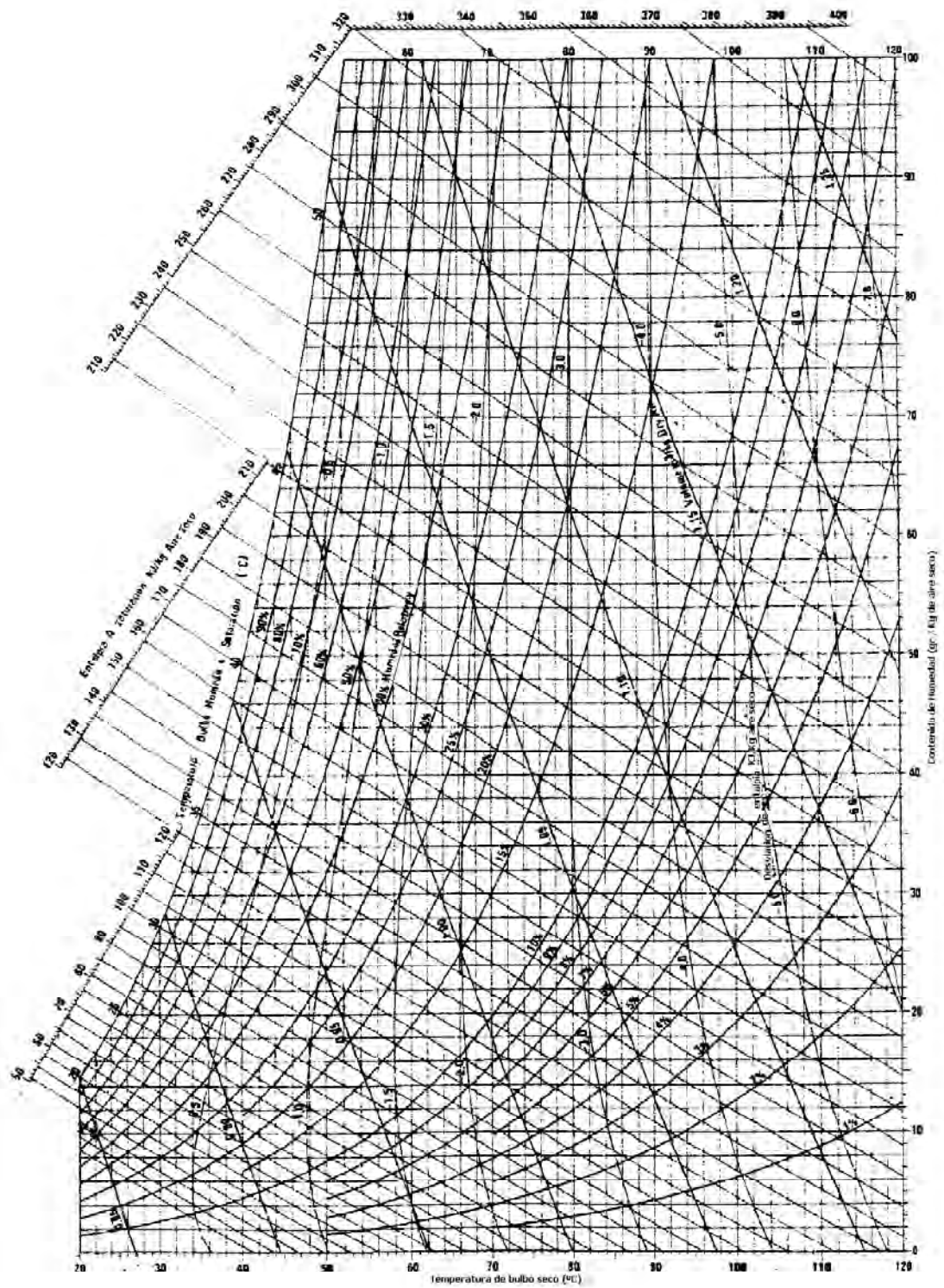


FIGURA 7.3 CARTA PSICROMÉTRICA PARA MEZCLAS DE AIRE - AGUA, NIVEL DEL MAR, ALTAS TEMPERATURAS

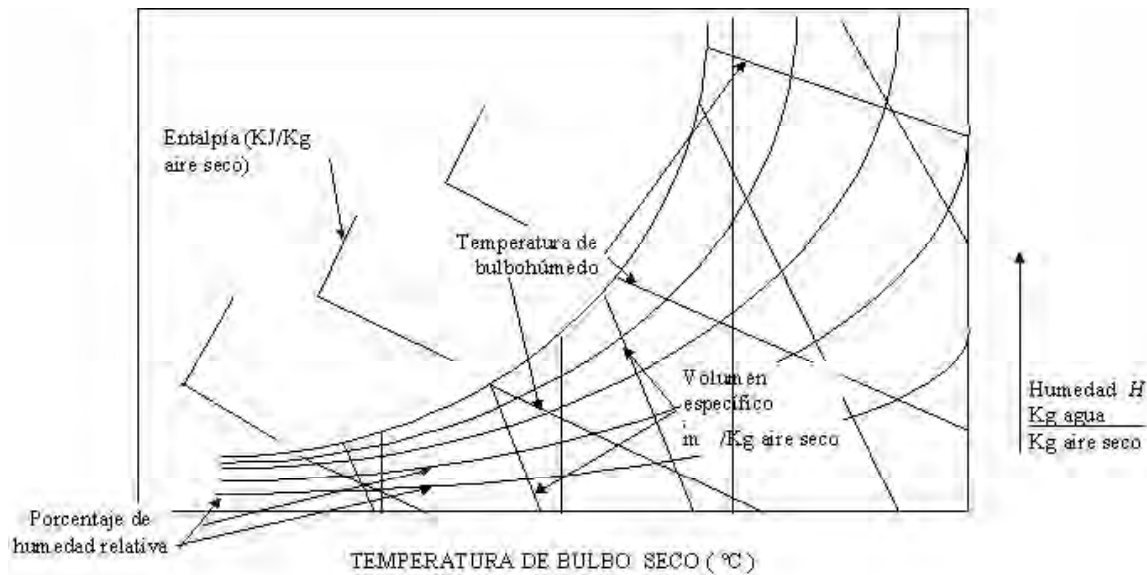


FIGURA 7.4 EXPLICACIÓN ESQUEMÁTICA DE LAS LÍNEAS EN UNA CARTA DE HUMEDAD

En la figura 7.4 aparecen esquematizadas las líneas más importantes del diagrama que permiten la lectura de las propiedades antes mencionadas de las mezclas aire - vapor de agua para la realización de cálculos que las involucren.

Ejemplo 7.2

Encontrar la entalpía, humedad, humedad relativa y punto de rocío de aire de temperatura 40°C y temperatura de bulbo húmedo de 30°C.

En la gráfica 7.2, leyendo 40°C en el eje x , ascendiendo verticalmente por tal línea hasta cruzar la línea de temperatura de bulbo húmedo de 30°C (la de mayor pendiente, que coincide con la dirección de las lecturas de entalpía), se lee en el eje y, a la derecha:

$$W = 0.023 \text{ Kg agua / Kg aire seco}$$

Por la misma horizontal en la que se leyó H , pero ahora hacia la izquierda, buscando la curva de temperaturas de saturación, se ubica un punto equidistante entre las temperaturas 25 y 30 °C. Luego, el punto de rocío, o saturación de esta mezcla es, aproximadamente de 27.2 °C

Buscando el valor al que corresponde la situación del mismo punto, ahora en las curvas de humedad relativa (ver fig. 7.4), se lee:

$$W_A = 50\% \text{ aproximadamente}$$

Para la lectura de la entalpía basta leer la escala pertinente en la línea de 30°C de bulbo húmedo:

$$H = 100 \text{ KJ} / \text{Kg aire seco}$$

Ejemplo 7.3

Se mezclan dos corrientes de aire de 10 (70°C y 30% de W_A) y 20 m³/s (30°C, 60% W_A). Encontrar la humedad y la temperatura de bulbo seco de la mezcla resultante.

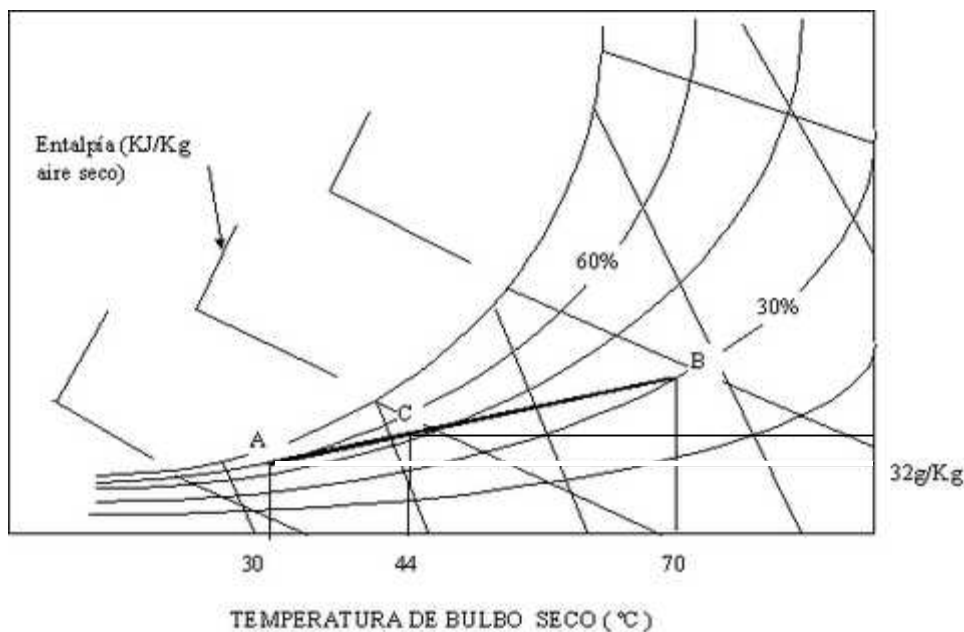


FIGURA 7.5 LÍNEA DE OPERACIÓN DEL EJEMPLO 7.3

Luego de situar los puntos A (30°C, 60% W_A) y B (70°C y 30% de W_A) en la figura 7.3 se traza una línea AB que los una.

En la gráfica, sobre la línea AB se ubica un punto C tal que la divide en segmentos de longitud, de modo que:

$$\frac{AC}{CB} = \frac{\text{Mezcla.B}}{\text{Mezcla.A}} = \frac{10 \text{ m}^3 / \text{s}}{20 \text{ m}^3 / \text{s}}$$

Se encuentra que C, o punto que representa la mezcla se caracteriza por: $T = 44^\circ\text{C}$ y $W = 0.032$ Kg agua / Kg aire seco.

Ejemplo 7.4

Se usa aire de 60°C y 60% de humedad relativa para secar un alimento. Si sale saturado del secador, ¿qué cantidad de agua ha removido cada Kg de aire seco?

En la figura 7.6 se representa el proceso. El aire inicialmente está ubicado en A y pasa, por una línea de entalpía constante (de bulbo húmedo constante o adiabática para mezcla aire - vapor de agua) hasta el punto B en donde llega a saturación.

$$W = 82 \text{ gr/Kg} = 0.082 \text{ Kg agua / Kg aire seco para el punto A}$$

$$W = 86.7 \text{ gr / Kg} = 0.0867 \text{ Kg agua / Kg aire seco para el punto B}$$

Cantidad de agua removida al alimento:

$$W_s - W_A = (0.0867 - 0.082) \text{ Kg agua / Kg aire seco} = 0.0047 \text{ Kg / Kg aire seco}$$

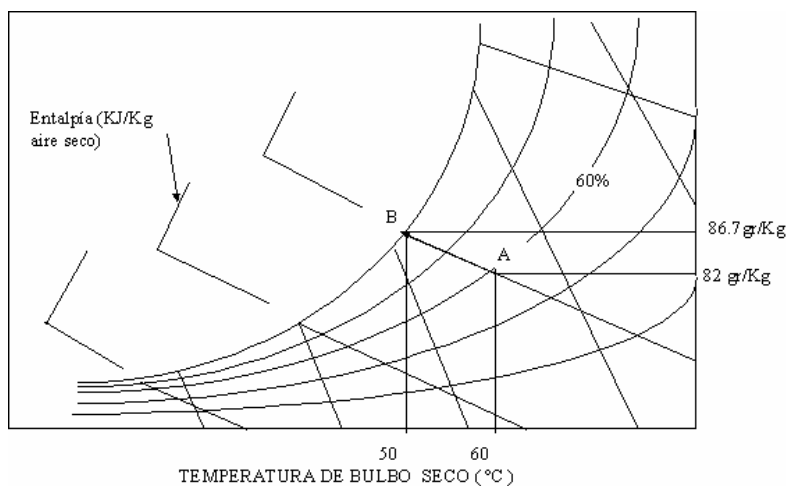


FIGURA 7.6 ESQUEMA PARA EL PROBLEMA 7.4

7.3 ACTIVIDAD DE AGUA

Todo alimento es un producto húmedo que puede ser considerado como un sistema formado por un sustrato seco al que acompaña cierta cantidad de agua unida a él. Las fuerzas que ligan el agua a la materia seca son de diverso tipo, dependen de la naturaleza del producto.

Para cada temperatura el agua pura coexiste con un poco de agua en estado de vapor; la presión que ejerce ese gas se llama presión de vapor en equilibrio. En unas tablas de vapor de agua se relacionan, entre otros datos, los valores de las presiones de vapor en equilibrio (o presión de agua a saturación p_{As}) para un intervalo amplio de temperaturas.

Cuando el agua está en forma de humedad en un alimento, debido a que la materia limita su "libertad", no hace la misma presión de vapor que la que haría, a la misma temperatura, si estuviera en estado puro. Expresado de otra forma, la presión de vapor en equilibrio con el alimento (p_A) es menor que la de saturación.

Un indicador directo del "grado de libertad" del agua que tiene un producto es la comparación del valor de la presión de vapor en equilibrio con presión de saturación correspondiente a la misma temperatura.

El parámetro **actividad de agua** (a_w) se define como la relación de la presión de vapor de agua de un material a la presión de vapor de agua pura a la misma temperatura.

$$a_w = \frac{p_A}{p_{AS}} \quad (11)$$

Donde p_A es la presión de vapor ejercida por el alimento y p_{AS} la presión de vapor de agua a la misma temperatura.

Una definición equivalente es la que expresa que la actividad de agua es la humedad relativa en equilibrio con el alimento, dividida por cien (ver definición de humedad relativa).

La actividad de agua está entre 0 y 1, siendo más baja mientras más fuertemente ligada se encuentre el agua al material; tiende a la unidad cuando está tan débilmente adherida al material que su comportamiento se acerca al de su estado libre o puro. En el secado las moléculas de agua menos ligadas son las primeras en retirarse y las últimas son las que están unidas fuertemente a las macromoléculas orgánicas del extracto seco por fuerzas de tipo electrostáticas.

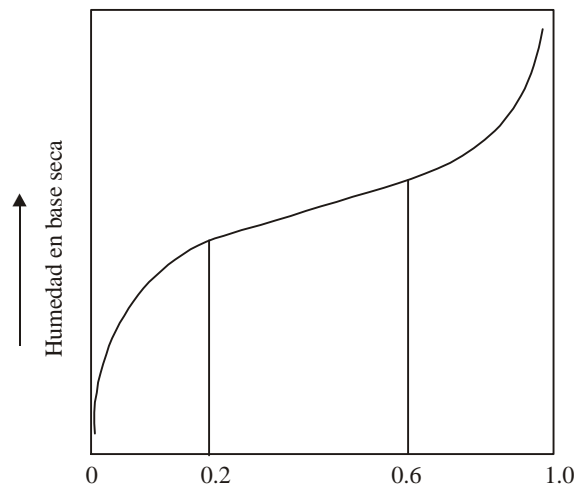


FIGURA 7.7 ISOTERMA DE SORCIÓN TÍPICA

Puede dividirse la curva en tres zonas:

- $0 < a_w < 0.2$: Agua fuertemente ligada, rígida, en forma de capa monomolecular sobre grandes moléculas polares.
- $0.2 < a_w < 0.6$: En este tramo lineal el agua está semi-rígida o "seudolíquida".
- $a_w > 0.6$: El agua está "libre", en estado líquido, retenida solamente por fuerzas de capilaridad.

7.3.1 Influencia de la actividad de agua en el deterioro

Hace unos 40 años se comenzó a estudiar y a aceptar la gran importancia de la conservación y estabilidad de los alimentos.

Fueron los microbiólogos quienes primero demostraron que la a_w , más que la humedad, era el parámetro que controla el crecimiento, la supervivencia, esporulación, muerte o producción de toxinas de los microorganismos (Mossel y Westerdijk, 1949), (Bryce y Pearce, 1946), (Scott, 1953, 1957). En el artículo clásico de Scott se reporta que la mayoría de bacterias no crecen en ambientes que tengan menos de 0.91 de actividad de agua; lo mismo ocurre para los hongos bajo 0.8 de a_w . Posteriormente otros investigadores encontraron resultados que indican que la actividad de agua modifica la sensibilidad de los microorganismos al calor, la luz y los productos químicos (Troller, 1973).

La a_w tiene efectos también sobre las reacciones de deterioro de los alimentos, actuando bien como reactante (como en el caso de la hidrólisis de la sacarosa), o bien como solvente teniendo efecto de dilución de los sustratos, reduciendo la velocidad de reacción (Leung, 1987).

En cuanto a los lípidos, la a_w muy baja, especialmente cuando hay presentes grasas insaturadas, propicia la rancidez oxidativa; la rata de oxidación es mínima en el valor de actividad correspondiente a la monocapa, y se incrementa para valores superiores de a_w (Robertson, 1993).

Para el caso del pardeamiento, las energías de activación para la formación de los compuestos de Amadori decrecen con el incremento de a_w y se vuelven muy independientes de la temperatura para valores de la actividad superiores a 0.5. Esta es la justificación para usar bajas temperaturas en las etapas finales del secado (Robertson, 1993).

La pérdida de las vitaminas A, B₁, B₂ y C se incrementa con a_w en el intervalo entre 0.24 y 0.65. Contrariamente, el α -tocoferol en alimentos magros se incrementa con la actividad de agua para valores entre 0.1 y 0.65. El ácido ascórbico se deteriora en forma exponencial con el incremento de a_w (Kirk, 1987).

Las reacciones enzimáticas en alimentos para bajos contenidos de agua, por debajo del valor de monocapa, no ocurren o son muy lentas, hecho que se ha explicado por la pérdida de movilidad del sustrato para difundirse hasta los sitios activos de las enzimas (Karel, 1975).

Una línea muy activa de trabajo entre algunos investigadores se encuentra en los efectos de la actividad de agua en la textura de los alimentos. Aunque se reconoce que la a_w tiene un efecto importantísimo sobre las propiedades texturales, se acepta que se requiere mucha investigación para construir una teoría que permita relacionar y predecir la evolución de la textura de un alimento para distintos valores de esta propiedad (Bourne, 1987).

Además del control de los problemas microbiológicos, de la teoría de a_w pueden aplicarse directamente a muchos problemas industriales como la deshidratación, el desarrollo de productos de humedad intermedia, estabilización de sabor, color y textura.

7.3.2 Determinación de las isotermas de sorción de humedad

Las diversas formas en las que se presenta el agua en los alimentos han hecho que hasta el presente no sea posible predecir el curso de las isotermas de sorción de humedad, es decir, predetermined el contenido de agua en equilibrio con un producto para una presión de vapor de determinado ambiente al que está expuesto. Si se desea conocer este comportamiento es necesaria la determinación experimental. (Spiess y Wolf, 1987)

7.4 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA (CRAPISTE Y ROTSTEIN, 1997)

En la figura 7.8 se muestran los dos fenómenos de transporte que caracterizan el secado: transferencia del calor desde los alrededores hacia el alimento, conducción de calor dentro de él y evaporación en la superficie (a veces dentro del material), y transferencia de masa desde el interior hacia la superficie del material seguido del transporte de la humedad desde allí hacia los alrededores.

Dentro del producto, la transmisión de calor se debe a la conducción por la presencia de gradientes internos de temperatura y, en menor medida, a la convección originada por la migración de la humedad. La radiación o la generación de energía por reacciones químicas son poco importantes en la mayoría de las aplicaciones del secado de alimentos. De manera similar la energía se transfiere al material alimenticio a secar por convección y conducción generalmente, aunque hay excepciones importantes en donde la radiación y la absorción de energía (secado dieléctrico o por microondas) son preponderantes.

El flujo de humedad dentro del material se origina por una combinación de distintos mecanismos de transporte:

- Flujo capilar debido a gradientes presión de succión capilar
- Difusión líquida por gradientes de concentración
- Difusión de vapor causada por gradientes de presiones de vapor
- Flujo viscoso consecuencia de gradientes totales de presión externos o altas temperaturas

Otros mecanismos como difusiones térmica o superficial y flujo debido a fuerzas gravitatorias tienen menor importancia en el secado de alimentos.

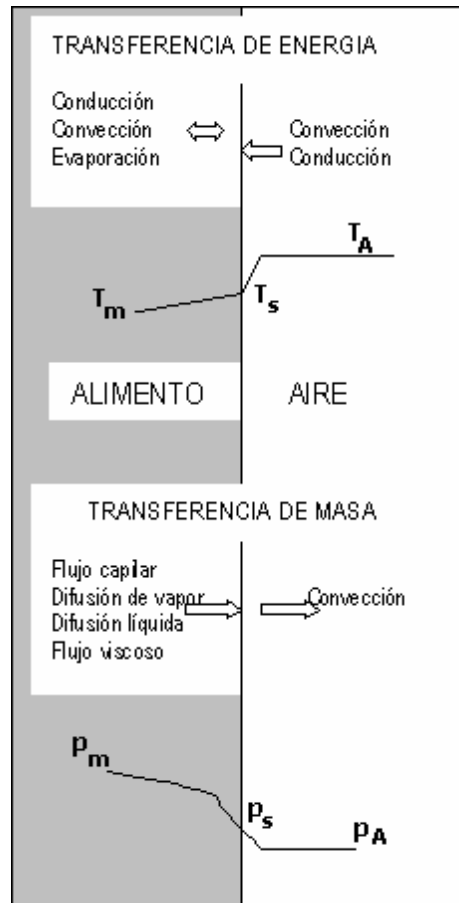


FIGURA 7.8 VISIÓN ESQUEMÁTICA DE LA TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR EN EL SECADO

La transferencia de masa desde el producto hacia los alrededores se hace principalmente por convección causada en gradientes de presión de vapor; la evaporación directa se produce en la superficie cuando se iguala su presión de vapor a la atmosférica como es el caso del secado al vacío y la liofilización

En secado convectivo las condiciones de frontera para el flujo de calor y velocidad de evaporación son de las formas:

$$q/A = h(T_s - T_A), \text{ en la transferencia de calor} \quad (12)$$

$$N = K(p_s - p_A), \text{ en la transferencia de masa} \quad (13)$$

La presión de vapor del producto se puede calcular de su isoterma de sorción. Algunas correlaciones para el cálculo de coeficientes convectivos de transferencia de calor se presentan en la tabla 7.1.

TABLA 7.1 CORRELACIONES PARA COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.
(CRAPISTE Y ROTSTEIN, 1997)

Correlación	Condición
Partículas individuales	
$Nu = 0.664 Re^{0.5} Pr^{0.33}$	Placa plana, $Re < 2 \times 10^5$
$Nu = 0.683 Re^{0.466} Pr^{0.33}$	Cilindro, $Re < 4 \times 10^3$
$Nu = 2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.33}$	Esferas, $Re < 5 \times 10^4$
$Nu = 0.036 Re^{0.8} Pr^{0.33}$	Secado, $Re > 1.5 \times 10^5$
$Nu = 0.249 Re^{0.64}$	Secado de partículas de alimentos
Lechos empacados	
$Nu = 1.95 Re^{0.49} Pr^{0.33}$	$Re < 350$
$Nu = 1.064 Re^{0.59} Pr^{0.33}$	$Re > 350$
$Nu_{\epsilon} = (0.5 Re_{\epsilon}^{0.5} + 0.2 Re_{\epsilon}^{2/3}) Pr^{0.33}$	$10 < Re_{\epsilon} < 10^4$
$Nu = 2.52 Re^{0.499} Pr^{0.33}$	$Re < 3 \times 10^3$
Lechos móviles	
$Nu = 0.33 Re^{0.6}$	Secadores rotatorios
$Nu = 0.024 Re^{0.84}$	Lechos fluidizados
$Nu = 2.0 + 0.5 - 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.333}$	Secadores en spray

7.5 CÁLCULOS DE SECADO

La remoción de humedad en un proceso típico de secado de un alimento sigue una secuencia de diferentes velocidades de secado como se muestra en la figura 7.9.

El tramo AB es una fase transitoria en donde el agua dentro del producto se calienta hasta alcanzar una cierta temperatura deseada.

En BC se transcurre el secado a temperatura constante e igual a la temperatura de bulbo húmedo del aire que se use para secar.

En la mayoría de los casos existe un punto C de humedad crítica, por debajo de la cual la velocidad del secado se reduce con el tiempo en una (CD) o varias etapas (DE) de velocidad decreciente.

El propósito normal de los cálculos en el secado de un material es el tamaño del secador, las condiciones de temperatura y humedad del aire utilizado y el tiempo necesario para llegar hasta la humedad final requerida.

7.5.1 Determinación experimental de las velocidades de secado (Geankoplis, 1982)

En una unidad piloto que reproduzca lo más cerca posible la operación de planta, se miden las pérdidas de peso del material en el tiempo, sin interrumpir la operación se tabulan los valores de humedad en base seca contra el tiempo (X vs tiempo).

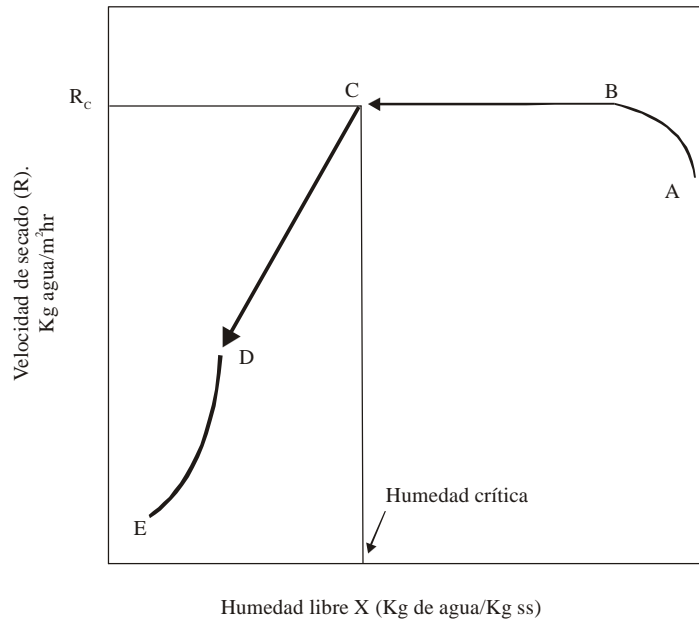


FIGURA 7.9 CURVA GENERAL DE SECADO

Al material debe determinársele la curva de sorción a la temperatura de operación.

Se hace una nueva tabulación de humedad libre vs tiempo: $X - X^*$, donde X^* es la humedad de equilibrio de la curva de sorción en las condiciones de secado constante. Se traza una gráfica de humedad libre vs tiempo, de donde se leen las pendientes a la curva para tener los valores de dX/dt en función del tiempo. Se pueden hallar así las velocidades de secado mediante la expresión:

$$R = -\frac{S}{A} \frac{dX}{dt}, \quad (14)$$

para R en Kg agua /s. m^2 ,

S los Kg de sólido seco usados en el ensayo y

A el área de la superficie de secado en m^2 .

De esta manera se obtiene una curva como la de la figura 7.9. La velocidad de secado para el período de velocidad constante será R_c y el tiempo de secado entre B y C es:

$$t = \frac{S}{AR_c}(X_B - X_C)$$

7.5.2 Método predictivo para etapa de secado a velocidad constante

En el caso más simple, cuando solamente hay transferencia de calor de tipo convectivo, toda la energía calorífica se incorpora a la humedad retirada como vapor durante el período de velocidad constante. La temperatura de la superficie se estabiliza en el mismo valor que la temperatura de bulbo húmedo del aire usado para secar. En estas condiciones se puede usar el siguiente método predictivo:

Si T es la temperatura del aire, T_w su temperatura de bulbo húmedo, L_w el calor latente de ebullición del agua (J/Kg) a T_w y h el coeficiente convectivo de transferencia de calor calculado:

para flujo de aire paralelo a la superficie de secado

$$h = 0.0204 G^{0.8},$$

para flujo de aire perpendicular a la superficie de secado

$$h = 1.17 G^{0.37},$$

h en $W/m^2 \text{ } ^\circ K$, $G = u \times \rho = \text{velocidad} * \text{densidad}_{ah} = \text{Kg/hr.m}^2$ de aire

$ah = \text{aire húmedo}$

Así, el tiempo de secado del período a velocidad constante es:

$$t_{RC} = \frac{SL_w(X_B - X_C)}{Ah[T_a - T_w]} = \frac{S(X_B - X_C)}{AK_g(W_S - W)} \quad (16)$$

La velocidad de secado está dada por:

$$R_c = \frac{h}{L_w}(T_a - T_w) \quad (17)$$

Ejemplo 7.5

Un alimento sólido granulado se va a secar en una bandeja de 0.5 x 0.5 m y 25 mm de profundidad que está completamente llena. El aire (64°C, 30°C de T_w) circula a 6 m/s en sentido paralelo a la superficie.

Estimar la velocidad de secado en el período velocidad constante.

En el diagrama psicrométrico, para los valores de 64°C y 30°C de temperaturas de bulbo seco y húmedo respectivamente, se lee:

$$13 \text{ gr agua/Kg de aire seco} = 0.013 \text{ Kg agua / Kg aire seco} = W$$

$$0.975 \text{ m}^3 / \text{Kg de aire seco} = \text{Volumen específico}$$

Como cada Kg de aire seco está acompañado por 0.013 Kg de agua (W), la densidad del aire húmedo será:

$$\rho = \frac{1\text{Kg} + 0.013\text{Kg}}{0.975\text{m}^3} = 1.039\text{Kg} / \text{m}^3$$

El valor de G es entonces:

$$G = u \rho = 6 \text{ m / s } (1.039 \text{ Kg / m}^3) = (6.23 \text{ Kg / s m}^2) 3600 \text{ s / hr} = 22442 \text{ Kg / hr m}^2$$

El coeficiente convectivo se halla mediante:

$$h = 0.0204G^{0.8} = 0.0204(22442)^{0.8} = 61.73\text{W} / \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

En las tablas de vapor, para 30°C, el calor de ebullición es 2430.51 KJ / Kg

$$R_c = \frac{h}{L_w}(T_a - T_w) = \frac{61.73\text{W} / \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}}{2430.51\text{KJ} / \text{Kg}} (64 - 30)^\circ\text{C} = 0.864 * 10^{-3} \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{ s}$$
$$= (0.864 * 10^{-3} \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{ s}) 3600 \text{ s} / \text{hr} = 3.11 \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{ hr}$$

La velocidad total de evaporación para un área de $0.5 \times 0.5 = 0.25 \text{ m}^2$ es:

Velocidad de evaporación en el área de la bandeja = $R_c A = (3.11 \text{ Kg} / \text{m}^2 \text{ hr}) 0.25 \text{ m}^2 = 0.778 \text{ Kg de agua/hr}$.

Cuando otro u otros mecanismos de transferencia de calor (radiación, microondas, conducción) suministran una parte del calor al producto que se seca, la temperatura superficial es un poco mayor que la de bulbo húmedo (permaneciendo constante en tal valor), (Heldman, Hartel, 1997).

7.5.3 Cálculo del período de secado para etapa de velocidad decreciente

En general el tiempo de secado está dado por:

$$t = \frac{S}{A} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{R} \quad (18)$$

En la etapa de velocidad de secado decreciente la igualdad anterior puede calcularse mediante integración gráfica. Para ello se requiere de la construcción de la curva de velocidad de secado; a partir de ella se traza una nueva gráfica de R^{-1} en función de X , y allí se determina el área bajo la curva entre las humedades X_2 y X_1 .

En el caso especial en donde la zona de velocidad decreciente puede representarse por una línea recta trazada desde C, hasta el origen (en la figura 7.9 CE es una línea recta aproximadamente, y E coincide con el origen); la integración se puede realizar fácilmente, llegando a :

$$t = \frac{SX_c}{AR_c} \ln \frac{X_c}{X} , \quad (19)$$

X es la humedad final del producto.

7.5.3.1 Transferencia de masa en el período de velocidad decreciente

Cuando se alcanza la humedad crítica, la velocidad a la que se evapora el agua desde la superficie es mayor que la rata de migración de humedad desde el interior del material hacia la superficie, apareciendo así un perfil de humedad en el alimento que depende de las condiciones de secado.

El secado está pues limitado por los mecanismos internos de transferencia de masa (ver figura 7.8). Una aproximación que se usa comúnmente en el período de velocidad decreciente es utilizar la *difusividad efectiva* D_{ef} , como parámetro que reúne o combina todos los mecanismos internos de transferencia de masa. Este valor se determina a partir de las curvas de secado ajustando estos valores a la ecuación de difusión en estado no estacionario, que es, para una dimensión x de espesor de película seca:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = D_{ef} \frac{\partial^2 X}{\partial x^2} \quad (20)$$

Las soluciones analíticas de la ecuación anterior, para transporte unidimensional, geometrías regulares y difusividad constante las reportó Crank (1967):

TABLA 7.2 DIFUSIVIDAD EFECTIVA EN PRODUCTOS ALIMENTICIOS
(OKOS Y OTROS, 1992.)

Alimento	T (°C)	$D_{ef} \times 10^{10} \text{ (m}^2 \text{ /s)}$
	50	20
Espuma de leche entera	40	14
	35	8.5
Manzana	66	64
Manzana liofilizada	25	2.43
	54	0.258
Papas	60	0.394
	65.5	0.437
	68.8	0.636
Pasas	25	0.417
Peras – tajadas gruesas	66	9.63
Carne de res liofilizada	25	0.307
	40	0.675
Zanahoria – cubos	60	1.21
	80	1.79
	100	2.41

Para una placa:

Transferencia de masa interna controlante:

$$\frac{X - X_S}{X_0 - X_S} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{(2n-1)^2} \exp\left[-\frac{(2n-1)^2}{4b^2} \pi^2 D_{ef} t\right] \quad (21)$$

Resistencias al interior y al exterior:

$$\frac{X - X_S}{X_0 - X_S} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2Bi^2}{\lambda_n^2 + Bi^2 + Bi} \exp\left[-\frac{\lambda_n^2}{b^2} D_{ef} t\right] \quad (22)$$

X_0 es el contenido de humedad inicial, X_s el superficial, D es el semiespesor de la placa, λ_n es la solución de la ecuación $\tan \lambda_n = \text{Bi}/\lambda_n$ y Bi es el Número de Biot en transferencia de masa:

$$\text{Bi} = \frac{k_g D}{\rho_s D_{ef} \left(\frac{\partial X}{\partial P_V} \right)_t} \quad (23)$$

Para una esfera

$$\frac{X - X_s}{X_0 - X_s} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp \left[-\frac{n^2}{r^2} D_{ef} t \right] \quad (24)$$

r es el radio de la esfera.

Para un cilindro:

$$\frac{X - X_s}{X_0 - X_s} = \frac{4}{r^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\beta_n^2} \exp \left[-\beta_n^2 D_{ef} t \right] \quad (25)$$

La dependencia de la temperatura del coeficiente de difusividad efectiva sigue la ecuación de Arrhenius:

$$D_{ef} = D_0 \text{EXP}(-E_a/RT) \quad (26)$$

D_0 es un coeficiente de referencia, T es la temperatura absoluta, E_a , energía de activación y R la constante universal de los gases.

La predicción de los tiempos de secado para el período de velocidad decreciente es muy difícil pues el valor de la difusividad efectiva de la humedad cambia por los cambios de mecanismo de transferencia de masa que ocurren en esta fase, el incremento de la temperatura y encogimiento del producto al avanzar el secado, entre otros factores.

7.6 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA PARA UN SECADO EN CONTRACORRIENTE



FIGURA 7.10 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN UN PROCESO DE SECADO

Para:

\dot{m}_A = Rata de flujo de aire (Kg de aire seco/hr)

\dot{m}_p = Rata de flujo del producto (Kg de sólido seco/hr)

W = Humedad del aire: Kg de agua/Kg de aire seco

T = Temperatura (°C)

Los subíndices: A: aire, p: producto, 1 y 2 según figura 7.10

El balance de materia para el agua es:

$$\dot{m}_A W_2 + \dot{m}_p X_1 = \dot{m}_A W_1 + \dot{m}_p X_2$$

El balance de energía del sistema de secado es:

$$\dot{m}_A h_{A2} + \dot{m}_p h_{p1} = \dot{m}_A h_{A1} + \dot{m}_p h_{p2} + q$$

Para h entalpías, q pérdidas de calor. Las entalpías del aire pueden leerse en el diagrama psicrométrico. Como alternativa, una expresión útil para evaluar la entalpía del aire húmedo es:

$$h_A = c_H(T_A - T_0) + Wh_L$$

c_H (KJ/Kg°C) es el calor húmedo dado por $1.005 + 1.88W$, T_A : temperatura (°C), T_0 : temperatura de referencia (0°C), h_L : calor de ebullición del agua a 0°C = 2501.4 KJ / Kg

Las entalpías del producto pueden calcularse de:

$h_p = (c_{ps} + X c_w)(T - T_o)$, para $T_o = 0^\circ\text{C}$ y c_{ps} el calor específico de los sólidos del material; X la humedad; c_w el calor específico del agua entre T y T_o .

Ejemplo 7.6

Una cámara de secado se usa para secar un alimento entre 68% y 6% de humedad (base húmeda). El aire entra al sistema a 60°C y 10% de HR y sale a 40°C y 70% de HR. La temperatura del producto es de 25°C durante el secado. Calcular la cantidad de aire necesario por un kilogramo de sólido seco.

Humedades del aire a la entrada y salida (según ubicación en figura 7.7):

$$W_1 = 0.0335 \text{ Kg de agua / Kg de aire seco}$$

$$W_2 = 0.0128 \text{ Kg de agua / Kg de aire seco}$$

Humedades del producto (base seca) a la entrada y la salida:

$$X_1 = 0.68/0.32 = 2.125 \text{ Kg de agua/Kg de sólido seco}$$

$$X_2 = 0.06/0.94 = 0.0625 \text{ Kg de agua/Kg de sólido seco}$$

La expresión del balance del agua:

$$\dot{m}_A W_2 + \dot{m}_p X_1 = \dot{m}_A W_1 + \dot{m}_p X_2$$

al dividirla por \dot{m}_p queda:

$$\left(\frac{\dot{m}_A}{\dot{m}_p}\right) W_2 + X_1 = \left(\frac{\dot{m}_A}{\dot{m}_p}\right) W_1 + X_2$$

$$\left(\frac{\dot{m}_A}{\dot{m}_p}\right) = \frac{X_2 - X_1}{W_2 - W_1} = \frac{(0.0625 - 2.125)\text{KgAgua/ KgSS}}{(0.0128 - 0.0335)\text{KgAgua/ KgAire.seco}}$$

$$\left(\frac{\dot{m}_A}{\dot{m}_p}\right) = 99.6 \text{ Kg Aire seco/ Kg SS}$$

Ejemplo 7.7

Una unidad de lecho fluidizado se usa para secar zanahoria en rodajas. El producto entra en el secador con 88% de humedad (base húmeda) a 25°C. El aire del ambiente a 80% de HR y 20°C se precalienta hasta 120°C para entrar al secador. Estimar la velocidad de producción de material seco si entra aire a 800 Kg de aire seco/ hora y la zanahoria debe salir a 10% de humedad (base húmeda).

Asuma que el producto sale a la temperatura de bulbo húmedo del aire y que el calor específico de los sólidos es de 2 KJ/Kg°C. El aire sale del secador 10°C por encima de la temperatura del producto.

La nomenclatura se refiere a lo señalado en la figura 7.7.

Aire:

Humedad inicial (20°C; 80%HR), $W_2 = 0.012$ Kg de agua / Kg de aire seco

Temperatura de entrada: 120°C

Rata de aire seco (m_A): 800 Kg de aire seco/ hr

$$\begin{aligned} \text{Entalpía de aire a la entrada } (h_{A2}) &= c_H(T_A - T_0) + W_2 h_L = 1.028(120-0) + 0.012(2501.4) \\ &= 153.3 \text{ KJ /Kg aire seco} \end{aligned}$$

Temperatura de bulbo húmedo del aire de entrada (diagrama sicrométrico) = 39°C

Temperatura de salida del aire $39 + 10 = 49^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Entalpía de aire a la salida } (h_{A1}) &= c_H(T_A - T_0) + W_1 h_L = (1.005 + 1.88 W_1) (49-0) + W_{1(2501.4)} \\ &= 49.25 + 2593.5 W_1 \end{aligned}$$

Producto:

Humedad inicial: $X_1 = 0.88/0.12 = 7.33$ Kg de agua/Kg de sólido seco

Humedad final: $X_2 = 0.10/0.90 = 0.11$ Kg de agua/Kg de sólido seco

$$\begin{aligned} \text{Entalpía del producto a la entrada: } h_{p1} &= (c_{pS} + X c_w) (T - T_0) \\ &= (2 + 7.33 \cdot 4.19)(25 - 0) = 817.8 \text{ KJ / Kg de SS} \end{aligned}$$

Temperatura de salida del producto: 39°C

$$\text{Entalpía del producto a la salida: } h_{p2} = (2 + 0.11 \cdot 4.18)(39 - 0) = 95.9 \text{ KJ / Kg de SS}$$

Aplicando la expresión del balance de energía:

$$\dot{m}_A h_{A2} + \dot{m}_p h_{p1} = \dot{m}_A h_{A1} + \dot{m}_p h_{p2} + q$$

$$800(153.3) + \dot{m}_p (817.8) = 800(h_{A1}) + \dot{m}_p (95.9) + 0,$$

suponiendo las pérdidas al ambiente $q = 0$

$$0.04 + 0.00035 \dot{m}_p + 0.0405 = W_i$$

Ahora, usando la expresión del balance de materia:

$$\dot{m}_A W_2 + \dot{m}_p X_1 = \dot{m}_A W_1 + \dot{m}_p X_2$$

$$800 (0.012) + \dot{m}_p (7.33) = 800 W_i + \dot{m}_p (0.11)$$

$$0.012 + 0.009 \dot{m}_p = W_i$$

Igualando las expresiones de W_i , se tiene:

$$\dot{m}_p = 3.24 \text{ Kg de sólidos / hora}$$

$$W_i = 0.0411 \text{ Kg de agua / Kg de aire seco}$$

El aire de salida es entonces de 54 % HR, 49°C.

7.7 SECADORES

7.7.1 Componentes de un secador

La configuración de un secador es básicamente un conjunto de un alimentador, un calentador y un colector. Hay alimentadores de tipo tornillo sinfín, platos vibradores, mesas giradoras, etc; los calentadores pueden ser directos, en donde el aire se mezcla con los gases de combustión, o indirectos en donde el producto se calienta con un intercambiador de calor. Las temperaturas máximas del aire están entre 648 a 760 °C en los calentadores directos y 425 °C para los indirectos.

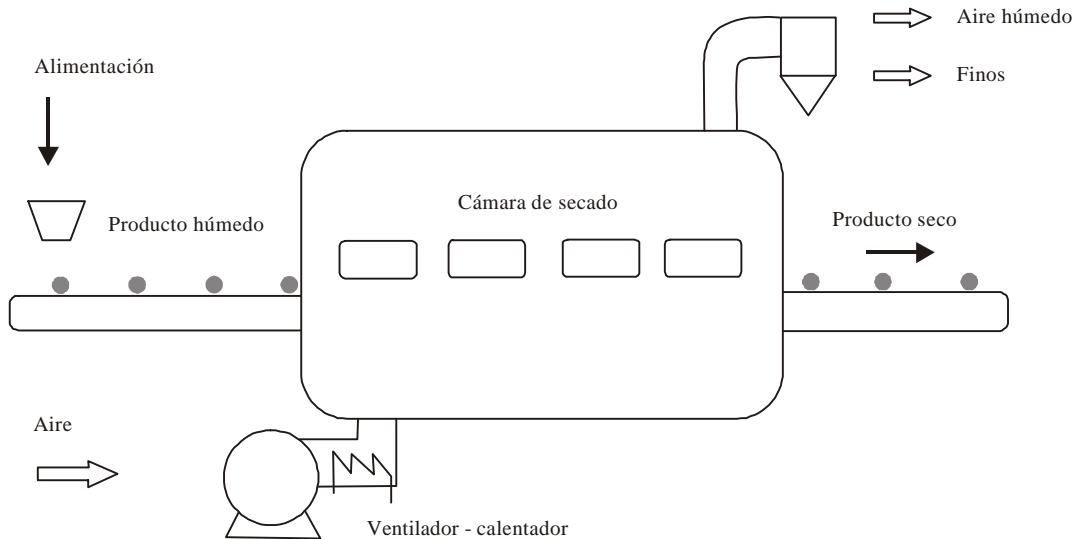


FIGURA 7.11 VISIÓN ESQUEMÁTICA DE UN SECADOR CONTINUO DE AIRE CALIENTE A PRESIÓN ATMOSFÉRICA

Los colectores generalmente se complementan para recuperar los productos finos con ciclones o filtros de mangas.

7.7.2 Secadores discontinuos (Batch)

SECADOR DE QUEMADOR

Son construcciones de dos cuerpos separados por una placa perforada. La parte superior es la sección de secado y en la inferior se colocan los quemadores. Se usa para granos y café principalmente.

SECADOR DE BANDEJAS

El producto se coloca en bandejas que se colocan en un compartimento aislado de exposición a aire caliente y seco. El calentador puede ser directo o indirecto (Serpentines a vapor, intercambiadores o resistencias eléctricas). Se usan velocidades de aire entre 2 y 5 m/s. Su principal problema es la desuniformidad del secado entre bandejas en distintas ubicaciones. El alimento que se va a secar se coloca en capas delgadas (1 a 6 cm de espesor) en una bandeja; puede estar en forma sólida (continua o discreta), como puré o aún líquido. El aire se calienta y circula entre las bandejas en flujo cruzado como en la figura 7.13, o en flujo a través de bandejas perforadas (perpendicular al plano de ellas); parte del aire se recicla para un mejor aprovechamiento a costa de algo de la eficiencia de secado.

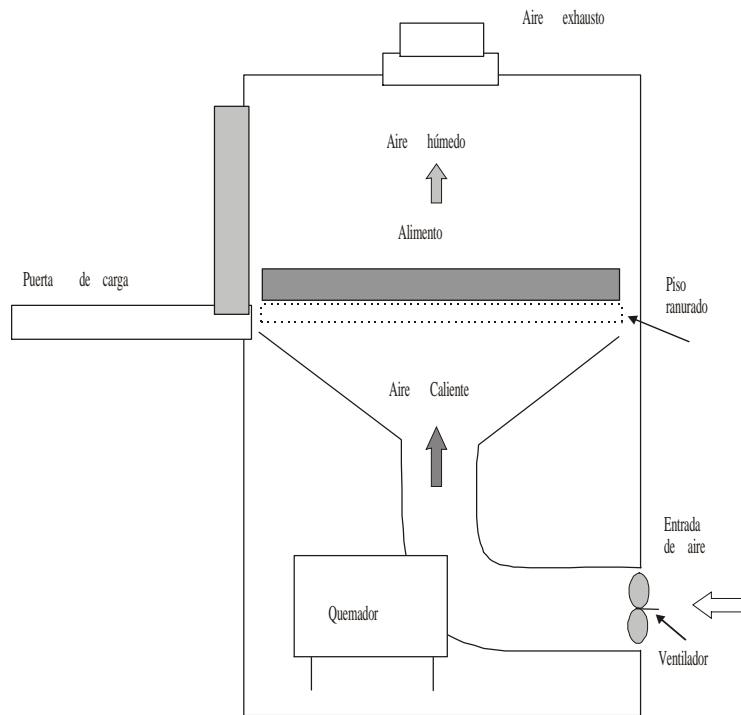


FIGURA 7.12 CONFIGURACIÓN DE UN SECADOR CON QUEMADOR

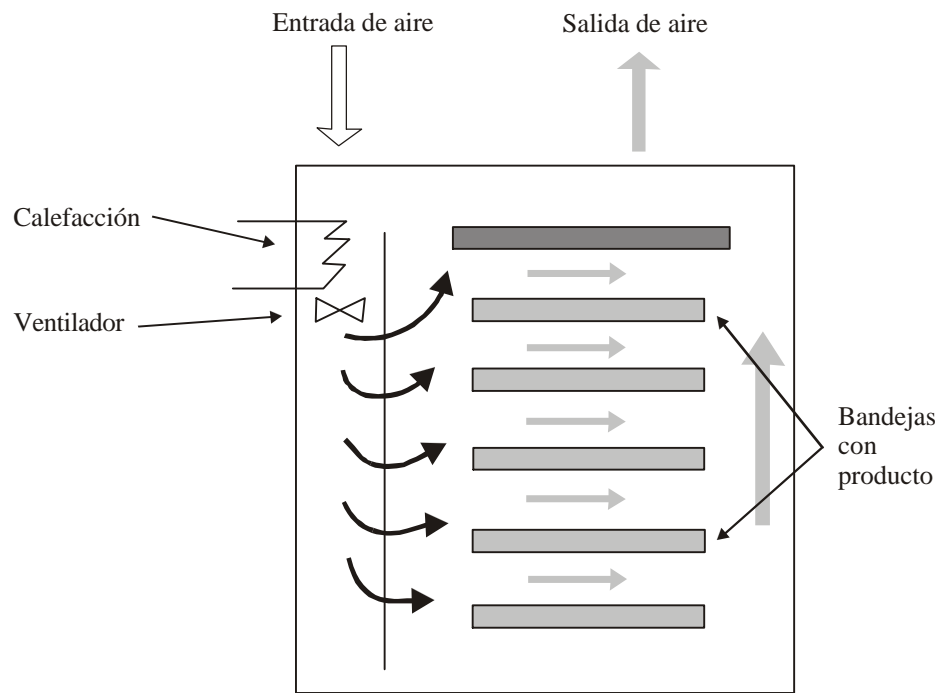


FIGURA 7.13 SECADOR DE BANDEJAS

Se busca que la circulación del aire sea homogénea, situación que se alcanza en alguna medida en equipos bien diseñados. Pueden operarse al vacío lo que incrementa la velocidad de secado pero encarece la operación por el costo de la inversión y operación del sistema de vacío.

Ejemplo 7.8

Un producto se secará en un secador convectivo tipo batch desde una humedad inicial de 0.65 Kg agua/Kg de ss hasta una final de 0.10 Kg agua/Kg ss. La densidad a granel del producto húmedo es 1100Kg/m³. El secador tiene 12 bandejas de 2 cm de profundidad, separadas 10 cm; su longitud y anchura son, respectivamente, 0.7m y 1.0m . La capacidad total de circulación de aire en flujo cruzado es de 2.5m³/s. Las condiciones del aire de entrada son de 75°C y 30°C de TW. Estimar el tiempo total de secado si experimentos en pequeña escala muestran tres períodos de secado bien definidos: uno inicial que va desde la humedad de entrada hasta una humedad crítica de 0.4Kg agua/Kg ss; un segundo y tercer períodos de secado difusivo con una difusividad efectiva de 2.3x10⁻⁹m²/s en zona húmeda y 5x10⁻¹⁰m²/s para la región seca (X<0.18Kg agua/Kg ss). De la curva de equilibrio de sorción se lee que la humedad de equilibrio con las condiciones de aire de secado es 0.02Kg agua/Kg ss y que (dX/dp_w)_T =3.2x10⁻²Kg agua/Kg ss KPa es un valor medio para la zona húmeda. El encogimiento del material está representado por (b/b₀) = 0.6+0.4 (X/X₀).

La altura sobre el nivel del mar en la que opera el equipo es de 2150m.

Area de secado: N° de bandejas (ancho)(largo) = 12x0.7x1.0 = 8.4 m²

Area de circulación de aire: 12x(0.1-0.02)x1.0 = 0.96 m²

Masa del lote: 1100Kg/m³(8.4m²)(0.02m) = 184.8 Kg de material húmedo

Sólidos secos en el lote: 184.8Kg/(1+X_i) = 184.8/(1+0.65) = 112 Kg ss

Condiciones de aire a la entrada:

Humedad: W₁= 0.0188 Kg agua/Kg aire seco

Densidad: 0.730 Kg/m³

Calor de evaporación del agua en T_w= L_w = L_{30°}=2430.5 KJ/Kg

Rata másica de aire: G = (2.5m³/s)/[(1+W₁)] =2.5/[0.73(1+0.0188)] = 3.36Kg aire seco/s

Velocidad del aire: v_g= (2.5m³/s)/0.96m² = 2.6 m/s

Período de rata de secado constante

Sin tener en cuenta el período inicial de secado, la velocidad de secado puede calcularse de la ecuación (16):

Cálculo del coeficiente convectivo de transferencia de calor:

A partir de la tabla 7.1 :

$$Nu = 0.664 Re^{0.5} Pr^{0.33}$$

Placa plana, Re < 2x10⁵

La longitud de la bandeja es la longitud característica para este caso.

Se tomará como aproximación las propiedades del aire seco, 1 atm, a la temperatura de bulbo seco del problema. Usando la tabla 4.7.

$$\mu(\text{aire seco}) = 20.398 \text{ E-6 Pa.s}$$

$$Re = Lv_a/\mu = (0.7)(2.6)/(20.398\text{E-6}) = 59872.4$$

$$Pr = 0.71$$

$$Nu = 0.664(59872.4)^{0.5}(0.71)^{0.33} = 103.03$$

$$h = Nu k/L = 103.03(0.0286)/(0.7) = 4.2 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$t_{RC} = \frac{SL_w(X_B - X_C)}{Ah[T_a - T_w]} = [112(2430.5*1000)(0.65-0.40)]/[8.4(4.2)(75-30)] = 42770 \text{ s} = 11.88 \text{ hr}$$

$$R_C = \frac{h}{L_w}(T_a - T_w) = (4.2/2430.5*1000)(75-30) = 7.77 \text{ E-05 Kg agua/m}^2\text{s}$$

Un resultado similar se encuentra así:

$$t = \frac{S}{AR_C}(X_B - X_C) \Rightarrow R_C = \frac{S(X_B - X_C)}{t_{RC}A} = 112(.65-.4)/(42770)(8.4) = 7.794 \text{ E-5 Kg agua/m}^2\text{s}$$

La humedad del aire de salida sea:

$$W_2 = W_1 + A(R_C)/G = 0.0188 + 8.4(7.794 \text{ E-5})/3.36 = 0.01945 \text{ Kg agua /Kg aire seco}$$

Esto corresponde a 73.4 °C de temperatura de bulbo seco de aire de salida

Periodo de velocidad decreciente

La ecuación (22) aplica en este caso (Placa, resistencias interna y externa importantes). De igual forma que en el tema de transferencia de calor en estado inestable, la solución en series tiene una aproximación de primer término aceptable cuando ha suficiente tiempo (10 a 15 minutos) después de iniciado el secado.

$$\frac{X - X_S}{X_0 - X_S} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2Bi^2}{\lambda_n^2 + Bi^2 + Bi} \exp\left[-\frac{\lambda_n^2}{D^2} D_{eff} t\right] \Rightarrow \frac{2Bi^2}{\lambda_n^2 + Bi^2 + Bi} \exp\left[-\frac{\lambda_n^2}{D^2} D_{eff} t\right] = X_{AD}$$

Derivando esta última humedad adimensional respecto del tiempo se tiene que:

$dX_{AD}/dt = -X_{AD}[\lambda_1^2 D_{ef}/b^2]$, que, al integrar entre $t = t_c$ y $t = t$ da

$$t - t_c = \frac{b^2}{\lambda_1^2 D_{ef}} \ln \left[\frac{X_0 - X_S}{X - X_S} \right] \quad (27)$$

El contenido medio de humedad en este período es $(0.4+0.18)/2 = 0.29$ Kg agua/ Kg ss

Puesto que el encogimiento del material esta dado por $b/b_0 = 0.6+0.4(X/X_0)$ se tiene que

- Profundidad del material al comenzar la primera fase de secado decreciente:

$$b_c = 0.02m[0.6+0.4(0.4/0.65)] = 0.0169 \text{ m}$$

- Profundidad del material al terminar esta fase:

$$b_D = 0.02m[0.6+0.4(0.18/0.65)] = 0.0142 \text{ m}$$

Se tomará como espesor de material de secado el valor medio de estas dos cifras:

$$(0.0169+0.0142)/2 = 0.0156 \text{ m}$$

La difusividad de vapor de agua en el aire puede simularse con el siguiente modelo:

$$D = (2.16E-5)(T+273/273)^{1.8}(p)^{-1}$$

T en °C, p , presión, en bar

Para una temperatura superficial entre la de bulbo húmedo y bulbo seco del aire (55°C) y presión de 0.78 Bar

$$D = 3.85 \text{ E-5 m}^2/\text{s}$$

$$D_{ef} = 2.3 \text{ e-09 m}^2/\text{s}$$

$$\mu = 2 \text{ E-5 Pa.s}$$

$$\rho = 0.73 \text{ Kg/m}^3$$

$$Pr = 0.7$$

$$C_h = 1.026 \text{ Kj/KgK}$$

$$P_w)_{55^\circ} = 15.8 \text{ KPa}$$

Se puede utilizar la analogía de Chilton-Colburn para hallar el coeficiente de transferencia de masa:

$$\frac{h}{k_g} = \frac{C_h P_w}{\left(\frac{Pr}{Sc}\right)^{2/3}} = 16.38 \text{ E}06 \text{ JPa/KgK}$$

Así $k_g = 4.2/16.38\text{E}06 = 2.56 \text{ E-}07 \text{ Kg}/(\text{Pa}\cdot\text{m}^2\text{s})$ y el número de Biot definido por

$$Bi = \frac{k_g L}{\rho_s D_{ef} \left(\frac{\partial X}{\partial P_v}\right)_t} = [(2.56 \text{ E-}07)(0.0256)/(1100)(2.3\text{E-}09)(3.2\text{E-}05)] = 80.9$$

La solución de la ecuación $\tan\lambda = Bi/\lambda$ da

$$\lambda = 1.552$$

Aplicando la ecuación (27) para el tiempo de secado tenemos:

$$t - t_c = \frac{b^2}{\lambda_l^2 D_{ef}} \ln \left[\frac{X_0 - X_S}{X - X_S} \right] = [(0.0256)^2/(1.552)^2(2.35\text{E-}9)] \ln[(0.4-0.02)/(0.18-0.02)] = 28.42 \text{ hr}$$

Tercer período de secado:

La transferencia de masa es el fenómeno controlante en este caso y aplica la ecuación (21), nuevamente con la aproximación del primer término:

$$\frac{X - X_S}{X_0 - X_S} = \frac{\delta}{\pi^2} \exp \left[-\frac{\pi^2 D_{ef} t}{4b^2} \right] = X_{AD}$$

$$\text{Nuevamente } dX_{AD}/dt = -\frac{\pi^2 D_{ef} t}{4b^2} X_{AD}$$

$$\Delta t = \frac{4b^2}{\pi^2 D_{ef}} \ln \left[\frac{X_0 - X_S}{X - X_S} \right] \quad (28)$$

$$b_D = 0.02\text{m}[0.6+0.4(0.18/0.65)] = 0.0142 \text{ m}$$

$$b_E = 0.02\text{m}[0.6+0.4(0.1/0.65)] = 0.0132 \text{ m}$$

$$b_{\text{medio}} = 0.0137$$

$$\Delta t = [(4)(0.0137)^2/(\pi^2)(5 \text{ E-}10)] \ln[(0.18-0.02)/(0.15-0.02)] = 8.77 \text{ h}$$

7.7.3 Secadores continuos

Secador Rotatorio

Es un cilindro horizontal que rota alrededor de su eje principal. El producto húmedo entra por un extremo y se mueve hacia delante por una combinación de la acción de la gravedad y el arreglo de baffles dentro del cilindro. A medida que este rota el aire atraviesa el producto cuando este cae. Los alimentos que se secan en este equipo son polvos o granulados como el azúcar refinada, el almidón de maíz o el arroz paddy.

Secadores de Túnel

Los secadores de túnel son muy comunes en la deshidratación de alimentos. Pueden configurarse en paralelo y contra corriente siendo la primera la más suave para el producto mientras que, en la segunda, el contacto del aire más caliente con el producto seco propicia el endurecimiento de su superficie. Pueden alcanzar hasta 24 m de longitud y consisten en una cabina en la que hay un mecanismo de rieles que mueven carros con producto a lo largo de ella. El proceso es entonces semi continuo.

Secador de Banda

En este tipo el movimiento del producto se hace mediante una banda transportadora. La configuración más común es la de flujo transversal de aire.

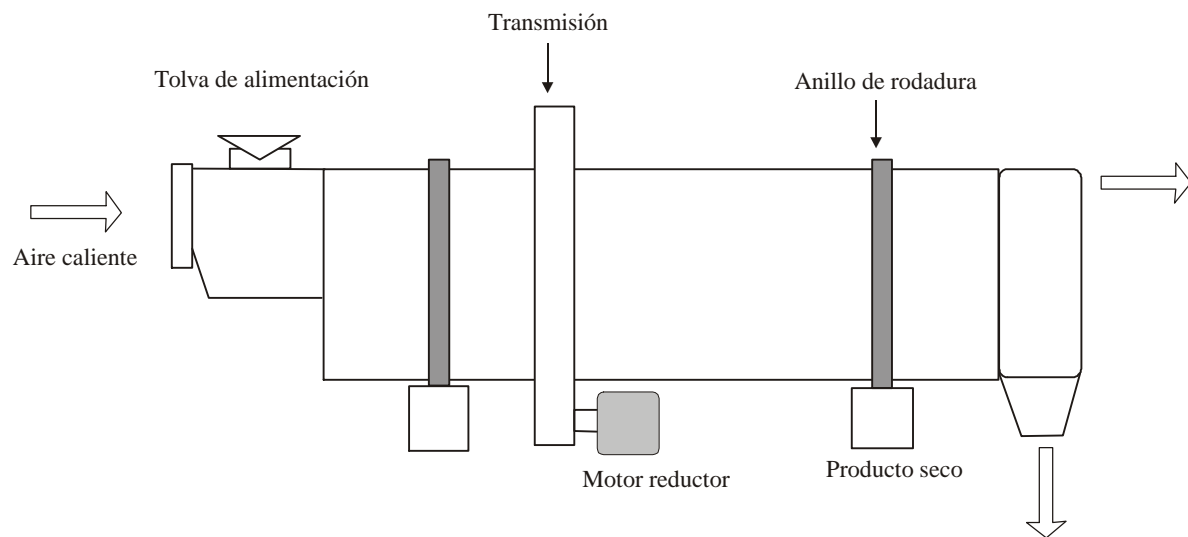


FIGURA 7.14 SECADOR ROTATORIO, FLUJO EN PARALELO

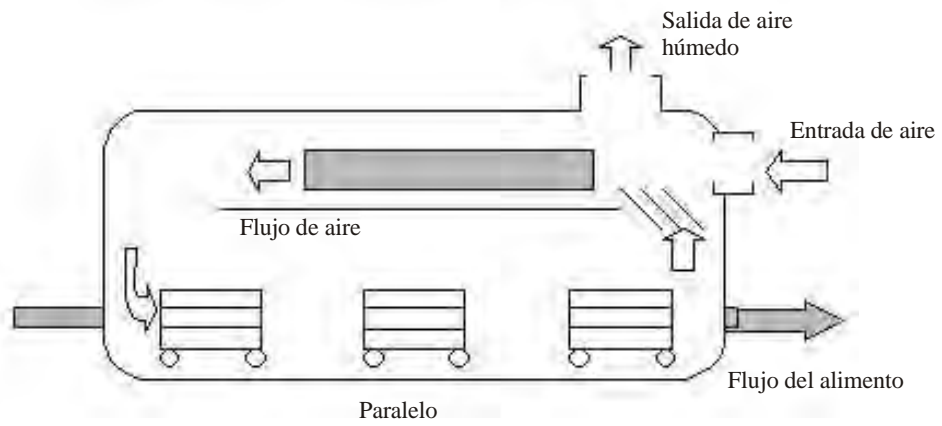
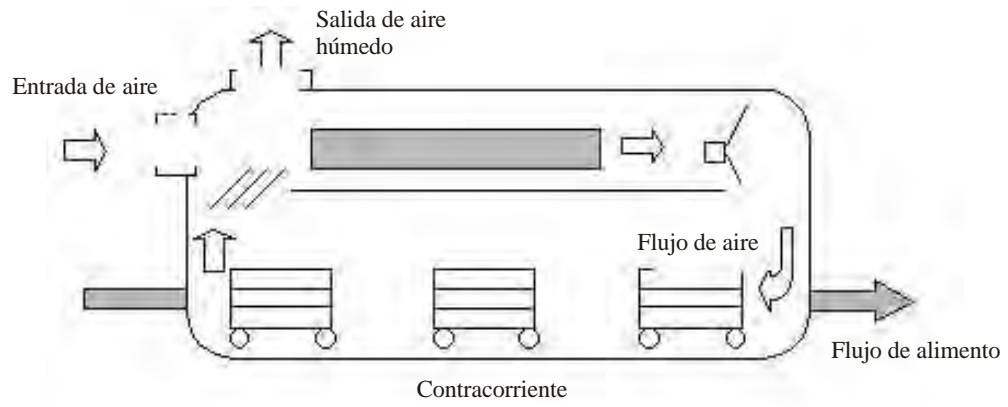


FIGURA 7.15 SECADORES DE TÚNEL

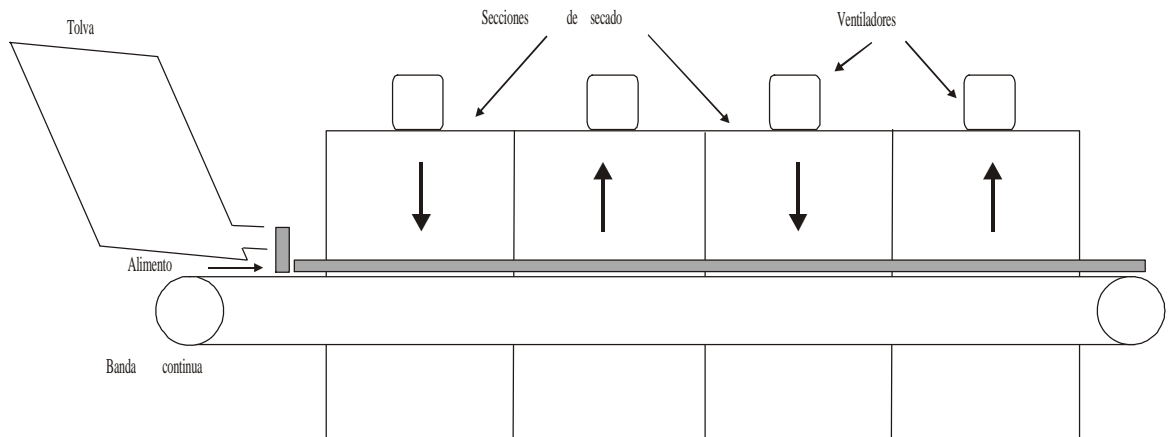


FIGURA 7.16 SECADOR DE BANDA DE FLUJO TRANSVERSAL

7.8 SECADO POR ASPERSIÓN (SA)

El secado por aspersión, pulverización o "spray drying" se utiliza desde principios del siglo XX. Aunque existen patentes para el SA de huevos y leche desde 1850 (LaMont, 1865; Percy, 1872; Stauf, 1901), la atomización industrial de alimentos apareció en 1913 en un proceso desarrollado para leche por Grey y Jensen en 1913. El primer equipo rotativo lo desarrolló el alemán Kraus (1912) pero, comercialmente se conoció gracias al danés Nyro (1933) (Masters, 1991).

El principio de este sistema es la obtención de un producto en polvo a partir de un material líquido concentrado que se pulveriza finamente formando una niebla que entra en contacto con una corriente de aire caliente (entre 200 y 300°C para alimentos) que actúa como medio calefactor y fluido de transporte.

Genéricamente se pueden atomizar soluciones y papillas alimenticias; como ejemplos concretos están el café, té, los ovoproducidos, los jugos o concentrados de frutas, mezclas de helados, sueros, mantequilla, queso, proteínas comestibles y extractos de carne.

7.8.1 Componentes de un sistema de atomización

Los elementos de un secador de este tipo son:

- Unidad de concentración
- Atomizador
- Cámara de secado
- Sistema de manejo de aire
- Sistema de separación
- Sistema de transporte y enfriamiento

La unidad de concentración es un evaporador que lleve el producto hasta concentraciones entre 30 y 55% de sólidos.

El atomizador puede usar energía de presión (toberas de presión), energía cinética (toberas de dos fluidos o atomización neumática) o energía centrífuga (discos rotativos). En cualquier caso se busca crear la máxima superficie posible para la evaporación con un tamaño de gota lo más homogéneo posible.

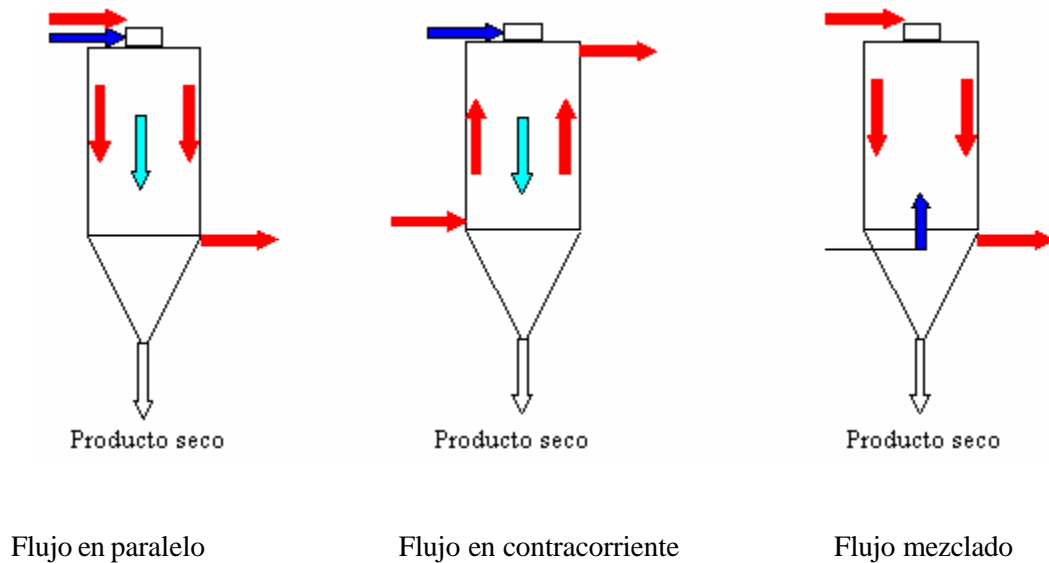


FIGURA 7.17 ARREGLOS DE CORRIENTES EN UN SECADOR DE ASPERSIÓN

La cámara de secado mas común es de tipo cilíndrico con un cono inferior que hace un ángulo con la vertical entre 40 y 60° para que pueda ser retirado de allí el polvo por gravedad. Esta unidad está aislada térmicamente para reducir pérdidas energéticas. Su tamaño varía desde unos metros hasta 30 metros de altura en las unidades mas grandes.

Típicamente, el aire utilizado en la operación tiene temperaturas de entrada entre 100 y 300°C. Para alimentos termoestables como el café pueden usarse hasta 250°C mientras que para materiales delicados como leche o huevos pueden manejarse 100°C o menos. Las temperaturas de salida del aire oscilan entre 50° y 100°C (Heldman y Hartel, 1997). El calentamiento del aire se hace por métodos indirectos (vapor, gas o aceite como medios calefactores) o directo (gas o electricidad) y presenta distribuciones como las que se muestran en la figura anterior.

7.8.2 Descripción de un equipo

En la figura 7.18 se muestra un esquema de un atomizador. El producto líquido se bombea (1) a presión elevada (3 a 48 M Pa) hasta la turbina de pulverización (2) en donde por centrifugado o estrangulamiento se forma la niebla de gotitas con diámetros del orden de varios micrones. El aire se mueve mediante un ventilador (4) que lo succiona del ambiente a través de un filtro (3) y lo dirige a la zona de calentamiento (5) que opera generalmente con intercambiadores de calor (menos comunes son los calentadores directos con gas).

El aire caliente entra (6) a la cámara de atomización (7) de forma cilindro - cónica.

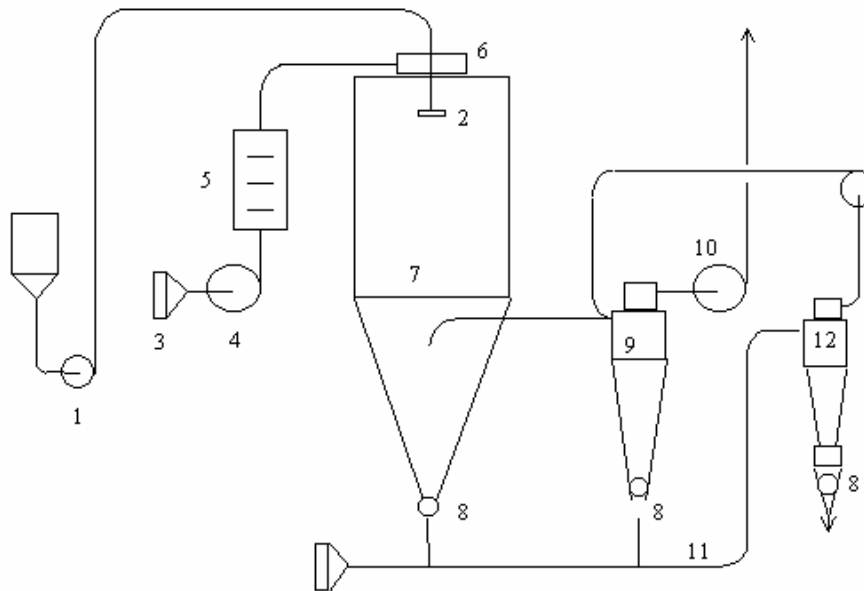


FIGURA 7.18 ESQUEMA DE UN SECADOR POR ATOMIZACIÓN

El sistema de recuperación del producto lo conforman un conjunto de rastrillos, sinfines y válvulas rotatorias (8) que lo retiran del fondo de la tolva de la cámara. Parte del producto sale arrastrado por la corriente de aire que por ello debe someterse al paso por ciclones (9 y 12) que retiran los sólidos finos por el fondo. Generalmente se usa mas de un ciclón, de diferente diámetro, pues según sea esta dimensión tendrá capacidad de atrapar partículas de diferentes dimensiones. Finalmente el aire limpio de producto sale por ventiladores (10).

En la figura 7.18 el producto de la cámara y los ciclones de transporta mediante un sistema neumático (11) y se recoge en el último ciclón (12).

7.8.3 Aspectos tecnológicos

El secado ocurre tan rápido en la cámara que apenas si hay fase de velocidad constante, el aire, que circula de manera muy compleja, cambia rápidamente la temperatura y la humedad en su paso por el atomizador y las partículas son de tamaño heterogéneo. Estos son algunos de los factores que hacen difícil un tratamiento teórico.

Cuando el aire y el producto circulan en el mismo sentido (paralelo) hay una pérdida importante de la eficacia del secado por la disminución de los gradientes de humedad y temperatura en el sentido del flujo. Sin embargo esta pérdida se compensa con la mejor calidad del producto pues cuando el aire está mas caliente y seco el producto está protegido por la intensa evaporación que hace que en su superficie se tenga la temperatura de bulbo húmedo. A la salida del atomizador se llega generalmente a que la diferencia de temperatura entre el producto y el aire está entre 10 y 20°C.

Las dimensiones de la cámara dependen del tiempo de residencia deseado para el producto y el sistema de pulverización elegido. Allí, para sistemas de estrangulamiento se tienen dimensiones "estilizadas" y tiempos de residencia cortos (4 a 6 segundos), mientras que cuando se usan turbinas centrífugas se tienen alturas de cámara iguales o inferiores a su diámetro, con tiempos de permanencia altos (25 a 30 segundos). Las cámaras tienen una gran variedad de diseños en los que el aire y el producto pueden ir en paralelo o en contracorriente. Para los alimentos se usan los sistemas en paralelo pues allí se producen los menores riesgos de deterioro térmico.

7.8.4 Cálculos en secadores de aspersion

Para condiciones estacionarias alrededor de las gotas y bajos Re se cumple:

Modelo de la gota pura (diámetro final cero o total evaporación) (Heldman y Singh, 1981)

$$t_{cr} = \frac{\rho_1 \lambda}{2\Delta T} \int \frac{dd}{h} = \frac{(\rho_1 \lambda d_0^2)}{8K_g (T_a - T_w)} \quad (29)$$

w es la humedad

t es el tiempo

K_g es la conductividad térmica del aire

T_a es la temperatura del aire

T_w es la temperatura de bulbo húmedo

h es el coeficiente de transferencia de calor

λ es el calor latente de vaporización a T_w

d_0 el diámetro inicial de la gota (En el tiempo infinito d es igual a cero)

ρ_1 densidad inicial de la gota

Modelo de diámetro final finito (Heldman y Singh, 1981)

$$t_{cr} = \frac{\lambda(\rho_1 d_1^2 - \rho_2 d_2^2)}{8K_g (T_a - T_w)} \quad (30)$$

d_1 es el diámetro inicial

d_2 es el diámetro final

ρ_2 la densidad final

Ejemplo 7.9

Determine el tiempo de secado considerando los modelos de gota pura y de gota de diámetro final finito al secar un alimento de densidad inicial 1030 Kg/m³ con aire a 120°C y 0.025 Kg de agua /Kg de aire seco. El diámetro inicial de la gota es de 25 μ m y el final de 10 μ m. Asumir condiciones estacionarias para las gotas.

La conductividad térmica del aire se lee de la figura:

$$K_g = 0.035 \text{ W/mK}$$

Las características del aire se obtienen de la carta psicrométrica:

$$H = 196 \text{ KJ/Kg aire seco}$$

$$t_w = 43 \text{ }^\circ\text{C}$$

Punto de rocío 28,6 °C

$$\lambda (120^\circ\text{C}) = 2202,7 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda (43^\circ\text{C}) = 2404.4 \text{ KJ/Kg}$$

Se deberá escoger uno de los dos calores latentes. Si se supone que el rango de secado corresponde al período de velocidad constante, allí la temperatura superficial de la gota (donde ocurre la evaporación) será aproximadamente la de bulbo húmedo del aire. Por ello se escoge el segundo valor de λ .

$$t_{cr} = \frac{(\rho_1 \lambda d_0^2)}{8K_g (T_a - T_w)} = \frac{(1050)(2404.4)(25E-6)^2(1000)}{8(0.035)(120-43)} = 0.073 \text{ s}$$

Este valor lo produce el modelo de la gota pura. Para aplicar el modelo de diámetro final finito se requiere conocer la densidad final de la gota.

$$\rho_2 = \frac{(\text{Masa.de.gota})_1 - \text{Pérdida.de.agua}}{(\text{Volumen.de.gota})_1 - \text{Cambio.de.volumen}}$$

$$\text{Masa inicial de la gota} = (1030)(4/3)(\pi)(12,5E-6)^3 = 8.43 \text{ E-12 Kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Pérdida de agua} &= [(\text{Volumen de gota})_1 - (\text{Volumen de gota})_2]1000 = [(12,5E-6)^3 - (5E-6)^3](4/3) \\ &\quad (\pi)(1000) \\ &= 7,658E-12 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\text{Volumen de gota inicial} = (12,5E-6)^3(4/3)(\pi) = 8,181 \text{ E-15 m}^3$$

$$\text{Volumen de gota final} = (5 \text{ E-6})^3(4/3)(\pi) = 0,524 \text{ E-15 m}^3$$

$$\rho_2 = [(2,7-0,77)E-11 / (8,181-0,524)E-15] = 1469 \text{ Kg/m}^3$$

$$t_{cr} = \frac{\lambda(\rho_1 d_1^2 - \rho_2 d_2^2)}{8K_g (T_a - T_w)} = \frac{2404.4(1030(25E-6)^2 - 1469(10E-6)^2)(1000)}{8(0.035)(120-43)} = 0.055 \text{ s}$$

El período de velocidad constante de secado se alcanza cuando la gota llega a mantener un diámetro constante; en tal momento el material llega a su humedad crítica.

$$\rho_p V_p \lambda (dw/dt) = hA(T_a - T_w) + \rho_p V_p C_p (dT/dt)$$

ρ_p , V_p y C_p son la densidad, el volumen y el calor específico de la gota: Integrando la anterior expresión se tiene,

$$t_{RD} = \frac{(\rho_p d_C \lambda)(w_C - w_E)}{6h\Delta T_{PR}}$$

Para d_C el diámetro de la gota en la humedad crítica w_C , w_E la humedad de equilibrio y ΔT_{PR} la diferencia de temperatura media entre la partícula y el aire durante el período de secado.

Ejemplo 7.10

Estimar el tiempo de secado para el período de velocidad de secado decreciente en el caso del problema anterior si la humedad final de equilibrio es 0.05 Kg de agua/Kg de sólidos. Los sólidos iniciales presentes en la gota son del 7% y la pérdida de agua en el período de secado a velocidad constante fue de 7,658 E-12 Kg por gota.

$$\text{Sólidos iniciales por gota} = (8.43 \text{ E-12})(0.07) = 5.9 \text{ E-13 Kg ss/gota}$$

Humedad final de período de velocidad constante

$$w_C = ((8.43\text{E-12})(0.93) - 7.658\text{E-12})\text{Kg de agua/gota}/(5.9 \text{ E-13 Kg ss/gota})$$

$$w_C = 0.308 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

Diámetro de la gota con humedad crítica:

$$d_C = 10 \mu\text{m} = 1\text{E-5 m}$$

Diferencia media de temperatura:

$$\Delta T_{PR} = (120-43)/2 = 38.5^\circ\text{C}$$

(Debe observarse que esta es una aproximación que supone que el producto se calienta en la fase de velocidad decreciente hasta un valor cercano a la temperatura del aire de entrada. Realmente esto nunca sucede pues el aire se enfriará a medida que procede el secado y la temperatura superficial de la gota en este período irá desde 43°C hasta un valor cercano a la temperatura del aire frío).

$$h = 2K_g/d_C = 2(0.035)/1\text{E-5} = 7000 \text{ W/m}^2\text{K}$$

El tiempo de secado será entonces

$$t_{RD} = \frac{(\rho_p d_C \lambda)(w_C - w_E)}{6h\Delta T_{PR}} = 1000(1469)(1\text{E-5})(2404.4)(0.308-0.05)/(6)(7000)(38.5) = 0.0056 \text{ s}$$

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
a_w	Actividad de agua	Adimensional
A	Area de secado expuesta o de transferencia de calor	m^2
C_{AIRE}	Calor específico del aire seco	J/Kgk
C_A	Calor específico del agua	J/KgK
C_S	Calor húmedo	J/KgK
D	Dimensión característica	m
H	Entalpía	KJ/Kg
h	Coefficiente de transferencia de calor superficial (ctcs)	$W /m^2\text{°C}$
k	Conductividad térmica	$W/m\text{°C}$
K	Coefficiente de transferencia de masa	$Kg/m^2 \text{ s-Pa}$
M :	Masa de sólido húmedo	Kg
M_A	Masa de agua	Kg
M_S	Masa de sólido seco	Kg
$Nu = hD / k$	Número de Nusselt	Adimensional
$Nu_\varepsilon = hD\varepsilon / k(1 - \varepsilon)$	Número de Nusselt	Adimensional
N_v	Flujo de vapor de agua	Kg/m^2
p_A	Presión de vapor de agua en el aire	Pa
p_{AS}	Presión de vapor de saturación en el aire	Pa
p_m	Presión de vapor dentro de un material húmedo	
p_s	Presión de vapor en la superficie de un material húmedo	Pa
q	Calor ganado o perdido	J
R	Velocidad de secado	$Kg/m^2 \text{ hr}$
R_c	Velocidad de secado en el período de vel.constante	$Kg/m^2 \text{ hr}$
$Re = Du\rho / \mu$	Número de Reynolds	Adimensional
$Re_\varepsilon = Du\rho / \mu(1 - \varepsilon)$	Número de Reynolds	Adimensional
S	Masa de sólido seco	Kg
T_m	Temperatura interior	°C o K
T_s	Temperatura superficial	°C ó K
T_w	Temperatura de bulbo húmedo	°C ó K
T_A	Temperatura de un fluido (Alrededores)	°C ó K
u	Velocidad de un fluido	m/s

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
V	Volumen	m^3
W	Humedad del aire	Kg de agua/Kg de aire seco
$W_P = 100 \frac{W}{W_S}$	Porcentaje de humedad	Adimensional
$W_R = 100 \frac{P_A}{P_{AS}}$	Porcentaje de humedad relativa	Adimensional
W_S	Humedad de saturación	Kg de agua/Kg de aire seco
$X_h = \frac{M_A}{M}$	Humedad en base húmeda	Kg de agua/Kg de sólido húmedo
$X_s = \frac{X_h}{1 - X_h}$	Humedad en base seca	Kg de agua/ Kg sólido seco
X_B	Humedad inicial	Kg de agua/ Kg sólido seco
X_C	Humedad crítica	Kg de agua/ Kg sólido seco

<i>Símbolos griegos</i>		
$\varepsilon = 1 - \frac{W}{V\rho_{\varepsilon=0}} = 1 - \frac{\rho_{AP}}{\rho_{\varepsilon=0}}$	Porosidad	Adimensional
ρ	Densidad	Kg/m^3
ρ_{AP}	Densidad	Kg/m^3
	Densidad aparente	Kg/m^3
ρ_c	Densidad en humedad crítica	Kg/m^3
$\rho_{\varepsilon=0}$	Densidad para porosidad cero	Kg/m^3
μ	Viscosidad	Pa.s

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BARBOSA, G; VEGA, H. *Dehydration of foods*. Chapman and Hall. New York, 1996.
- BOURNE, M. Effects of water activity on textural properties of food. En *Water activity: theory and applications to food*. L.B. Rockland y L.R. Beauchat (Editores), Marcel Dekker Inc., New York, 1987. Cap 4.
- BRYCE, W.A., PEARCE, J.A. 1946 Can.J.Res.24:61.
- CRANK, J. *The mathematics of the diffusion*, Oxford University Press, London, 1967.
- CRAPISTE, G.; ROTSTEIN, E. *Design and performance evaluation of dryers in Handbook of food engineering practice*. Valentas, K.; Rotstein, E.; Singh, R. Editores. CRC Press, Boca Ratón, 1997.
- GEANKOPLIS, C. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Editorial Continental, México, 1982.
- HELDMAN, D.R.; SINGH, R. P. Food dehydration. En *Food Process Engineering*. 2ª Ed. AVI publishing. 1981 Citado en Dehydration of foods (Barbosa, Vega, 1996).
- HELDMAN, D.; HARTEL, R. *Principles of food processing*. Chapman and Hall. New York, 1997.
- KAREL, M. *Water activity and food preservation*. En Principles of food science. Part II. Fennema O.R. (Editor), Marcel Dekker Inc., New York, 1975, Cap.8.
- KIRK, J.R. Influence of water activity on stability of vitamins in dehydrated foods. In *Water activity: theory and applications to food*. L.B. Rockland y L.R. Beauchat (Editores), Marcel Dekker Inc., New York, 1987. Cap 2.
- MOSSEL, D. A. A. y WESTERDIJK, J. 1949. Antoine von leewenhoek 15: 190.
- OKOS, M. NARSIMHAM, G., SINGH, R. y WEITNAVER, A. *Food dehydration in Handbook of food engineering*. Heldman, D., Lund, D. Marcel Dekker. New York, 1992.
- SCOTT, W. J. 1953. *Water relations of Staphylococcus. Aureus at 30°C*. Aust. J. Biol. Sci. 6:549.
- SCOTT, W. J. 1957. *Water relations of food spoilage microorganism*. Adv. Food. Res. 7:83.
- SINGH, P; HELDMAN, D. *Introduction to food engineering*. Academic Press Inc., London, 1984.
- TROLLER, J. 1973. *J. Milk Food Tech.*, 36(5), 276.
- LEUNG, H. K. *Influence of water activity on chemical reactivity*. In *Water activity: theory and applications to food*. L.B. Rockland y L.R. Beauchat (Editores), Marcel Dekker Inc., New York, 1987. Cap 2.
- ROBERTSON, G.L. *Food Packaging*. Marcel Dekker Inc., New York, 1993. Cap 10.
- SPIESS W., WOLF W. Critical evaluation of methods to determine moisture sorption isotherms. En *Water activity: theory and applications to food*. L.B. Rockland y L.R. Beauchat (Editores), Marcel Dekker Inc., New York, 1987. Cap 10.

C A P Í T U L O 8

R E F R I G E R A C I Ó N

Típicamente las temperaturas de refrigeración están comprendidas entre el punto de congelación del alimento (-1°C) y unos 10°C . Mediante el descenso de la temperatura se aumenta la vida útil del producto fresco o procesado por la disminución en la proliferación de microorganismos, las actividades metabólicas de tejidos animales y vegetales, y reacciones químicas o bioquímicas deteriorantes.

La mayor parte de los alimentos que deben refrigerarse para su proceso de distribución y venta son las carnes, los lácteos y carnes frías. La durabilidad de un alimento refrigerado no solo depende de la temperatura de almacenamiento. La vida útil o de anaquel de los productos frescos vegetales depende de la variedad, las condiciones del producto al momento de la cosecha (daño mecánico, contaminación microbiana y grado de madurez por ejemplo) y la humedad relativa del sistema de almacenamiento. En los productos procesados, además del tipo de producto que se trate, juega importante papel su historia de procesamiento que define el grado de destrucción enzimática y microbiana que se alcance, higiene de proceso y tipo de empaque.

8.1 ALMACENAMIENTO REFRIGERADO

Plantas y tejidos vegetales

Su característica más importante luego de la cosecha es la respiración aeróbica, que en su almacenamiento puede producir importantes cantidades de calor. Cada fruta o vegetal, exhibe a una misma temperatura muy diferentes tasas de respiración según sea su especie o variedad; por ello es muy recomendable determinar las tasas de respiración de estos materiales cuando se deseen hacer cálculos precisos pues los reportes de la literatura sólo son confiables cuando se refieren a las mismas especies, variedades y condiciones ambientales de producción.

La velocidad de respiración varía también con el tiempo. Para efecto de cálculos de demanda de refrigeración deben usarse los valores máximos determinados o reportados de la misma.

TABLA 8.1 EVOLUCIÓN DE CALOR POR RESPIRACIÓN DE FRUTAS Y VEGETALES

Español	Material Inglés	Vatíos /Tonelada				Ref-
		0°C	5°C	10°C	15°C	
Aceituna	Olive	-	30 - 59	71 - 95	118 - 327 (20°)	3
Achicoria	Radicchio	-	71 (7.5°)	-	148 (20°)	5
Aguacates	Avocado	-	59 - 89	-	183 - 464	1
Ajo(bulbos intactos)	Garlic	9 - 32	17 - 29	27 - 29	32 - 81	1
Ajo(pelado, fresco)	Garlic	71	89 - 118	207 - 296	-	6
Albaricoque	Apricot	12 - 24	-	36 - 59	89 - 130 (20°)	4
Alcachofa	Artichoke	100	140	212	330	2
Apio	Celery	21	32	58 - 81	110	1
Apio	Celery	21	27	36	44	2
Arándano azul	Blueberry	7 - 31	27 - 36	69 - 104	101 - 183	1
Arándano azul	Blueberry	18	-	53	201 (20°)	4
Arándano rojo	Cranberry	12	-	24	53 (20°C)	4
Banano maduro	Banana, ripening	-	-	65 - 116	87 - 164	1
Berenjena	Egg plant	-	-	177 - 231 (12.5°)	-	6
Brocoli	Broccoli	59 - 65	95 - 106	225 - 254	473 - 532	6
Calabaza amarilla	Squash, yellow	35 - 38	42 - 55	103 - 108	222 - 269	1
Carambola	Starfruit	-	30 - 59	47 - 89	71 - 106	3
Cebolla verde	Onion, green	31 - 66	51 - 201	107 - 174	195 - 288	1
Cebolla, bulbo seco	Onion, dry bulb	9	15	21	21	2
Cereza ácida	Cherry, sour	17 - 39	38 - 39	-	81 - 148	1
Cereza dulce	Cherry, sweet	12 - 16	28 - 42	-	74 - 133	1
Cereza	Cherry	16	47	91	130	2
Chirivía	Parsnips	21	33	77	98	2
Chirimoya	Cherimoya	-	-	148 - 591	443 - 1480	3
Ciruela	Plum	18	36	63	105	2
Col	Cabbage	9	21	24	39	2
Col de Bruselas	Brusel sprout	51	89	149	223	2
Coliflor	Cauliflower	53 - 71	61 - 81	100 - 144	136 - 242	1
Colinabo	Kohlrabi	30	48	93	145	1
Curuba	Passion fruit	-	89 - 177	118 - 237	266 - 591 (20°)	3
Durazno	Peach	12 - 18	-	47 - 71	189 - 325 (20°)	4
Durión	Durian	-	-	36 - 355 (13°)	591 - 1478 (25°)	3
Endivia Belga	Belgian endive	24 - 30	-	83 - 101	207 - 260 (20°)	6
Espárrago	Asparragus	81 - 237	161 - 403	269 - 902	471 - 970	1
Espinaca	Spinach	149	208	238	357	2
Feijoa	Feijoa	-	-	59 - 89 (20°MnC)	118 - 149 (20°MxC)	3
Fresa	Strawberry	43	80	147	245	2
Frambuesa	Raspberry	69	158	192	389	2
Granada	Pomegranate	-	12-24	24 - 48	48 - 106 (20°)	4
Grosella	Black currant	45	77	111	257	2
Grosella espinosa	Gooseberry	20 - 26	36 - 40	-	64 - 95	1

Guayaba	Guava	-	-	24 - 177	59 - 413 (20°C)	3
Guisantes, pelados	Peas (shelled)	217	290	460	1070	2
Guisantes, en vaina	Peas (In pod)	140	164	357	506	2
Habichuela	Beans, green or snap	-	101 - 103	161 - 172	251 - 276	1
Hongo	Mushroom	83 - 129	210	297	-	1
Higo	Fig	12 - 24	30 - 48	53 - 71	118 - 177 (20°C)	4
Jujuba	Chinese Jujube	-	-	-	89 - 118 (20°)	3
Kiwi	Kiwi	9 - 12	30 - 41	53 - 71	89 - 118 (20°)	4
Lechuga	Lettuce	48	71	92	149	2
Limon (<i>C. Lemon</i>)	Lemon	9	15	33	47	1
Limón	Lime	-	18 - 30	-	30 - 47	3
Litchi	Lychee	-	30 - 47	59 - 89	148 - 237	3
Maíz dulce	Sweet corn	89	158	259	409	2
Mandarina	Tangerine, Mandarin	-	12 - 24	18 - 30	36 - 60	3
Mango	Mango	-	89 - 130 (13°C)	71 - 95	112 - 166	3
Manzana	Apple	10 - 12	15 - 21	41 - 61	41 - 92	1
Maracuyá	Passion fruit	-	89 - 177	118 - 236	266 - 531	3
Melon	Cantaloupe	12 - 18	24 - 30	41 - 47	101 - 118	5
Melon Honeydew	H. Melon	-	18 - 30	41 - 53	71 - 95	5
Membrillo	Quince	14 - 31	-	60 - 83	125 - 231	3
Mora	Blackberry	63	94	177	214	2
Nabo, sin hojas	Turnip (w.leaves)	19	40	57	65	2
Naranja	Orange	9	14 - 19	35 - 40	38 - 67	1
Nispero de Japón	Loquat	18 - 30	36 - 56	-	-	3
Oca	Okra	-	163	258	431	1
Papaya	Papaya	18 - 30 (7°C)	24 - 35	41 - 53	59 - 71	3
Papa madura	Potatoes, mature	-	17 - 20	20 - 30	20 - 35	1
Pepino	Pepino	-	-	68 - 86	81 - 98	1
Pepino	Cucumber	17	22	37	40	2
Pepino dulce	Pepino	-	-	-	47 - 71 (20°)	3
Pera	Pear	8 - 20	15 - 46	23 - 63	45 - 159	1
Pérsimo	Persimmon	12 - 24	-	-	59 - 71 (20°)	4
Pimiento	Green pepper	23	31	57	63	2
Pimiento dulce	Pepper, sweet	-	-	43	68	1
Piña	Pineapple	-	12 - 24 (7°C)	18 - 30	47 - 59	3
Puerros	Leeks	60	83	149	223	2
Rábano, sin hojas	Radish (w.tops)	27	40	65	109	2
Rábano picante	Horseradish	24	32	78	97	1
Rambutan	Rambutan	-	-	-	118 - 355 (25°)	3
Remolacha	Red beet	16 - 21	27 - 28	35 - 40	50 - 69	1
Repollo	Cabbage	12 - 40	28 - 63	36 - 86	66 - 169	1
Ruibarbo	Rhubarb	40	60	100	126	2

Sapote mamey	Mamey Sapote	-	-	-	148 - 207 (20°)	3
Sandía	Water melon	-	18 - 24	36 - 53	101 - 148 (20°)	5
Tomate	Tomate	17	26	43	66	2
Tomate verde	Husk tomato	-	36 - 41	41 - 59	89 - 118 (20°)	6
Tomate verde- maduro	Tomato ematurefreen	-	21	45	61	1
Tomate de árbol	Tamarillo	-	-	-	59 - 71 (20°)	3
Toronja	Grapefruit	-	19	30	48	2
Uvas, en racimos	Grape clusters	6 - 12	18 - 24	30 - 47	71 - 89 (20°)	4
Uvas Europeas	Grapes, European	4 - 7	9 - 17	24	30 - 35	1
Uvas Americanas	Grapes, American	8	16	23	47	1
Zanahorias, sin hojas	Carrot topped	39	51	57	71	2
Zanahorias	Carrots	46	58	93	117	1

Adaptado de:

(1) Sing, Heldman, 1994; (2) Anon, 1978; (3) Kader, 2000; (4) Crisosto et al, 2000; (5) Suslow et Al, 2000; (6) Cantwell, 2000
MnC: Mínimo Climatérico; MxC: Máximo Climatérico
Para calcular la producción de CO₂ en ml de gas / Kg hr divida el valor en vatios / ton por 5.9

El daño por frío o por refrigeración es otro factor a considerar en el caso de frutas y vegetales caracterizado por una variedad de efectos como picaduras, veteado, pardeamiento, manchas, pérdida de textura, ablandamientos localizados, malos sabores, propensión a enfermedades fungosas, etc. La manera de controlarlo es mantener la temperatura por encima del valor crítico según el alimento almacenado.

Tejidos animales

Luego del sacrificio los tejidos animales pierden su capacidad para resistir el deterioro. Por la pérdida de oxígeno rápidamente pasan a la fase de respiración anaeróbica que produce un descenso del pH desde 7 hasta un valor último entre 5.1 a 6.5. Por lo general es aconsejable alcanzar un nivel moderadamente bajo para este pH, no siendo recomendable que descienda rápidamente pues si esto sucede antes del enfriamiento del músculo se origina desnaturalización proteica y endurecimiento de la carne. La carne normalmente no se mercadea inmediatamente después de ocurrido el sacrificio, sino que se madura por algunos días. La carne de res puede requerir hasta 14 días para madurar a 0°C o unos 3 días a 18°C. Con este procedimiento se consigue un producto mas blando y jugoso.

TABLA 8.2 CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO RECOMENDADAS PARA ALGUNAS FRUTAS Y VEGETALES.

Fruta	Temperatura óptima de almacenamiento (°C)	Humedad relativa (%)	Vida útil de almacenamiento (vida de anaquel)
Aguacate	5-12		
Banano	12	85 – 95	7 – 10 días
Berenjena	7 – 10	90 – 95	7 – 10 días
Cebolla (verde)	0	95	3 – 4 sem.
Limón	10	85 – 90	1 a 6 meses
Lima	7	85 . 90	6 – 18 sem.
Mango	5 – 12		
Melón	7 – 10	80 – 90	2 – 3 sem.
Papaya	7		
Pepino	7	90 – 95	10 – 14 días
Piña	6 – 10		
Papa	3 – 10	90 – 95	5 – 8 meses
Tomate	5 – 10	85 – 90	2 – 3 sem.
Zanahoria	0	98 – 100	4 – 6 sem-

Fuentes: (Vargas, 1987), (Heldman, Hartel, 1997)

TABLA 8.3 PERECIBILIDAD DE PRODUCTOS CÁRNICOS EN FUNCIÓN DE SU AW Y PH

Percibilidad	Criterio	Temperatura de almacenamiento (°C)
	$a_w < 0.95$, pH < 5.2	Sin refrigeración
Almacenable	ó $a_w < 0.91$	
	ó pH < 5.0	
Perecedero	$a_w < 0.95$	< 10°C
	ó pH > 5.2	
Altamente perecedero	$a_w > 0.95$, pH > 5.2	< 5°C

Fuente: Leistner y otros, 1981

En el almacenamiento se recomienda una temperatura tan baja como sea posible (menor, mientras más alto sea el pH) sin llegar a la congelación para la conservación refrigerada. A 0°C una canal puede almacenarse entre 3 y 6 semanas. Es muy importante conservar la humedad relativa para evitar reducciones importantes de peso y pardeamiento de la mioglobina.

El pescado es generalmente más perecedero que la carne pues posee un pH final mayor que 6, buena disponibilidad de nitrógeno proteico y no proteico, sus lípidos son altamente insaturados y la capa mucosa de su piel es higroscópica. La microflora natural que deteriora el pescado y otros alimentos marinos está adaptada para crecer a bajas temperaturas. Por todos estos motivos estos materiales se almacenan generalmente congelados o se enlatan.

O t r o s a l i m e n t o s

La leche pasteurizada de óptima calidad puede durar, en buenas condiciones de almacenamiento, hasta 18 días a 4°C. Entre 0° y esta temperatura se refrigeran la crema, el yogurt, la pasta fresca y la pizza; otros productos como las carnes cocidas, la mantequilla, la margarina y los quesos duros pueden almacenarse a temperaturas un poco más altas, entre 8° y 10°C.

8.2 P R I N C I P I O S G E N E R A L E S D E L A L M A C E N A M I E N T O R E F R I G E R A D O

Para productos frescos o procesados se siguen generalmente las siguientes operaciones:

P r e t r a t a m i e n t o

Son procedimientos de reducción de carga microbiana. Para el caso de la leche su preenfriamiento para transporte entre finca y planta, así mismo como la pasteurización pueden considerarse pretratamientos para refrigerarla. Para el caso del pollo se recomienda su inmersión en un baño con sulfitos como operación previa a la refrigeración.

E n f r i a m i e n t o

Según el alimento sea sólido, líquido o semisólido se usan diferentes tipos de enfriadores, mecanismos de transferencia de calor y velocidades de refrigeración. Para el caso de sólidos se usan comúnmente enfriadores de ráfaga de aire o inmersión en o aspersion del producto con medios fríos. Para alimentos líquidos se utilizan intercambiadores de calor de placas, película descendente, superficie raspada o de placas, siendo este último quizá el más común. Para el caso de operaciones discontinuas también se utilizan recipientes enchaquetados.

Almacenamiento

Normalmente se utilizan cuartos fríos o cavas que mantienen su temperatura con circulación de aire frío. Este último se enfría con sistemas de refrigeración mecánica que utilizan ventiladores para mantener un buen flujo de aire. En algunos casos se controla, además de la temperatura, una composición de la atmósfera (Almacenamiento en Atmósfera Controlada) como por ejemplo en las manzanas para las que se busca una baja concentración de oxígeno y altas de gas carbónico y nitrógeno para incrementar su vida de anaquel.

Transporte refrigerado

La función de este sistema es la de mover el producto entre dos sitios sin que pierda su calidad manteniendo unas condiciones de temperatura, circulación y composición de la atmósfera del vehículo en el óptimo para el material transportado. Estos sistemas están basados en unidades mecánicas, platos eutécticos o expansión directa de nitrógeno líquido.

Almacenamiento en punto de venta

El producto se deposita en un nuevo cuarto frío que suministra el producto a cabinas o mostradores refrigerados para ser expuestos al consumidor final.

Refrigeración doméstica

Los refrigeradores caseros operan generalmente con un ciclo mecánico y mantienen una temperatura de refrigeración entre 6 y 8°C.

8.3 PRESENCIA MICROBIANA DURANTE EL ALMACENAMIENTO REFRIGERADO

El efecto del frío en la microflora en un alimento depende de la resistencia de los microorganismos a las bajas temperaturas y del tiempo de almacenamiento. A medida que desciende la temperatura disminuye el crecimiento de cada especie microbiana y, para muchas de ellas eventualmente se puede detener.

Muchos microorganismos no crecen a menos de 7°C pero hay muchos que sí lo hacen (psicrotópicos), incluyendo algunos patógenos como el *Clostridium botulinum* tipo E (crece hasta 3.3 °C), *Lysteria monocytogenes* (3°C) y *Yersinia enterocolítica* (0°C). Los valores entre paréntesis corresponden a las temperaturas mínimas para el crecimiento de estas bacterias (Frazier, 1988). En la tabla 8.4 se relacionan otros valores de temperaturas mínimas.

TABLA 8.4 TEMPERATURAS MÍNIMAS PARA EL CRECIMIENTO DE ALGUNOS MICROORGANISMOS

Organismo	Mínima temperatura (°C)
<i>Aeromonas hydrophilia</i>	1 – 5
<i>Bacillus cereus</i>	7
<i>Campylobacter jejuni</i>	27
<i>Chlostridium botulinum</i> (E)	3.5
<i>Chlostridium perfringens</i>	20
<i>Escherichia coli</i>	4
<i>Listeria monocytogenes</i>	3
<i>Plesiomonas shigelloides</i>	8
<i>Salmoella</i>	5.2
<i>Staphylococcus aureus</i>	10
<i>Vibrio parahaemolyticus</i>	5
<i>Yersinia enterocolitica</i>	1 – 7

Fuente: Frazier, Westhoff, 1988

El descenso de la temperatura no garantiza entonces que no sobrevivan microorganismos, incluso algunos de ellos de carácter patógeno.

8.4 PRESERVACIÓN POR ATMÓSFERAS CONTROLADAS Y MODIFICADAS (ROBERTSON, 1993)

Se puede mejorar el efecto preservante de la refrigeración controlando o modificando la atmósfera en la que lleva a cabo el almacenamiento.

En el sistema de atmósfera controlada (CAS en inglés), mediante el uso de unidades químicas de despojamiento para retirar el CO₂ y de ventilación para incrementar el O₂, los componentes de la atmósfera pueden controlarse entre ciertos rangos de concentración.

En el almacenamiento por atmósferas modificadas (MAS en inglés), gracias a la actividad respiratoria de alimentos frescos, así mismo como el crecimiento de microorganismos para que se cambie la composición de la atmósfera que rodea al alimento, que, en este caso está almacenado en recipientes herméticos. Se alcanzan así concentraciones de O₂ hasta del 0% y de CO₂ del 20% o más.

El empaque en atmósferas modificadas (MAP en inglés) consiste en utilizar mezclas de gases en el procedimiento para empacar un alimento. Para productos que no respiran, una mezcla de gases del 75% CO₂, 15% N₂ y 10% de O₂ ha dado buenos resultados. Se tienen reservas acerca de la seguridad de alimentos empacados en MAP cuando no se combina con refrigeración por el crecimiento potencial de bacterias patógenas anaerobias.

8.5 ALIMENTOS PROCESADOS Y REFRIGERADOS DE VIDA DE ANAQUEL EXTENDIDA (ROBERTSON, 1993)

Por el gran interés para disponer de comida fresca y libre de preservativos este tipo de productos se han vuelto más comunes. Un proceso consiste en empacar el alimento preparado en recipientes herméticos; allí el material se calienta bien sea para cocinarle o para pasteurizarle por varios minutos a 75°C mediante microondas; seguidamente el producto se enfría hasta 2 ó 4°C para almacenarlo a esta temperatura por períodos de hasta 4 a 6 semanas.

Otros procesos similares son el uso de irradiación y el método francés sous vide (bajo vacío). El primero de ellos tiene mucha resistencia de parte de los consumidores; el segundo, desarrollado en los 70's por el chef francés George Pralus para el foie gras, consiste en empacar el alimento al vacío, en tal condición calentarlo y enfriarlo rápidamente, para almacenarlo de 2 a 3 semanas en temperaturas entre 2 y 4°C. Sus defensores declaran que con este proceso se minimizan los efectos oxidativos y el alimento retiene un máximo de sabor, nutrientes y textura originales. Este proceso está muy difundido en Francia.

A los sistemas anteriores se les critica el riesgo que representa el que en los alimentos con estos tratamientos no se destruyen las esporas termoresistentes (p. ej. *C. Botulinum*) que podrían generar riesgos cuando se incrementa la temperatura de almacenamiento por encima de 3 o 4°C. Por ello en algunos países se han extendido métodos que combinan tratamientos térmicos como los descritos con la adición de preservantes químicos en concentraciones menores a las usuales.

8.6 EL DETERIORO DE LA CALIDAD EN ALMACENAMIENTO REFRIGERADO

Reacciones químicas

Aunque en menor proporción que el almacenamiento a temperatura ambiente, las reacciones químicas de oxidación de lípidos (especialmente en carnes, aves, lácteos y pescado) pardeamiento de Maillard son de mayor peso en productos refrigerados.

Reacciones bioquímicas

Las enzimas, endógenas o exógenas pueden producir reacciones indeseables de pardeamiento, glicólisis, proteólisis y lipólisis. El pardeamiento enzimático es particularmente importante en las frutas y vegetales; se disminuye con el uso de inhibidores (como sulfitos y ácidos cítrico o ascórbico), MAP y empaque al vacío.

Procesos físicos

La migración de componentes hacia o desde el alimento deterioran la calidad. El ejemplo más importante es el del agua que puede perderse o tomarse del medio ambiente o migrar desde una parte a otra de la estructura de un alimento como ocurre con la migración de agua desde la salsa de tomate

hacia la corteza de la pizza en su almacenamiento refrigerado. Los problemas de migración generalmente se solucionan con un empaque apropiado.

Los cambios de fase son otra fuente de deterioro en almacenamiento. El envejecimiento del pan ocurre, al menos en parte, por la retrogradación del almidón, proceso de lenta cristalización que ocurre más rápidamente a temperaturas de refrigeración que a ambiente. Otros ejemplos de cambios de fase son el blooming de los chocolates y el endurecimiento de la mantequilla por la cristalización de lípidos a bajas temperaturas.

Cambios nutricionales

Se presentan pérdidas de nutrientes como vitaminas, proteínas, lípidos y carbohidratos, siendo las primeras las más severas. Para ilustrar este punto, en la tabla 8.5 se relacionan algunas pérdidas de vitamina C para frutas y vegetales refrigerados.

TABLA 8.5 DEGRADACIÓN DE LA VITAMINA C DURANTE LA REFRIGERACIÓN DE FRUTAS Y VEGETALES

Producto	Concentración inicial (mg/100 gr)	Pérdidas (% por día) ^a		
		0 – 2 °C ^b	4 – 8 °C ^c	16 – 24 °C ^d
Cereza	15	-	18.0 – 25.0	18.0 – 25.0
Coliflor	75	0.1 – 0.2	0.1 – 0.7	7.0 – 14.0
Coles de bruselas	114	-	5.0	22.0
Manzana	12	0.1 – 0.5	-	3.0 – 8.0
Naranja	50	26.0	10.0	16.0 – 20.0
Piña	19	18.0	10.0	17.0
Papa	17	-	0.1 – 0.6	-

^a Tiempo de almacenamiento de 2 a 21 días, ^b Almacenamiento al 78% de humedad relativa(HR), ^c Almacenamiento en refrigerador entre 70 - 90 de HR, ^d Almacenamiento entre 50 - 70% HR

Fuente: Zeuten y otros, 1990

8.7 PRODUCCIÓN DE FRÍO

La segunda ley de la termodinámica dice que el calor solo fluye desde los puntos de mayor temperatura hacia los más fríos. Un sistema de refrigeración puede considerarse como una "bomba" que impulsa el calor en forma inversa a la natural: desde una zona fría hasta una caliente. El lado frío del refrigerador debe estar más frío que lo que se quiere enfriar; el lado caliente tendrá una temperatura superior a la del ambiente (o el sistema que recibe el calor retirado).

El frío se obtiene de diversas maneras dentro de las que sobresalen:

- La descompresión adiabática de un gas (Refrigeración mecánica).
- La evaporación de un líquido (Sistema de adsorción).
- La descompresión isoentálpica de un gas real.
- La disolución de ciertos gases o sales.
- El peso de una corriente eléctrica a través de la unión de dos metales diferentes.

Hoy se encuentran más extendidos comercialmente los dos primeros métodos que se hacen en circuito cerrado, es decir, el fluido refrigerante describe un ciclo que lo hace regresar a su estado inicial. Su papel es el de retirar calor al medio que se quiere enfriar y transportarlo a otro que lo absorbe.

8.7.1 Refrigeración mecánica

En la figura 8.1 el refrigerante como gas fluye desde el evaporador (1) hasta el compresor (2), que es accionado por un motor (5). El compresor descarga el gas a la presión de condensación y el gas pasa a líquido en el condensador (3). El calor se elimina desde el condensador hacia el aire. Desde el condensador el refrigerante líquido pasa por la válvula de expansión (4), regula el flujo de refrigerante que será evaporado en el evaporador y mantiene la diferencia de presiones entre el lado de alta y baja presión del circuito. Durante el ciclo el fluido recibe, en la unidad de tiempo, una cantidad de calor Q_2 y entrega una cantidad Q_1 a la fuente caliente, gracias a un trabajo W :

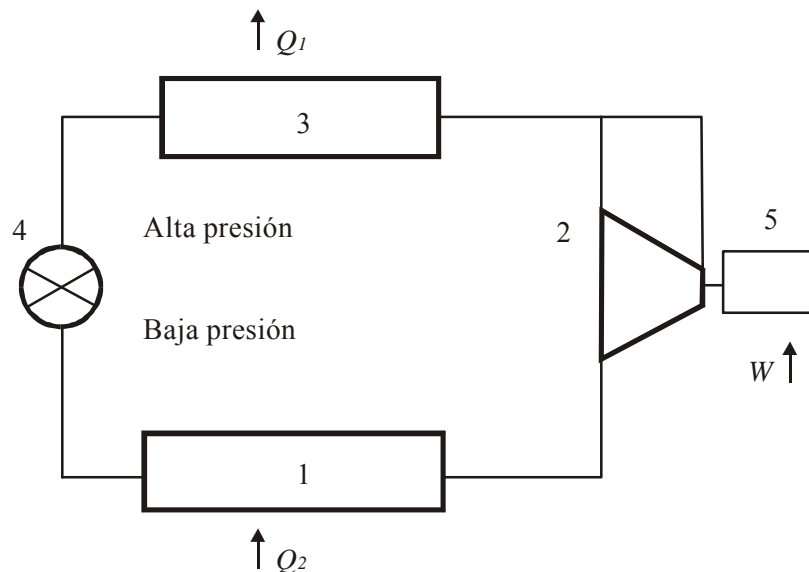


FIGURA 8.1. REFRIGERACION MECANICA. CICLO DE UNA ETAPA.

$$W = Q_1 - Q_2 \quad (1)$$

La eficiencia del sistema esta dada por

$$e = \frac{Q_2}{W} = \frac{Q_2}{Q_1 - Q_2} \quad (2)$$

Equipos y elementos usados en un ciclo de refrigeración mecánica

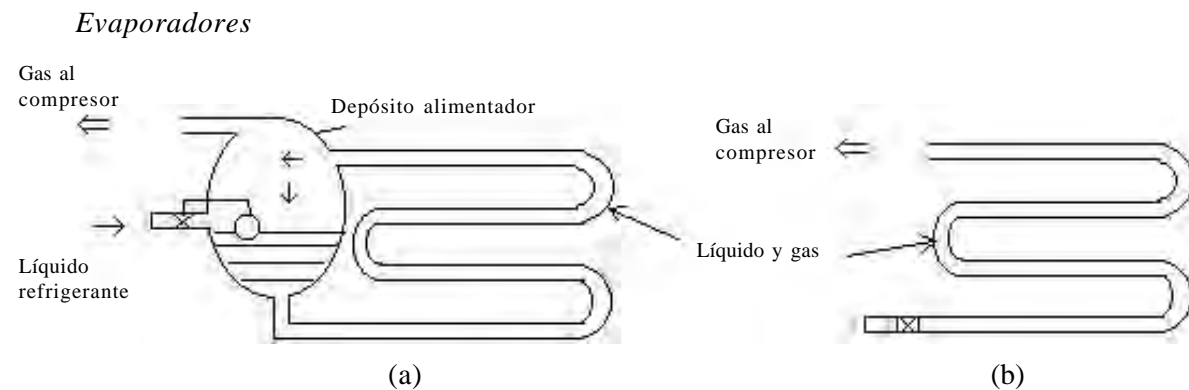


FIGURA 8.2 TIPOS DE EVAPORADORES: (A) INUNDADO; (B) DE EXPANSIÓN DIRECTA

Son intercambiadores donde la sustancia que se desea enfriar entrega calor al refrigerante. Pueden ser del tipo inundado cuando se encuentran completamente llenos del líquido refrigerante, que se va mezclando con su propio vapor a medida que hierve por efecto del calor que retira.

Compresores

Los más usados son los alternativos o de pistón, los centrífugos y los de tornillo, siendo el primero de ellos muy común en instalaciones pequeñas por su simplicidad. En instalaciones industriales de alguna magnitud se usan más los centrífugos y de tornillo.

Sistemas de expansión

Este elemento reduce la presión del refrigerante y regula su flujo al evaporador. Los principales son: el tubo capilar, la válvula termostática y la válvula de flotador. El primero se usa ampliamente en las neveras domésticas o sistemas de pequeña capacidad; las válvulas de flotador mantienen el nivel en los sistemas inundados y la termostática es más usada cuando se necesita expansión directa en el evaporador.

Condensadores

Enfrían el gas caliente procedente del compresor hasta que alcance la temperatura de licuefacción. Normalmente son intercambiadores de calor enfriados por aire y/o agua.

Superficies extendidas como evaporadores y condensadores

Puesto que buena parte de los sistemas de refrigeración usan aire para disipar calor en el condensador (o retirar calor en el evaporador) y por lo mal conductor que es el aire, se usan superficies extendidas conformadas por aletas que se adosan a serpentines por los que circula el refrigerante.

El área efectiva de estas unidades es:

$$A_{EF} = A_A + A_s \quad (3)$$

Donde A_s es el área de los tubos o serpentín libre de aletas, la eficiencia que se calcula con ayuda de figuras como la 8.2 y 8.4;

$$A_s = 2\pi rL$$
$$L = (n_t \times \text{long } t) - (n_A \times t)$$

t = espesor de las aletas

A_A es el área equivalente de las aletas (Toledo, 1991).

$$A_A = 2\pi (r_f^2 - r^2) n_t n_A \quad (4)$$

n_t = número de tubos (pasos de serpentín* hileras de fondo)

n_A = número de aletas por unidad de longitud de serpentín x longitud del serpentín

r = radio externo del tubo (r b en fig. 8.3)

r_f = Distancia entre el centro del tubo y el borde de la aleta (r_e en fig. 8.3) = $b / \sqrt{\pi}$

b = Distancia entre centros de tubos

Ejemplo 8.1

El condensador de una unidad de refrigeración consiste en un serpentín de cobre de 6 pasos de 50 cm de largo, 3 hileras de fondo, de 0.8 cm. de diámetro externo con una distancia centro - centro entre tubos de 3 cm. Las aletas son de aluminio, de 0.5 mm de espesor, 5 por cm. Si el coeficiente de transferencia de calor h es 40 W/m²K, calcular la superficie de transferencia de calor efectiva para este elemento (Conductividad térmica del aluminio: 206 W/mK).

Se usará la figura 8.5 y su notación

Radio del tubo: 0.004 m = r

Radio equivalente de la aleta = $r_f = (0.03) / (\sqrt{\pi}) = 0.017 \text{ m}$

Área seccional de la aleta: $A_c = t (r_f - r) = 0.0005 (0.017 - 0.004) = 0.0000065$

Altura de la aleta: $r_f - r = 0.013 \text{ m}$

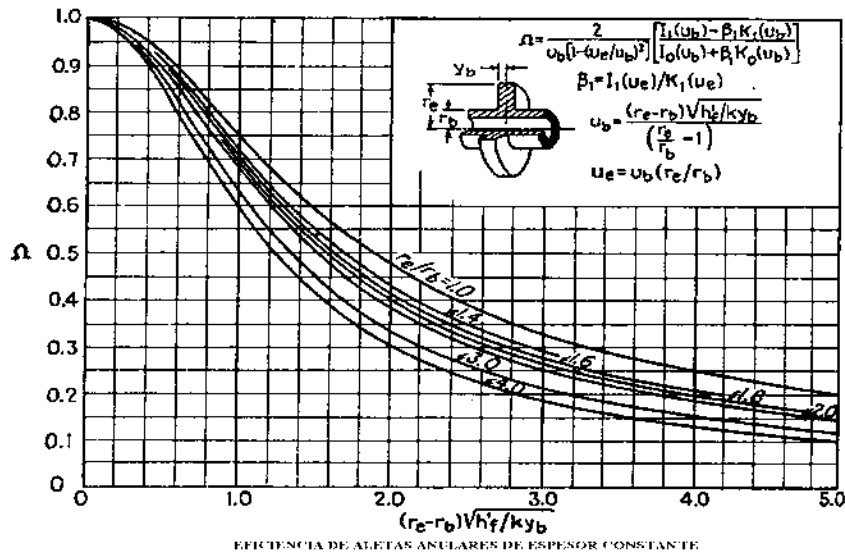
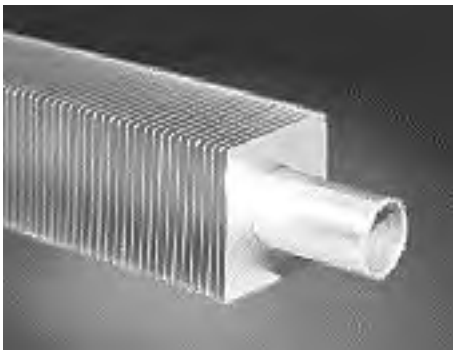


FIGURA 8.3 EFICIENCIA DE ALETAS ANULARES DE ESPESOR CONSTANTE (KERN, 1950)



(a)



(b)

FIGURA 8.4 MODELOS DE SUPERFICIES EXTENDIDAS TRANSVERSALES SOBRE UN TUBO.
(A) ALETAS CUADRADAS; (B) ALETAS REDONDAS Y CUADRADAS.

$$\frac{h}{k A_c} l^{3/2} = \left(\frac{40}{206 * 0.0000065} \right)^{1/2} (0.013)^{3/2} = 0.26$$

$$r_f / r = 4.25$$

De la figura 8.4, la eficiencia $\eta = 0.88$

El numero de tubos es: $6 \cdot 3 = 18 = n_t$

$$n_A = 50 \text{ cm} \cdot 5 \text{ aletas/cm} = 250$$

$$A_A = 2\pi (r_f^2 - r^2) n_t n_A = 2\pi (0.017^2 - 0.004^2) \cdot 18 \cdot 250 = 7.71 \text{ m}^2$$

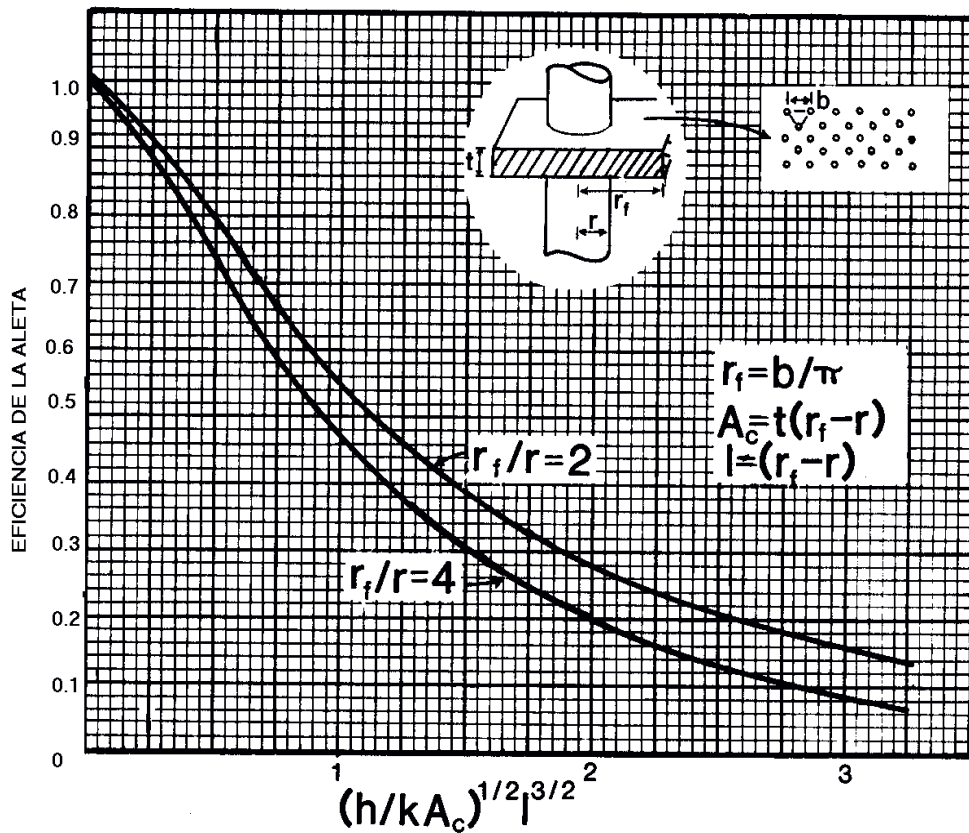


FIGURA 8.5 EFICIENCIA DE ALETAS RECTANGULARES EN HACES TUBULARES ARREGLADOS EN FORMA TRIANGULAR EN DISTANCIA b ENTRE CENTROS DE LOS TUBOS

La longitud de tubo que ocupan las aletas es:

$$\text{Número de aletas} \cdot \text{ancho de aleta} = 250 \cdot 0.0005 = 0.125 \text{ m}$$

La longitud de tubos "libre de aletas" es:

$$(\text{Número de tubos} \cdot \text{longitud de un tubo}) - 0.125 = (18 \cdot 0.5) - 0.125 = 8.875 \text{ m}$$

Área lateral de los tubos libres de aletas:

$$2\pi r * 8.875 = 0.223 \text{ m}^2$$

El área total de la superficie extendida de la unidad es:

$$0.223 \text{ m}^2 + 7.71 \text{ m}^2 = 7.933 \text{ m}^2$$

Capacidad o carga de refrigeración (Q_2 de figura 8.1)

Es la energía total que un equipo debe remover de cierto espacio en el que se encuentra el sistema que se desea mantener a una temperatura dada. Tradicionalmente se usa la *tonelada de refrigeración* como una medida de la capacidad, siendo esta unidad definida por la cantidad de calor equivalente al calor latente de fusión de una tonelada de hielo en 24 hr (303852 KJ/24h).

Cartas de Presión entalpía de los refrigerantes

Cada casa proveedora de fluido refrigerante suministra la información necesaria para el diseño de sistemas de refrigeración en un diagrama Presión - Entalpía de su producto. En la figura 8.3 se presenta en forma esquemática un diagrama de ese tipo. Allí la presión se encuentra en el eje y, en escala logarítmica; en el eje horizontal se dibuja la entalpía por kilogramo del refrigerante. Las líneas horizontales de la gráfica son de presión constante (isobaras) y las verticales son entonces de entalpía constante (isoentálpicas).

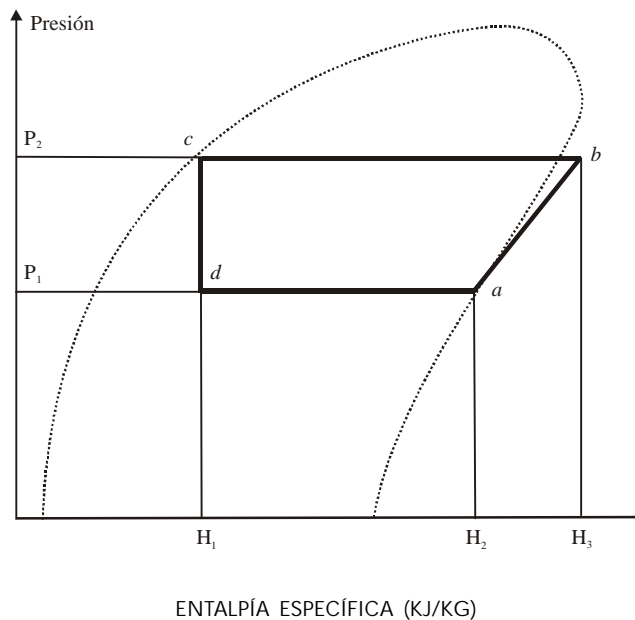


FIGURA 8.6 CARTA PRESIÓN ENTALPÍA MOSTRANDO UN CICLO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA

Se pueden distinguir varias zonas en el diagrama:

- Dentro de la curva en forma de campana (domo) se representa la existencia de dos fases (líquido - vapor).
- En la parte izquierda y superior del domo está la zona de líquido subenfriado.
- En la parte derecha y superior del domo está la zona de vapor sobrecalentado.

Las líneas de temperatura constante son horizontales dentro del domo, verticales en la zona de líquido subenfriado e inclinadas, tendiendo a verticales en el área de vapor sobrecalentado.

En la figura 8.6 se señala además un ciclo de refrigeración mecánica como el de la figura 8.1.

La entrada al compresor está ubicada en el punto *a*. Allí entran vapores saturados y secos del refrigerante que vienen del evaporador; están a una presión p_1 y a una entalpía H_1 . Dentro del compresor sufren una rápida reducción de volumen en un proceso de *entropía constante* identificado en la figura por la línea *ab*.

El punto *b* está ubicado en la región de vapor sobrecalentado; el refrigerante aumenta su entalpía desde H_2 hasta H_3 en este proceso de compresión, alcanzando, por supuesto una mayor presión p_2 .

La línea *bd* representa el proceso ocurrido en el condensador, donde el gas sobrecalentado se enfría y pasa a líquido saturado. En *de* se muestra lo que pasa en la válvula de expansión: la presión cae hasta p_1 en un proceso de entalpía constante H_1 . Ocurre algo de evaporación del refrigerante y coexisten líquido y vapor en el punto *e*. Finalmente, entre *e* y *a* se observa lo ocurrido en el evaporador, en donde se retira un calor al material a enfriar lo que produce un incremento en la entalpía del refrigerante hasta H_2 .

Los cálculos energéticos según esta gráfica son así:

Flujo másico de refrigerante y calor retirado en el evaporador:

$$\dot{m} = \frac{Q_2}{H_2 - H_1} \quad (5)$$

Energía o trabajo que hace el compresor:

$$W = \dot{m}(H_3 - H_2) \quad (6)$$

Calor retirado al refrigerante en el condensador:

$$Q_1 = \dot{m}(H_3 - H_1) \quad (7)$$

Eficiencia o coeficiente de rendimiento:

$$e = \frac{Q_2}{W} = \frac{H_2 - H_1}{H_3 - H_2} \quad (8)$$

Ejemplo 8.2

Un cuarto frío debe mantenerse a 2°C, su evaporador y condensador están a temperaturas de -5° y 40°C respectivamente. Si la carga de refrigeración es de 20 toneladas, halle el flujo másico de refrigerante, potencia del compresor y eficiencia del sistema. El ciclo es de refrigeración mecánica, se opera en condiciones de saturación y la eficiencia del compresor es de 85%.

Con las temperaturas del evaporador y condensador, en una gráfica para refrigerante 12 se ubican los puntos *a* y *c* (tal como en la figura 8.6). Desde *a* y siguiendo una línea de entropía constante se busca la intersección con la horizontal que pasa por *c* para hallar el punto *b* desde *c* se traza una línea vertical hasta cortar la horizontal que pasa por *a*, encontrando en esta intersección el punto *d*.

Ubicados esos cuatro puntos se leen en la carta:

Presión del evaporador: 260 KPa

Presión del condensador: 950 KPa

H_1 238 KJ/Kg

H_2 350 KJ/Kg

H_3 375 KJ/Kg

Flujo másico de refrigerante y calor retirado en el evaporador:

1 Ton de refrigeración = (303852 KJ/24hr)(1hr/3600s) = 3.517 KW

$$\dot{m} = \frac{Q_2}{H_2 - H_1} = \frac{20\text{ton}(3.517\text{KW} / \text{ton})}{(350 - 238)\text{KJ} / \text{Kg}} = 0.628\text{Kg} / \text{s}$$

Energía o trabajo que hace el compresor:

$$W = \dot{m}(H_3 - H_2) = 0.628\text{Kg} / \text{s}(375 - 350)\text{KJ} / \text{Kg} = 15.7\text{KW}$$

Al tener en cuenta la eficiencia del 85%: Potencia al freno = 15.7/0.85 = 18.47 KW

Eficiencia o coeficiente de rendimiento:

$$e = \frac{H_2 - H_1}{H_3 - H_2} = \frac{(355 - 225)}{(380 - 355)} = 4.48$$

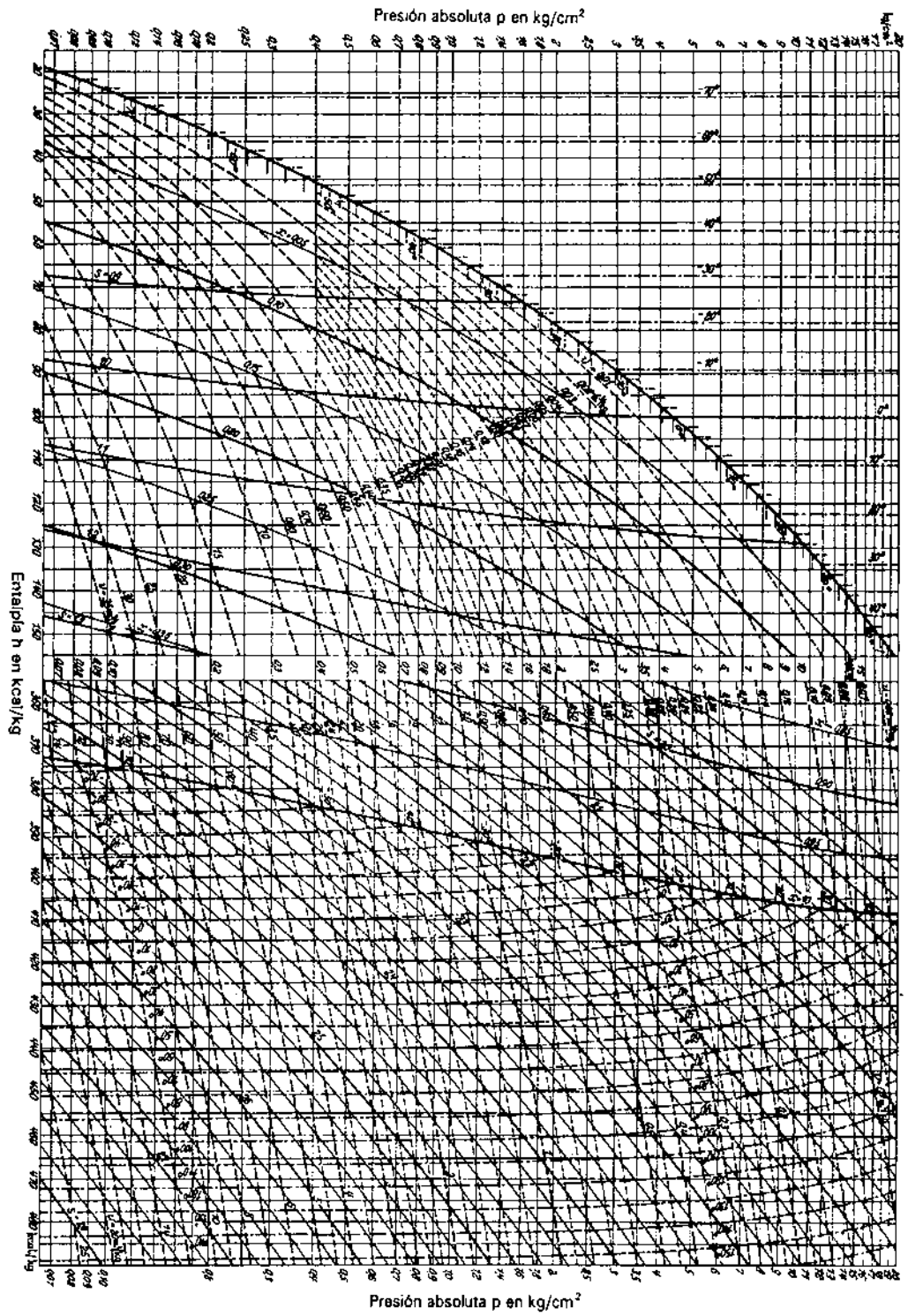


FIGURA 8. 7 DIAGRAMA PRESIÓN - ENTLPIA DEL AMONIACO

Estimación de la carga de refrigeración

Al evaluar la carga de refrigeración para una situación específica deben tenerse en cuenta varios aspectos:

Calor sensible que se debe retirar

De producto (s) o alimento (s): q_a

De empaques o elementos de almacenamiento o transporte que también deban ser enfriados: q_e

Estos calores se calculan por la expresión conocida: $m c_p \Delta T$

Calor generado dentro del cuarto frío

De respiración o maduración de alimentos: q_r

De individuos que ingresan: q_i

De motores e iluminación: q_m

El calor de respiración es el producto de la masa del material por la tasa de respiración más alta (en emisión de energía, según datos de la tabla 8.1 o información similar)

$$q_r = m (\text{Calor de respiración})$$

Para estimar el calor emitido por individuos que ingresan se asigna un valor de 293 vatios por persona:

$$\begin{aligned} q_i &= (\text{Calor por individuo})(\text{Número de individuos})(\text{Tiempo medio de permanencia}) \\ &= (293\text{W}) n (t_{\text{medio}}) \end{aligned}$$

Para motores se puede usar: 1026 W/HP como emisión de calor por caballaje del motor.

Para iluminación se toma la potencia nominal de las lámparas o focos.

Pérdidas:

Por paredes, techo y pisos q_p

Por circulación, apertura de puertas q_c

Para el primer caso se evalúa según la teoría desarrollada en el capítulo 4. En el caso de

apertura de puertas se recomienda la expresión para la pérdida en vatios por la apertura de una puerta: (Toledo, 1991).

$$q_c = 2127a[EXP(0.04842\Delta T)]h^{1.71} \quad (9)$$

Para a el ancho de las puertas (m), h su altura y ΔT la diferencia de temperaturas interior y exterior del cuarto frío. Este valor debe multiplicarse por el número de veces que se abre la puerta y el tiempo aproximado que ella permanece abierta.

Por supuesto que los cálculos deben tener una base de tiempo que usualmente es un día. Deben considerarse en todos los casos las demandas máximas temporales. Debe advertirse que no se han considerado las cargas que demanda el arranque del cuarto frío pues se ha supuesto que el aire y sus paredes se encuentran inicialmente a la temperatura de refrigeración deseada. Si se desea evaluar la carga de arranque deberán contabilizarse las cargas calóricas para llevar el volumen de aire y los materiales estructurales del cuarto hasta la temperatura de operación.

El calor total a suministrar, Q_2 , es la suma de los calores anteriores:

$$q_a + q_e + q_r + q_i + q_m + q_p + q_c = Q_2 = \text{carga de refrigeración} \quad (10)$$

Ejemplo 8.3

Establecer la carga de refrigeración para las siguientes condiciones:

Producto a almacenar:	Banano
Temperatura de almacenamiento:	12°C
Temperatura media exterior:	25°C
Tamaño del cuarto frío o bodega:	15x15x4 m
Área superficial exterior (incluido el piso):	700 m
Construcción del cuarto, según ejemplo 4.5	
Temperatura de la fruta:	30°C
Velocidad deseada de enfriamiento para la fruta:	24 horas para llegar a 12°C
Capacidad de almacenamiento:	100 ton de fruta
Ritmo de carga en bodega:	10 ton/día
Lámparas y bombillos (Permanentes):	2000 W
Ventiladores:	1 de 3 HP
Operarios:	2 c/u en turno de 8 hr
Calor específico del banano:	3400 J/ Kg °C
Apertura de la puerta (4x4m):	Equivalente a 0.5hr cada 24 hr

Para 24 hr de operación:

Calor sensible que se debe retirar

$$\begin{aligned} \text{De producto (s) o alimento (s)} \quad q_a &= mc_p \Delta T \\ &= 10000 \text{Kg} (3.4 \text{KJ/Kg}^\circ\text{C}) (30-12)^\circ\text{C} = 6.12 \times 10^5 \text{ KJ} \end{aligned}$$

Calor generado dentro del cuarto frío

$$\begin{aligned} \text{De respiración o maduración de alimentos} \quad q_r &= 10 \text{ton} (164 \text{W/ton}) (24 \text{hr}) (3600 \text{s/hr}) \\ &= 1.42 \times 10^5 \text{ KJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{De individuos que permanecen} \quad q_i &= 2 \text{ op} (8 \text{hr}) (3600 \text{s/hr}) (0.293 \text{KJ/op}) \\ &= 1.69 \times 10^4 \text{ KJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{De motores e iluminación.} \quad q_m &= \\ (24 \text{hr}) (3600 \text{s/hr}) [2000 \text{W} + 1 \text{motores} (3 \text{HP/motor}) (1026 \text{W/HP})] &= 1.73 \times 10^5 \text{ KJ} + 2.66 \times 10^5 \text{ KJ} \\ &= 4.39 \times 10^5 \text{ KJ} \end{aligned}$$

• Pérdidas:

Por paredes, techo y piso (suponiendo que este último se comporta como las paredes)
En el ejemplo 4.5, las resistencias de las placas sumaron

$$(0.267 + 2.222 + 0.132)^\circ\text{C/W} = 2.621^\circ\text{C/W},$$

para cada metro cuadrado de pared.

Para un ΔT entre el interior y el exterior del cuarto frío de $(30 - 12)^\circ\text{C} = 18^\circ\text{C}$, el calor perdido por unidad de área será:

$$\dot{q} = \frac{18^\circ\text{C}}{2.621^\circ\text{C/W}} = 6.87 \text{W/m}^2$$

$$q_p = 6.87 \text{W/m}^2 (700 \text{m}^2) (24 \text{hr}) (3600 \text{s/hr}) = 4.15 \times 10^5 \text{ KJ}$$

Por circulación, apertura de puertas ($a = h = 4 \text{m}$; $\Delta T = 18^\circ\text{C}$). La energía perdida por segundo de puerta abierta es

$$q_c = 2127a[EXP(0.04842\Delta T)]h^{1.71} = 217699W$$

Para 0.5 hr efectiva abierta cada 24 hr, el total es

$$q_c = 217699W (0.5hr)(3600s/hr) = 3.92 \times 10^5 \text{ KJ}$$

Carga de refrigeración:

$$\begin{aligned} q_a + q_r + q_i + q_m + q_p + q_c = q_2 &= (6.12 + 1.42 + 0.169 + 4.39 + 4.15 + 3.92) \times 10^5 \text{ KJ} \\ &= 20.17 \times 10^5 \text{ KJ en 24 horas} \end{aligned}$$

La energía por unidad de tiempo, es decir, la potencia calorífica a retirar será:

$$Q_2 = \frac{q_2}{t} = \frac{20.17 \times 10^5 \text{ KJ}}{24hr(3600s/hr)} = 23.34 \text{ KW}$$

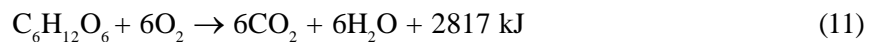
Expresada en toneladas de refrigeración (1ton.refr. = 3.517KW)

$$Q_2 = 6.6 \text{ ton. de refrigeración}$$

8.8 CÁLCULOS DE LA GENERACIÓN DE CALOR POR RESPIRACIÓN

La respiración de las frutas y vegetales tiende a incrementar su temperatura superficial durante el almacenamiento lo que ocasiona, además de una mayor demanda de capacidad de refrigeración, pérdidas de peso asociadas a la evaporación y generación de CO₂.

La relación entre la generación de calor y temperatura se relaciona con la partición de la molécula de glucosa según la siguiente reacción (Dincer, 1997):



Como en la mayoría de las reacciones químicas la generación de calor de las frutas y vegetales es una función exponencial de la temperatura absoluta (Toledo, 1991):

$$Q = a \text{ Exp } (bT) \quad (12)$$

Q y a tienen dimensiones de energía generada por unidad de masa, por unidad de tiempo.

Una primera aproximación para evaluar la carga térmica a retirar durante el almacenamiento cuando el material se enfría desde una temperatura inicial T_i a una final T_f en un tiempo t sería la de

utilizar, para una temperatura media de $(T_i + T_f) / 2$, el valor mas alto leído - o interpolado- de la información de la tabla 1.

Ejemplo 8.4

Se desea calcular el calor producido por una tonelada de mora que se enfría desde 25°C hasta 5°C en 24 horas.

Temperatura media: $(25 + 5) / 2 = 15\text{ }^\circ\text{C}$

Dato de calor de respiración según la tabla 1:

214 Vatios / tonelada (Si existiera un rango se tomaría el mayor valor)

Estimado del calor producido por la mora:

$214\text{vatios/ton}(24\text{hr})(3600\text{s/hr})(1\text{ ton}) = 1,85 \times 10^7\text{ Julios}$

TABLA 8.6. CALOR DE RESPIRACIÓN DE FRUTAS Y VEGETALES EN AIRE.
VALORES DE LAS CONSTANTES DE LA ECUACIÓN (12)

Fruta o vegetal	Nombre -Ingles-	a	b	Ref.
Ajo	Garlic	5,59	0,097	1
Albaricoque	Apricot	2234,83	0,117	1
Apio	Celery	20,30	0,104	2
Batata	Sweet potato	31,70	0,061	2
Brócoli	Broccoli	97,7	0,121	2
Cebolla	Onion	6,92	0,099	2
Cereza, ácida	Cherry,sour	19,10	0,119	1
Cereza,dulce	Cherry,sweet	18,07	0,121	1
Ciruela	Plum	20,33	0,114	1
Ciruela amarilla	Plum,yellow	93,14	0,114	1
Coles de bruselas	Brussels sprout	104,00	0,081	2
Coliflor	Cauliflower	0,00	0,108	1
Durazno	Peach	19,97	0,121	1
Esparrago	Asparagus	173,00	0,086	2
Espinaca	Spinach	65,60	0,131	2
Frambuesa	Raspberry	67,95	0,106	1
Fresa	Strawberry	47,14	0,092	1
Grosella	Black currant	16,87	0,129	1
Habichuelas	Bean,green	86,10	0,115	2
Hongos	Mushroom	0,00	0,089	1
Lechuga, hoja	Lettuce,leaf	59,10	0,074	2
Limon	Lemon	0,08	0,087	1
Maíz dulce	Sweet corn	131,00	0,077	2
Manzana, temprana	Apple,early	14,31	0,098	1

Manzana,tardía	Apple,late	9,78	0,096	1
Melon	Cantaloupe	16,10	0,126	2
Mora	Blackberry	35,34	0,133	1
Nabo	Turnip	25,80	0,067	2
Naranja	Orange	14,80	0,133	2
Nuez	Nut	2,92	0,094	1
Pepino	Cucumber	0,00	0,112	1
Pera,tardía	Pear,late	10,71	0,136	1
Pera,temprana	Pear,early	13,92	0,138	1
Pimenton	Paprika	0,00	0,074	1
Pimiento	Peppers,sweet	33,40	0,072	2
Puerro	Leek	35,17	0,124	1
Rábano,rojo	Radish,red	25,89	0,083	1
Repollo Blanco	Cabbage,white	16,8	0,074	2
Remolacha	Beet	38,1	0,056	2
Tomate	Tomato	13,20	0,103	2
Toronja	Grapefruit	8,19	0,098	1
Zanahoria	Carrot	29,10	0,083	2

Fuente: Adaptado de (1) Gogus y otros, 1972; (2) ASHRAE, 1974

Un cálculo mas riguroso se puede realizar con la ecuación 12 y los datos de la tabla anterior.

$$Q = \frac{1}{\Delta t} \int_0^{\Delta t} a \text{Exp}(bT) dt \quad (13)$$

Asumiendo un cambio lineal de la temperatura,

$$T = T_i + [(T_i - T_f)/\Delta t] t \quad (14)$$

Reemplazando (14) en (13) e integrando se llega a

$$\bar{Q} = \frac{a \text{Exp}(bT_i)}{b(T_i - T_f)} [1 - \text{Exp}(-b(T_i - T_f))] \quad (15)$$

La expresión anterior proporciona el calor medio generado en el tiempo Δt .

Ejemplo 8.5

Resolver el ejemplo 8.4 con este nuevo método.

En la tabla 8.6, para la mora $a = 35,34$; $b = 0,133$

$$\bar{Q} = \frac{35,134 \text{Exp}(0,133 \times 25)}{0,133(25 - 5)} [1 - \text{Exp}(-0,133(25 - 5))] = 341,49 \text{ Vatios/ton}$$

La carga térmica total será:

$$341,49 \text{ Vatios/ton} \times 1 \text{ ton} \times 24 \text{ hr} \times 3600 \text{ s/hr} = 2,95 \times 10^7 \text{ Julios}$$

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
A	Area	m ²
e	Eficiencia de refrigeración	-
H	Entalpía	KJ/Kg
\dot{m}	Flujo másico de refrigerante	Kg/s
n _t	número de tubos (pasos de serpentín* hileras de fondo)	-
n _A	número de aletas por unidad de longitud de serpentín	-
q	Calor	J, KJ
Q	Potencia calorífica	W, KW
p	Presión	Pa
r	Radio, distancia	m
T	Temperatura	°C, K
W	Potencia	W, KW

Letras griegas

η	Eficiencia de s. extendida
---	----------------------------

Subíndices

A	Equivalente de las aletas
EF	Efectiva
S	Tubos o serpentín
t	Tubos

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Anon, *Refrigerated Storage of fruits and vegetables*, Ministry of agriculture, fisheries and food, Her Majesty's Stationary Office, London, 1978.

CANTWELL, M. *Recommendations for Maintaining Postharvest Quality*. Department of Pomology, University of California, Davis, 2000 en <http://posrtharvest.ucdavis.edu/Produce/ProduceFacts/Fruit>.

CRISOSTO, C.H.; MITCHAM, E.,J.; KADER, A. *Recommendations for Maintaining Postharvest Quality*. Department of Pomology, University of California, Davis, 2000 en <http://posrtharvest.ucdavis.edu/Produce/ProduceFacts/Fruit>.

FRAZER, W.C.; WESTHOF, D.C., *Food microbiology*, 4ª Edición, McGrawHill, New York, 1988.

HELDMAN, R.; HARTEL, W., *Principles of food processing*. Chapman & Hall, New York, 1997.

KADER, A., *Recommendations for Maintaining Postharvest Quality*. Department of Pomology, University of California, Davis, CA 95616 en <http://posrtharvest.ucdavis.edu/Produce/ProduceFacts/Fruit>.

LEISTNER, L.; RODEL, W.; KRISPIEN, K., *Microbiology of meat and meat products in high and intermediate ranges in Water activity: influences on food quality*. Rockland,IL.B.; Stewart,G.F., editores, Academic Press, New York, 1981, pp 855.

ROBERTSON, G.L., *Food packaging*. Marcel Dekker, New York, 1993, pp 318 - 321.

SING, P. HELDMAN, D. *Introduction to food engineering*. Academic Press.,1984.

SUSLOW, T.V., CANTWELL, M.; MITCHELL, J. *Recommendations for Maintaining Postharvest Quality*. Department of Pomology, University of California, Davis, 2000 en <http://posrtharvest.ucdavis.edu/Produce/ProduceFacts/Fruit>

TOLEDO, R. T. *Fundamentals of food process engineering*. Chapman & Hall, New York. 1991 Cap. 10.

VARGAS, W. *El frío en la conservación de frutas y hortalizas*. En Tecnología del manejo postcosecha de frutas y hortalizas. Planella, I (Compilador) Bogotá. IICA, 1987.

ZEUTHEN, P., CHEFTEL, C., ERIKSSON, C., GORMLEY, T., LINKO, P. y PAULUS, K., Editores, *Processing and quality of foods. Vol. 3, Chilled foods: The revolution in freshness*. Elsevier Applied Science, London, 1990.

C A P Í T U L O 9

C O N G E L A C I Ó N

La congelación es el proceso de preservación originado por la reducción de la temperatura por debajo de aquella en la que se comienzan a formar cristales en un material alimenticio. Debe su poder conservador a la casi total eliminación del agua líquida por transformación en hielo (reducción de la actividad de agua), obstaculizando la actividad microbiológica y enzimática, y a la reducción de la actividad biológica por el descenso de la temperatura que generalmente se lleva hasta un valor entre -10 y -20 °C.

Se utiliza la congelación en muchos productos. Muchas frutas y las verduras se congelan y se conservan de esa manera hasta justo antes de su consumo; igual sucede con las carnes, particularmente el pollo y el pescado. También se usa para productos de panadería y platos preparados.

Cuando la congelación y el almacenamiento se realizan adecuadamente, las características organolépticas del alimento y su valor nutritivo se afectan de manera reducida con el paso del tiempo.

9.1 DESCRIPCIÓN CUALITATIVA DE LA CONGELACIÓN DE ALIMENTOS

Como en el caso de sustancias puras, en este proceso primero se verifica la eliminación del calor sensible por enfriamiento y luego se retira el calor latente durante la congelación, que es la porción energética más considerable; pueden presentarse otros efectos como calor de disolución de sales, aunque casi siempre son muy pequeños. En los alimentos frescos debe eliminarse también el calor generado por la respiración metabólica. Seguidamente se elimina el calor latente de congelación, lo que provoca la formación de cristales de hielo; también se retira el calor latente de otros componentes de los alimentos, como por ejemplo el de las grasas.

Las curvas entalpía-temperatura-composición para la congelación de alimentos demuestran que el proceso no se verifica a temperatura precisa. Es decir, no hay un punto de congelación definido con un solo calor latente de congelación.

Si durante el proceso de congelación se registra la temperatura del alimento en su centro térmico (punto que se congela más tarde), se obtiene una gráfica como la que muestra la figura 9.1.

Se discrimina el proceso en tres etapas:

- Precongelación, que es el período desde el comienzo del enfriamiento hasta que comienza a cristalizarse el agua.
- Congelación, que es el período durante el cual la temperatura del material es más o menos constante (cambio de fase) si la sustancia es pura. Antes de iniciar la congelación puede existir un ligero subenfriamiento seguido de un incremento de temperatura hasta el punto de fusión o congelación del material. En la figura 9.1 se aprecia en la línea superior el caso del agua.

Para el caso de un alimento, que como una aproximación puede considerarse como una solución acuosa, la temperatura en la que comienzan a aparecer los primeros cristales de hielo está siempre por debajo de la del punto de fusión del agua. Se puede presentar un subenfriamiento como en el primer caso pero el cambio de fase se hace con temperatura variable, cristalizando inicialmente solo agua pura hasta un punto en el que se comienzan a formar los cristales del "soluto" (o del alimento o solución concentrada), lo que nuevamente causa un pequeño salto en la temperatura conocido como punto eutéctico, seguido por una "meseta" de congelación (se ha dibujado horizontal pero generalmente es curva) que finaliza en un punto generalmente difícil de determinar, en donde se considera que el producto está completamente congelado.

- Luego que los materiales se congelan por completo sigue un descenso de temperatura aproximadamente lineal, causado por el retiro de calor sensible del producto sólido, fase que concluye cuando el material alcanza la temperatura del medio refrigerante o congelador utilizado para el proceso.

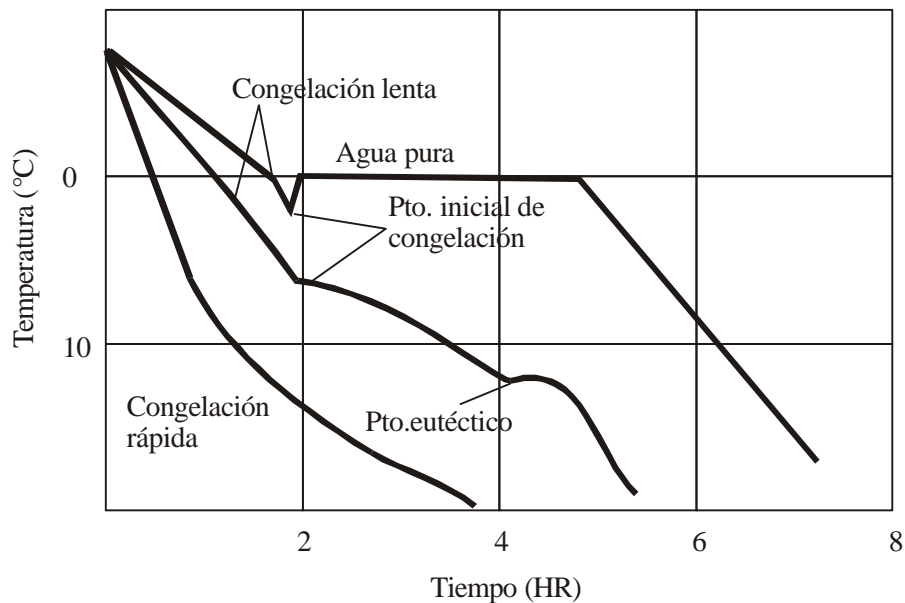


FIGURA 9.1 VISIÓN ESQUEMÁTICA DE LOS PROCESOS DE CONGELACIÓN DE UNA SUSTANCIA PURA (AGUA) Y DE UN ALIMENTO (A DOS VELOCIDADES DE CONGELACIÓN).

9.2 PROPIEDADES IMPORTANTES EN LA CONGELACIÓN

9.2.1 Temperatura inicial de congelación

Durante la congelación del agua en un alimento, inicialmente sólo aparecen cristales de hielo puro; esto ocurre a la *temperatura de inicio de la congelación*. A medida que prosigue la congelación llega un momento en el que ya comienzan a formarse cristales de soluto + agua en cierta concentración llamada *eutética*, asociada a la *temperatura eutética* ya mencionada, que es característica del alimento. Los puntos o temperaturas eutéticas pueden ser varias, según la complejidad de la composición del alimento.

Levy (1979) propone, para productos animales, las ecuaciones empíricas siguientes para estimar la temperatura de inicio de la congelación:

$$\text{Vacuno y pescado de mar } T_i = -3 \left[\frac{1}{H} - 1 \right] \quad (1)$$

$$\text{Ovino: } T_i = -0.75 \sqrt{\frac{1}{H} - 1} \quad (2)$$

H es el porcentaje de humedad /100 ó fracción de agua.

En la Tabla 9.1 se reporta información acerca de las temperaturas de inicio de la congelación y los calores latentes de algunos alimentos. Un listado más amplio se halla en la referencia correspondiente.

9.2.2 Fracción de agua congelada

Cuando se congelan materiales biológicos solo cristaliza entre el 90 y 95 % del agua líquida presente en el alimento.

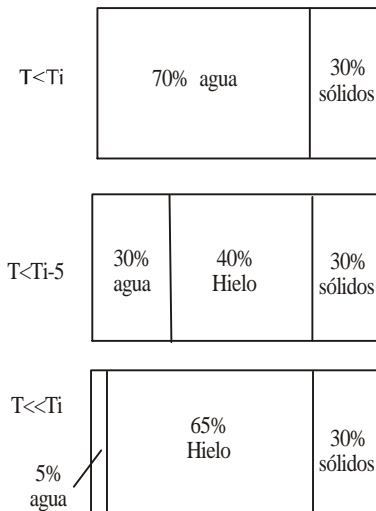


FIGURA 9.2 CAMBIOS DE COMPOSICIÓN TÍPICOS A MEDIDA QUE PROCEDE LA CONGELACIÓN DE UN ALIMENTO

Para determinar la cantidad de hielo según sea la temperatura se han propuesto numerosas expresiones empíricas. Chen (1985) sugiere la expresión:

$$G = \frac{S}{M} \left(\frac{RT_0^2}{L} \right) \left[\frac{T_i - T}{(T - T_0)(T_i - T_0)} \right] \quad (3)$$

Para $R = 8.32 \text{ KJ/Kgmol}^\circ\text{K}$; $L = 335 \text{ KJ/Kg}$; T_0 temperatura de fusión del agua (273.1 °K).
 T_i , temperatura de inicio de la congelación; T , temperatura del sistema.
 S , contenido del extracto seco soluble (Fracción en peso);
 M peso molecular equivalente de S en gramos
 G es adimensional y corresponde a la fracción en peso del hielo (Kg de hielo / Kg de producto).

Para carne de vacuno: Para bacalao Para jugo de naranja y de manzana

$$M = \frac{535.4}{H} \quad M = \frac{404.9}{H} \quad M = \frac{200}{0.25 + S} \quad (4)$$

H es el porcentaje de humedad /100 ó fracción de agua

Si se conoce la temperatura de inicio de la congelación del producto, M puede calcularse a partir de la ley de Raoul, para el caso de productos de alta proporción de agua (>80%).

$$M = \frac{-1000K_w S}{T_i H} \quad K_w = \text{Constante criogénica del agua} = 1.86 \quad (5)$$

TABLA 9.1 DATOS TÉRMICOS DE VARIOS ALIMENTOS

Alimento	Ref.	% agua	Temp. Inicio Cong. T_i (°C)	Calor Latente de fusión (KJ/Kg)	Calor específico (KJ/Kg°C)	
					Debajo punto de congelación	Encima punto de congelación
Atún	1	70			1.720	3.180
Bacalao	1	70	-2.2	277	1.720	3.180
Tocino fresco	1	57				2.010
Carne de cerdo fresca	1	60-75	-2.0	201	1.6	2.85
Carne de res fresca, grasa	1		-2.2	184	1.470	2.510
Salchicha frankfurt	1	60	-1.7	200	2.35	3.73
Pollo fresco	1	74	-2.8	247	1.55	3.31
Aguacate	1	94	-2.7	316	2.05	3.81
Limón	1	89.3	-2.2	295	1.93	3.85
Manzana	1	84	-2.0	281	1.85	3.6
Salsa de Manzana	2	82.8	-1.67			

Mango	1	93	0	312	1.993	3.77
Naranja	1	87.2	-2.2	288	1.93	3.77
Pera	1	83.5	-1.9	275	1.99	3.60
Jugo de pera	2	87.2	-1.44			
Plátano	1	74.8	-2.2	253	1.76	3.35
Apio	1	93.7	-1.3	314	2.01	3.98
Lechuga	1	94.0	-0.4	316	2.01	4.02
Repollo	1	92.4	-0.5	306	1.97	3.94
Tomate	1	94	-1.0	312	2.01	3.98
Zanahoria	1	88.2	-1.3	293	1.9	3.7
Arroz	1	12				1.8
Fríjol seco	1	12.5	-18	42	1.01	1.35
Fríjol verde	1	90		297	2.39	3.94
	1					
Leche	1	87.5			2.05	3.89
Nata (40% grasa)	1	73			1.68	3.56
Cuajada	1	60-70				3.27
Huevo	1		-3.0	233	1.67	3.2
Pan blanco	1	44-45	-2.0	109-121	1.42	2.8
Margarina	1	9-15			1.8	2.1
Jugo de uva	1		-1.95			
Jugo de pera	1		-1.6			
Jugo de manzana	1	87.2	-1.3			3.85
Jugo de naranja	1	89	-1.2			3.89

Fuente: (1) Hayes, 1992 ; (2) Heldman y Hartel, 1997

Ejemplo 9.1

Se congela carne de vacuno del 73% de humedad a -12°C. Estimar la proporción de agua congelada.

$$M = \frac{535.4}{H} = 535.4/0.73 = 733.4 \text{ Kg/Kg mol como peso molecular equivalente de la carne.}$$

$$S = (100-0.73)/100 = 0.27 \text{ Kg agua/Kg de carne.}$$

$$T = -12^\circ\text{C}$$

Para la temperatura de inicio se usará:

$$T_i = -3 \left[\frac{1}{H} - 1 \right] = -3[(1/0.73) - 1] = -1.1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G = \frac{S}{M} \left(\frac{RT_0^2}{L} \right) \left[\frac{T_i - T}{(T - T_0)(T_i - T_0)} \right] = \frac{0.27}{733.4} \left(\frac{8.32(273.1)^2}{335} \right) \left[\frac{-1.1 - (-12)}{(-12 - 0)(-1.1 - 0)} \right]$$

$$G = 0.563 \text{ Kg hielo / Kg de carne}$$

Para hallar el porcentaje de agua presente como hielo:

$100G/H = (\text{Kg hielo/Kg carne}) / (\text{Kg agua/Kg carne}) = 77.1 \%$ del agua original está presente como hielo.

9.2.3 Transición vítrea en alimentos congelados

Un alimento puede considerarse como una solución acuosa de una parte sólida conformada por uno o varios solutos. Cuando se inicia la congelación se forma hielo (agua pura) enriqueciéndose la solución en solutos en un proceso conocido como crioconcentración. El proceso se representa en un diagrama de fases como el de la figura 9.3.

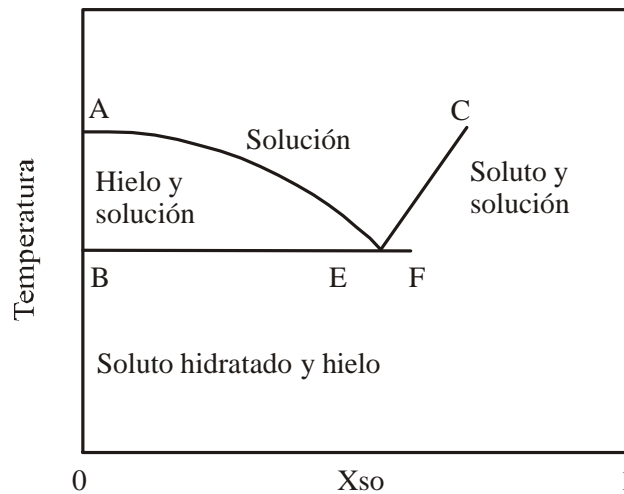


FIG 9.3 DIAGRAMA DE FASES (X_{so} , FRACCIÓN MÁSCICA DEL SOLUTO)

La curva AE representa el equilibrio entre la solución y el hielo; se le llama curva de congelación y cada punto de ella relaciona la temperatura y la concentración de soluto (s) en el alimento.

La curva EC muestra el equilibrio entre la solución y el soluto hidratado: la solución en todo punto de EC está saturada; se le denomina curva de solubilidad.

Las curvas de congelación y solubilidad se intersectan en el punto eutéctico E, en donde el hielo y el soluto cristalizan simultáneamente. La línea eutéctica BEF es la temperatura eutéctica (T_E) mas alta en la que se alcanza la solidificación máxima del sistema.

La cristalización del soluto debajo de T_E está muy limitada pues en la fase concentrada no congelada (FCNC) la cristalización se ve obstaculizada por un incremento exponencial de la viscosidad. Al continuar el enfriamiento la FCNC sufre un proceso de transición entre un estado líquido viscoso y un estado vítreo.

Un vidrio se define como un sólido metastable que ha retenido el desorden del estado líquido, de viscosidad entre 10^{10} y 10^{14} Pa.s. . En términos cinéticos la temperatura vítrea (T_g) se define como aquella en la que un material alcanza este rango de viscosidades (Rahman, 1995).

Para describir el proceso de transición vítrea (TV) se ha propuesto un diagrama de estado suplementario que permite observar el comportamiento del FCNC cuando su concentración es de supersaturación.

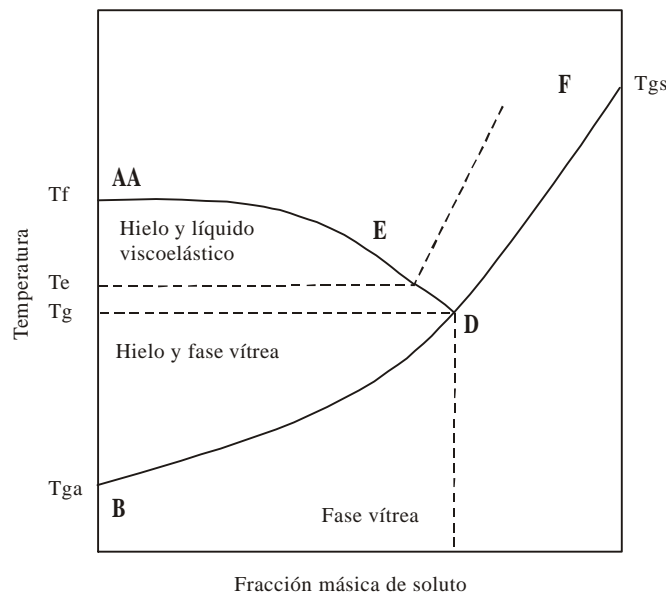


FIG.9.4 DIAGRAMA DE FASES INCLUYENDO LA TRANSICIÓN VÍTREA . TF : TEMPERATURA DE FUSIÓN; TE : TEMPERATURA EUTÉCTICA ; TG : TEMPERATURA VÍTREA , TGA : TEMPERATURA VÍTREA DEL AGUA , TGS : TEMPERATURA VITREA DEL SOLUTO (ADAPTADO DE GOFF,1997)

En el diagrama de la figura 9.4 la línea de congelación y la de solubilidad están acompañadas de una curva de transición vítrea BDF. El estado vítreo se forma en una temperatura de transición (punto D) inferior a la del punto eutéctico E. El contenido de agua en D es agua no congelable.

La temperatura de transición desciende desde T_{gs} del material amorfo puro hasta un valor teórico T_{gw} del agua pura (-135°C). T_{ge} y X_{sg} fijan el estado físico del soluto no cristalizabile. T_{gs} es la máxima

temperatura de TV y se ubica en la prolongación de la curva de equilibrio de congelación y la línea de TV. X_{sg} es la composición del soluto en T_{ge} ; T_{me} es la temperatura final de la curva de congelación o temperatura eutéctica.

En la figura 9.5 se muestra un diagrama de fases de este tipo para soluciones de sacarosa .

Partiendo de una solución de sacarosa al 20% a temperatura ambiente (punto A), el punto B muestra una T_g antes de la separación de fases. En términos prácticos es la temperatura en la que aparecería la fase vítrea en condiciones de enfriamiento rápido, sin formación ni separación de hielo de la muestra. Con enfriamiento lento la solución presentaría nucleación y cristalización un poco por debajo del punto C de la curva de congelación (siempre hay un pequeño sobreenfriamiento para luego alcanzar la temperatura de equilibrio de congelación) comenzando la formación de hielo y la crioconcentración de la FCNC. La trayectoria del proceso es la que se señala en la figura en la dirección CE.

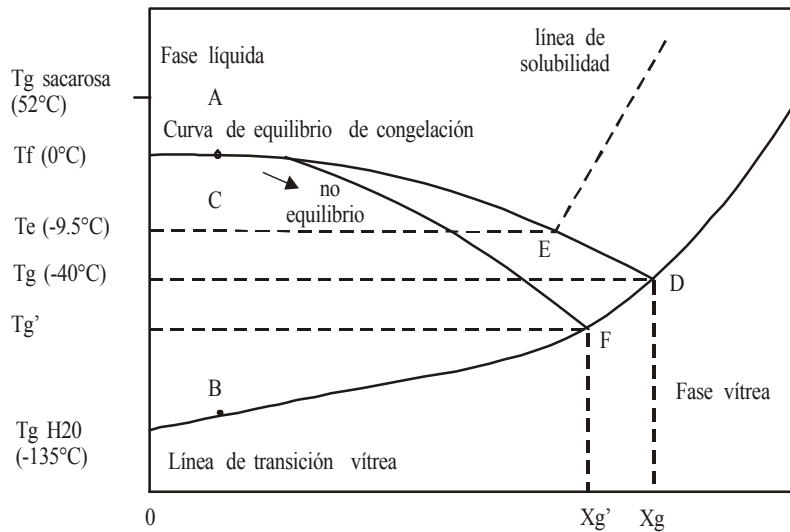


FIG. 9.5 CONGELACIÓN DE SOLUCIONES DE SACAROSA (ROOS Y KAREL, 1991)

A medida que la FCNC se concentra se incrementa su temperatura de Transición Vítrea (T_g). El incremento sigue la curva BFD, se presenta el fenómeno descrito de viscosidad creciente que justifica que se baje de la temperatura eutéctica de -9.5°C en una condición de no equilibrio o soluto supersaturado. Se llegará así hasta una concentración crítica de soluto en donde ocurrirá la transición de una fase viscoelástica amorfa a otra de sólido vítrea amorfo. Esta transición es de 2° orden, entendiéndose con ello un cambio de fase en el que no hay liberación o absorción de calor (las de primer orden son isotérmicas y en ellas hay flujo de calor).

En la figura 9.5 se muestra una trayectoria de no equilibrio de las muchas posibles (CF) que dependen de la rata de remoción de calor (Fig. 9.6).

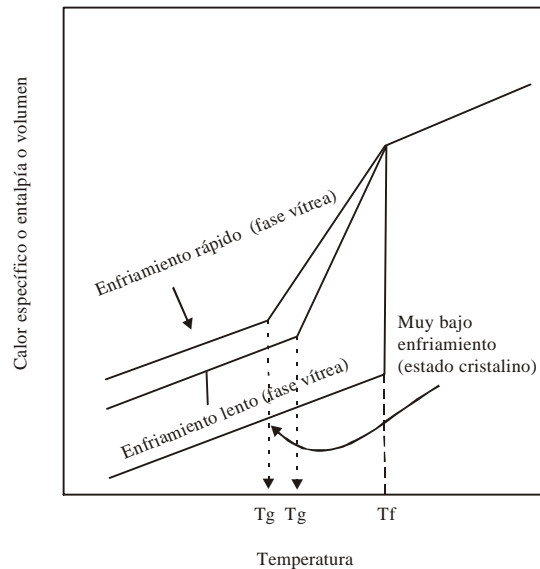


FIG. 9.6 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD DE ENFRIAMIENTO EN T_g (RAHMAN, 1995)

La transición vítrea (TV) se caracteriza generalmente por una discontinuidad en las propiedades físicas, mecánicas, eléctricas y térmicas de los alimentos (Fig. 9.7). La medida de las propiedades térmicas y mecánicas es la esencia de las técnicas usadas para estudio de este fenómeno. En particular es muy utilizada la medida del calor específico (C_p) por calorimetría de barrido diferencial (DSC de su nombre en inglés: differential scanning calorimetry). El principio en el que se basa el método es la medida de la diferencia del flujo de energía en dos sustancias (una de ellas de referencia) cuando se someten a un mismo programa de temperatura controlada.

Otras técnicas son las mecánicas (análisis termomecánico y análisis mecánico dinámico), las de medida de la movilidad molecular (Espectroscopía de resonancia magnética nuclear, espectroscopía de resonancia de spin electrónico y análisis dieléctricos). Todas ellas pueden complementarse con técnicas microscópicas, ópticas o electrónicas, para correlacionar los efectos de los cambios en la microestructura de los alimentos cuando se almacenan por encima o debajo de sus temperaturas vítreas, o los efectos de aditivos - temperaturas vítreas y estabilidad.

Los alimentos son muy estables en estado vítreo pues debajo de la T_g los compuestos que intervienen en el deterioro requieren de tiempos del orden de meses años para difundirse en distancias moleculares y así poder reaccionar. Hay una intensa actividad investigativa tendiente a manipular la T_g mediante selección de ingredientes; las maltodextrinas han sido utilizadas para incrementar la viscosidad, retardar cristalización, mejorar características durante el secado y para encapsulación (Goff, 1997).

En la parte horizontal de la curva de la figura 9.8 se muestra el rango en el que los productos de la hidrólisis del almidón (PHA) son útiles como ingredientes o aditivos para encapsulación, criostabilización o para facilitar una operación de secado. La parte inferior corresponde a los propósitos de edulcoramiento, reacciones de pardeamiento y crioprotección; en la zona intermedia se ubican los ingredientes anti-endurecedores del pan (anti-stahling).

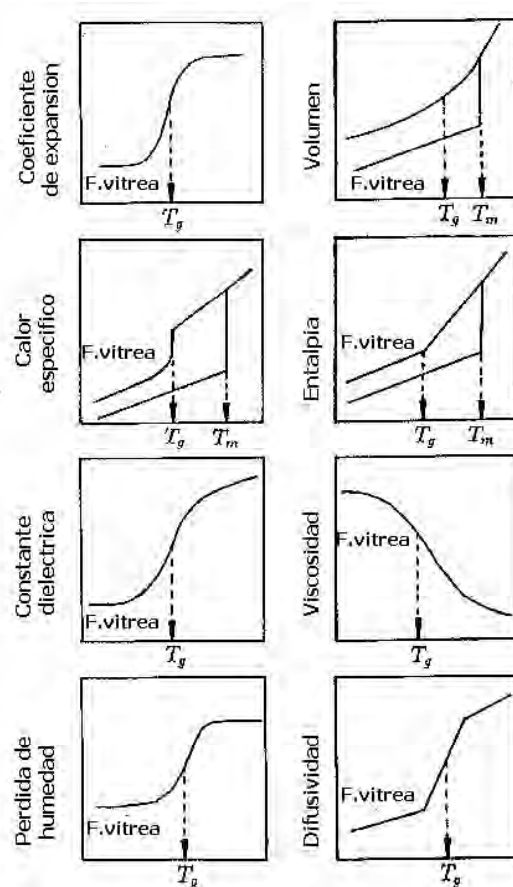


FIG. 9.7 COMPARACIÓN DE CARACTERÍSTICAS ENTRE LOS ESTADOS LÍQUIDO Y VÍTREO (RAHMAN, 1995)

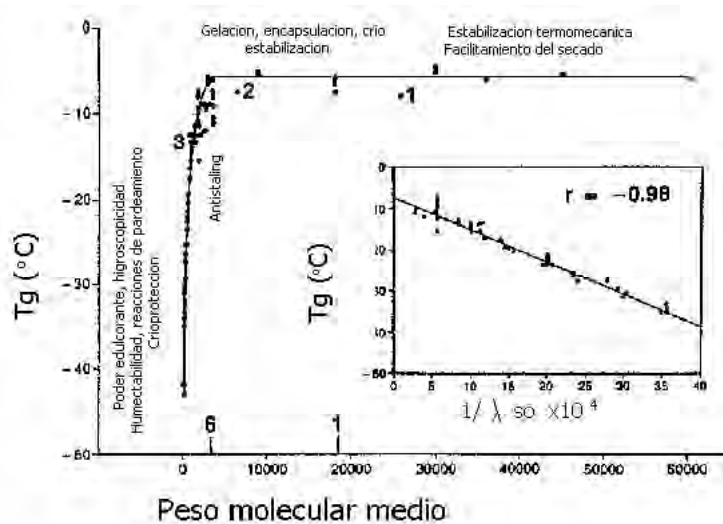


FIG. 9.8 . EFECTO DEL PESO MOLECULAR EN LA TEMPERATURA VÍTREA DE PHA. λ_{so} ES EL PESO MOLECULAR DEL SOLUTO (LEVINE Y SLADE, CARBOHYDRATE POLYMER, ELSEVIER APPLIED SCIENCE PUBLISHERS LTD, LONDON, 1986). TOMADO DE RAHMAN, 1995.

9.3 ASPECTOS TECNOLÓGICOS DE LA CONGELACIÓN

9.3.1 Tratamientos previos a la congelación

- *Frutas y vegetales:*

Además de las precauciones obvias de la producción (materiales, variedades, clima), cosecha (grado de madurez) y postcosecha (preenfriamiento, lavado, embalaje) de las frutas y vegetales se deben realizar inicialmente operaciones que controlen la actividad enzimática de estos productos para evitar cambios indeseables en el color, sabor, textura y valor nutritivo durante el almacenamiento en congelación. La operación usual para este propósito es el escaldado o exposición rápida del material a agua caliente o vapor.

Para controlar el pardeamiento oxidativo catalizado enzimáticamente (polifeniloxidasas) se han usado productos químicos inhibidores como el dióxido de azufre, ácidos cítrico y málico. Puede usarse además el ácido ascórbico, lo que resulta más caro, pero adiciona valor nutricional al producto; se usa diluido (0.1%) en jarabes azucarados que se adicionan a las frutas para contribuir a su dulzura, retención de sabores y aromas, reducir la proporción de agua congelada y proporcionar una barrera para la entrada del oxígeno.

La inmersión de materiales vegetales de tejidos blandos en soluciones de sales de calcio antes de la congelación permite incrementar su firmeza.

- *Pescado*

La calidad de este producto en congelación depende de un número considerable de factores (especie, tamaño, forma de pesca, tiempo entre captura y congelación) dentro de los que sobresalen el contenido graso y las adecuadas prácticas sanitarias.

Los problemas asociados con el congelamiento del pescado son la oxidación, deshidratación, pérdida de jugosidad y exudación excesiva durante el descongelamiento. Para reducir la oxidación se recomienda la reducción del oxígeno disponible por empaque al vacío o en atmósferas inertes, evitar su contacto con metales pesados, adición de antioxidantes, protección de la luz e irradiaciones y uso de muy bajas temperaturas. La deshidratación se controla con un empaque adecuado y la exudación mediante prácticas adecuadas de congelación, almacenamiento y descongelación; en algunos casos pueden usarse polifosfatos en una fase previa a la congelación.

- *Carnes*

Antes de su congelación la carne en canal debe ser refrigerada rápidamente (10°-20°C) y permanecer así por un período mínimo de unas 20 horas de tal forma que la glicólisis transcurra lentamente. En algunos casos se madura la carne antes de la congelación.

Al cortar la carne en trozos pequeños antes de su congelación se incrementa el riesgo de excesiva exudación en el descongelamiento, deshidratación y oxidación. Se pueden usar enzimas proteolíticas como la papaína antes de la congelación para proporcionar mayor blandura el producto final.

La reducción de problemas como el daño por frío y la oxidación de la grasa se consigue mediante un empaque adecuado que sea una buena barrera para el oxígeno y la humedad.

9.3.2 Recomendaciones generales para la congelación de algunos alimentos

Los vegetales pueden congelarse por varios de los métodos mencionados siendo la congelación por placas y el IQF por lecho fluidizado muy utilizados. El último se usa para vegetales frágiles.

En general conviene congelar rápidamente al menos la superficie de los alimentos. Para el caso del pollo, una congelación lenta produce a veces una superficie rojiza. Por ello los métodos de congelamiento rápido son más apropiados para las aves.

La carne es menos sensible a la velocidad de congelación mientras no se llegue a tasas menores a 0.2 cm/hr. Para esos niveles de velocidad se produce una exudación exagerada durante el descongelamiento. Se usan congeladores de alta circulación de aire para cortes no uniformes y el de placas para trozos de espesor uniforme.

9.4 EQUIPOS DE CONGELACIÓN

La velocidad de congelación determina la distribución y tamaño de los cristales en los tejidos. Si es lenta, serán grandes y aparecerán principalmente fuera de las células, generando su compresión mecánica, con consecuentes aplastamiento y ruptura de paredes. La concentración del "soluto" externo a las células produce por ósmosis la migración del agua hacia el exterior de la célula, deshidratándola.

A altas velocidades de congelación se forman cristales pequeños dentro y fuera de la célula, produciéndose así menos deterioro. Industrialmente se pueden clasificar estos equipos en tres grandes tipos: de ráfaga de aire, de contacto directo y de contacto indirecto. En la figura siguiente se muestran algunos modelos según esa clasificación.

• *Por aire*

Se usan temperaturas entre -18° y -40°C. si el aire no se hace circular se producen velocidades de enfriamiento muy bajas (3 a 72 hr. dependiendo del tamaño del alimento). Cuando se usa circulación se manejan velocidades de aire entre 5 y 20 m/s. Los equipos más eficientes térmicamente son los de lecho fluidizado.

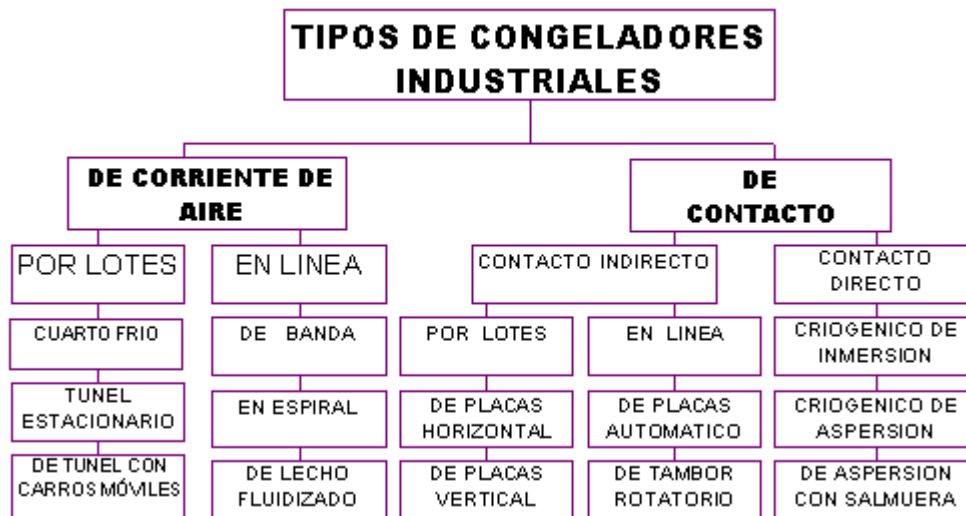


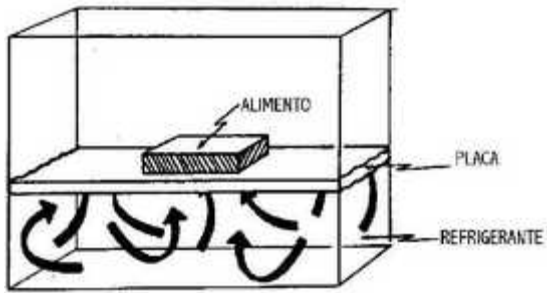
FIGURA 9.9 TIPOS DE CONGELADORES INDUSTRIALES

• *Por contacto*

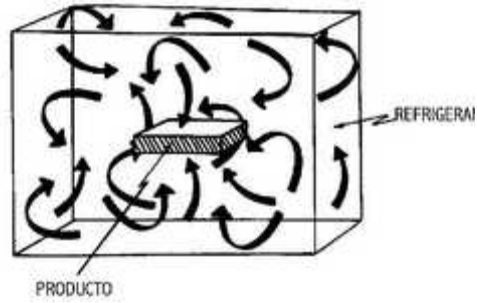
Mediante el contacto con superficies refrigeradas como en el caso del congelador de placas pueden congelarse alimentos empacados. Mediante igual procedimiento, pero retirando mecánicamente y en forma continua el producto, se congelan mezclas de helados y jugos de frutas en intercambiadores de superficie raspada.

Mediante inmersión o exposición a duchas de líquidos refrigerantes como propilenglicol, glicerol, salmuera, cloruro de calcio y mezclas de soluciones azucaradas y salmueras. El pollo es uno de los alimentos que se trata de esa forma, especialmente en las primeras etapas de su congelación para impartirle un color uniforme a su superficie. Un tipo de congelación que usa este esquema es la que usa líquidos criogénicos (nitrógeno líquido y dióxido de carbono, líquido o sólido) para congelación instantánea de productos de tejidos delicados como hongos, fresas, moras y frambuesa; también se conoce como IQF (Individually Quick Frozen).

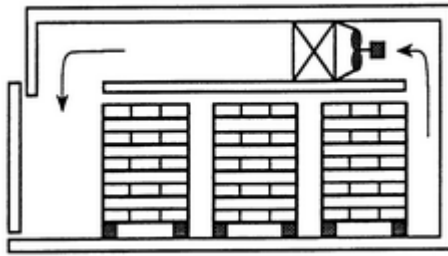
Dependiendo del aspecto que se mire pueden haber varias clasificaciones de los equipos para congelar. Si se tiene en cuenta el tipo de sistema de refrigeración pueden dividirse en congeladores mecánicos y criogénicos; los primeros usan el principio de refrigeración mecánica ya mencionado y pueden usar distintos medios para congelar indirectamente como aire, líquidos o superficies frías. Los criogénicos usan el contacto directo con el alimento y utilizan gas carbónico o nitrógeno líquido.



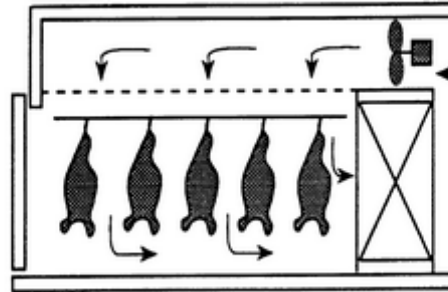
Congelador indirecto



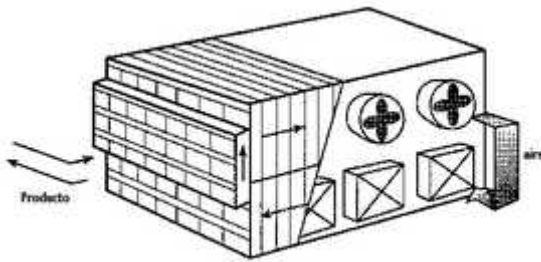
Congelador directo



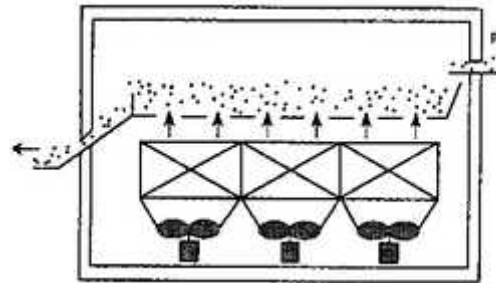
Tunel de ráfaga de aire



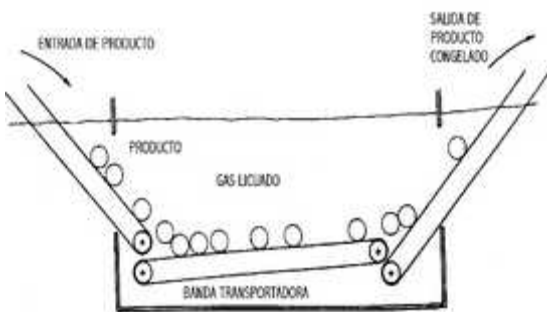
Cuarto de congelación de canales



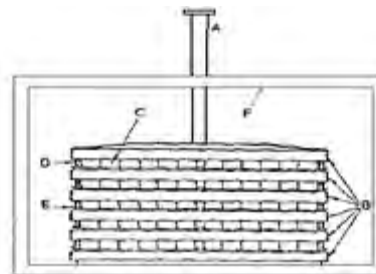
Tunel de congelación de producto empacado en cartón



Congelador continuo de lecho fluidizad



Congelador de inmersión IQF



A: Embolo; B: Placas de refrigeración;
C: Producto; Barra de separación;
E: Bandeja; F: Aislamiento
Congelador horizontal de placas

FIGURA 9.10 DIAGRAMAS ESQUEMÁTICOS DE VARIOS TIPOS DE CONGELADORES

TABLA 9.2 VELOCIDADES DE CONGELACIÓN EN DIFERENTES EQUIPOS

<i>Tipo de congelador</i>	<i>Velocidades (cm / hora)</i>	<i>Ejemplos</i>
Lento	0.2	Congelador casero o industrial de convección
Semirrápido	0.5 – 3.0	De túnel de aire forzado y de placas
Rápido	5 – 10	De lecho fluidizado
Ultrarrápido	10 – 100	Criogénicos

TABLA 9.3 COMPARACIÓN DE CONGELADORES POR TIEMPOS Y COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA SUPERFICIALES

Congelador	<i>h superficial</i> ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)	Tempo de congelación aprox. a $-18^\circ C$ (min)	Alimento
Aire (estático)	5 – 10	180 - 4320	Canales
Chorro de aire (2.5 m/s)	17 – 20	25 – 30	Guisantes a granel
Chorro de aire (5 m/s)	26 – 30	15 – 20	
Túnel	15-60	25-40	Extracto de café
En espiral	25	12 – 19	Hamburguesas
Lecho fluidizado	80 – 140	3 – 4	Alverjas a granel
De placas	50-120	20-25	Cajas de cartón de verduras de 1 Kg
De superficie raspada	1500-2000	0.3 – 0.5	Helado, 1 mm grosor
Criogénico, nitrógeno líquido(por inmersión)	1500	5 – 8	Fresas
Criogénico, N ₂ gaseoso (zona preenfriamiento)	40-60	10-18	Moras
Criogénico, nitrógeno gaseoso(z.de aspersión)	100-140		

Fuente: Adaptado de George(1997)

TABLA 9.4 COMPARACIÓN DE CARACTERÍSTICAS DE CONGELADORES DE ALIMENTOS

Característica	Aire quieto	Túnel de ráfaga de aire	Banda	Espiral	Lecho fluidizado	Placas	Inmersión	Criogénico
Costo de capital	B	I	I	I/G	I	G	B	B
Energía para ventiladores/bombas	B	I/G	I/G	I/G	I/G	B	B	B
Costos totales de operación	B/I	I	I	I	I	B	B/I	G
Velocidad de enfriamiento	B	B/I	I	I	I/G	G	G	G
Pérdida de peso sin empaque	G	I/G	I	I	B/I	B	B	B
Tamaño relativo de instalaciones	G	I/G	I	B/I	B	B	B	B
Tamaño de producto	T	T	B/I	B/I	B	I/G	B/I	B/I
Forma de producto	T	T	U	T	U	R	T	T
Tipos de producto	T	T	FV, P, Pe	T	FV,P	C, Pe,P	C, E, A, Pe, P	T

Nota: B = Bajo, pequeño; I = Intermedio; G = Alto, grande; T = Todos; U = Uniforme; R = Rectangular; C = Carne; P = Procesado o preparado; Pe = Pescado; FV = Frutas y vegetales; A = Aves; E = Enlatados

Fuente: Cleland y Valentas, 1997

Otra forma de clasificación se basa en la velocidad del frente de producto congelado durante la congelación. Así, se consideran congeladores lentos, semi-rápidos, rápidos y ultrarápidos según la siguiente escala de velocidad del frente de congelación (Ver tabla 9.2).

Los tiempos de congelación y coeficientes de transferencia de calor se pueden comparar algunos equipos como se observa en la tabla 9.3.

9.5 MODELAMIENTO DE LA CONGELACIÓN

Durante la pre congelación, la reducción de temperatura obedece la ley de Fourier de transferencia de calor por conducción. La remoción de calor para procesos no estacionarios se describe considerando el balance de calor de un elemento infinitesimal.

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla \cdot (k \nabla T) \quad (6)$$

La forma exacta de los operadores vectoriales de la expresión anterior depende del sistema de coordenadas que se use. Se conocen soluciones analíticas de esta ecuación para el caso de geometrías simples (Carlaw y Jaeger, 1959; Martin, 1994; Yilmaz, 1995). Estas soluciones pueden agruparse en dos tipos de modelos físicos: el de conducción de calor con propiedades térmicas variables y el modelo de frente único con cambio de fase (MFUCF). Para el caso simple de una placa infinita de espesor a , simétrica respecto de su centro, la ecuación (6) para el primer modelo es:

$$\rho c(T) \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(k(T) \frac{\partial T}{\partial x} \right) \quad \text{para } 0 < x < a/2 \quad \text{y} \quad t > 0 \quad (7)$$

El MFUCF asume que todo el calor latente se libera a una única temperatura en una zona muy delgada llamada frente de cambio de fase. Este frente separa dos regiones con propiedades constantes cada una, pero diferentes entre sí, además ignora los cambios en densidad que ocurren por el cambio de fase. Para este modelo las ecuaciones que gobiernan el comportamiento de las regiones congelada y no congelada y el movimiento del frente de cambio de fase para un objeto simétrico unidimensional son:

$$\rho c_c \frac{\partial T}{\partial t} = k_c \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad \text{para } x_c < x < R \quad \text{y} \quad t > 0 \quad (8)$$

$$\rho c_{nc} \frac{\partial T}{\partial t} = k_{nc} \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad \text{para } 0 < x < x_c \quad \text{y} \quad t > 0 \quad (9)$$

$$\rho \lambda (dx_c/dt) = k_c \left[\frac{\partial T_c}{\partial x} \right]_{x_c^+} = -k_{nc} \left[\frac{\partial T_{nc}}{\partial x} \right]_{x_c^-} \quad \text{para } x = x_c \quad \text{y} \quad t > 0 \quad (10)$$

Para ambos modelos las condiciones iniciales son:

$$T = T_i \quad \text{para } 0 \leq x \leq a/2 \quad \text{en } t = 0 \quad (11)$$

En el MUFCE solamente,

$$x_c = 0 \quad \text{en } t = 0 \quad (12)$$

Aunque la transferencia de calor de un objeto que se está congelando ocurre por una combinación de los tres mecanismos conocidos, se acostumbra definir un coeficiente de transferencia de calor efectivo que incluya todos estos efectos. Para esta aproximación y para un objeto simétrico unidimensional la condición de frontera es:

$$k \frac{\partial T}{\partial x} = h(T_A - T) \quad \text{para } x = a \quad \text{y} \quad t > 0 \quad (13)$$

En el mismo caso, en el centro del objeto la condición es,

$$\frac{\partial T}{\partial x} = 0 \quad \text{para } x = 0 \quad \text{y} \quad t > 0 \quad (14)$$

9.6 MODELO SIMPLIFICADO DE PLANCK

La solución aproximada proporcionada por Planck suele ser suficiente para propósitos de ingeniería. Sus suposiciones son:

En tiempo = $t = 0$ se inicia la etapa de congelación. El material está a la misma temperatura del ambiente.

Todo el material se congela en el punto de congelación, con un calor latente constante.

El calor transferido por conducción en la capa congelada es pequeño, siendo un proceso pseudoestable.

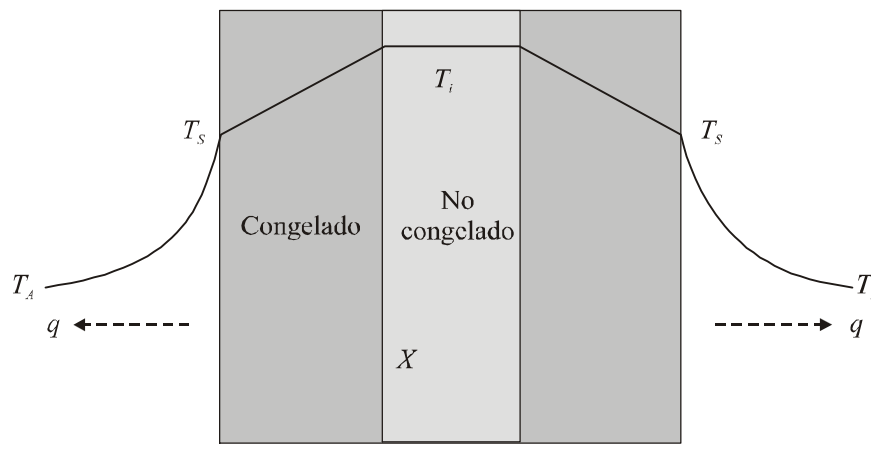


FIGURA 9.11 PERFIL DE TEMPERATURAS DURANTE LA CONGELACIÓN

$$t = \frac{\lambda \rho}{T_{ic} - T_{\infty}} \left(\frac{Pa}{h} + \frac{Ra^2}{k_c} \right) \quad (15)$$

h = Coeficiente de transferencia de calor superficial

k_c = Conductividad térmica del material congelado

a = Espesor de la placa a congelar

t = Tiempo de congelación

λ = Calor latente de fusión del material

$\rho =$ Densidad

$T_i - T_A =$ Diferencia entre las temperaturas de congelación del alimento y el medio refrigerante.

$P = \frac{1}{2}$ para placas infinitas, $\frac{1}{6}$ para una esfera, $\frac{1}{4}$ para un cilindro infinito.

$R = \frac{1}{8}$ para placas infinitas, $\frac{1}{24}$ para una esfera, $\frac{1}{16}$ para un cilindro infinito.

Las mayores limitaciones de la ecuación de Plank están alrededor de los valores numéricos de sus constantes. Así los datos de densidad, calor de fusión, temperatura inicial de congelación y conductividad térmica son de difícil consecución para muchos alimentos.

Ejemplo 9.2

Se desea congelar un alimento de forma aproximadamente esférica en un túnel de ráfaga de aire que está a -15°C . Las condiciones del producto son:

Diámetro: 7 cm.

Temperatura inicial: 10°C .

Temperatura inicial de congelación: -1.25°C .

Calor latente de fusión: 250 KJ /Kg.

Densidad: 1000 Kg/m³.

Cond. Térmica prodto. Congelado: 1.2 W/m^oK.

Si el coeficiente convectivo es 50 W/m² °K, calcular el tiempo de congelación

Constantes de forma para esferas: $P = 1/6$

$R = 1/24$

$$t = \frac{\lambda\rho}{T_i - T_A} \left(\frac{Pa}{h} + \frac{Ra^2}{k} \right)$$

$$t = \frac{250\text{KJ} / \text{Kg} (1000\text{Kg} / \text{m}^3)}{(-1.25 - (-15))^\circ\text{C}} \left(\frac{(1/6)0.07\text{m}}{50\text{W} / \text{m}^2\text{o} \text{K}} + \frac{(1/24)(0.07)^2}{1.2\text{W} / \text{m}^\circ\text{K}} \right)$$

$$t = 7.355 \text{ KJ/W} = 7335 \text{ s} = 2.04 \text{ hr}$$

9.6.1 Método de predicción de Plank modificado

A continuación se muestra un método propuesto por Pham (1986) y ajustado por Cleland (1997):

$$t = \frac{1}{E} \left[\frac{\Delta H_1}{\Delta T_1} + \frac{\Delta H_2}{\Delta T_2} \right] \left[\frac{D}{h} + \frac{D^2}{2k_c} \right] \quad (16)$$

Donde:

D = semiespesor, entendido como la distancia mas corta desde el centro térmico (punto que se enfría más lentamente) hasta la superficie del producto. Para el caso de una placa plana de espesor a es $a/2$; para una esfera, es su radio, y para una caja rectangular, es la mitad de su lado más corto.

$$\Delta H_1 = \rho c_{nc} (T_0 - T_{cm})$$

$$\Delta H_2 = \rho \lambda + \rho c_c (T_{cm} - T_{fin})$$

$$\Delta T_1 = 0.5(T_0 + T_{cm}) - T_A$$

$$\Delta T_2 = T_{cm} - T_A$$

$$T_{cm} = 1.8 + 0.263 T_{fin} + 0.105 T_A$$

E es un factor de forma que varía entre 1 y 3. Para una esfera vale 3; para un cilindro infinito, 2 y para una placa plana infinita vale 1. Para otras formas puede calcularse con:

$$E = 1 + \frac{\left(1 + \frac{2}{Bi}\right)}{\left(\beta_1^2 + \frac{2\beta_1}{Bi}\right)} + \frac{\left(1 + \frac{2}{Bi}\right)}{\left(\beta_2^2 + \frac{2\beta_2}{Bi}\right)} \quad (17)$$

$$\beta_1 = A/(\pi D^2) \quad (18)$$

$$\beta_2 = 3V/(4\pi\beta_1 D^3) \quad (19)$$

$$Bi = hD/k_c \quad (20)$$

El valor de A , o área seccional, debe hallarse a partir de la sección más pequeña que contenga el centro térmico del objeto. V es el volumen de la pieza a congelar.

En todo caso, aún este último modelo, apenas permite precisiones de $\pm 20\%$ en el tiempo de congelación. Hasta el momento los modelos verificados experimentalmente no ofrecen mayor ajuste a los datos reales. Los autores de esta propuesta sugieren que para cada problema en particular, se determinen numerosos tiempos de congelación experimentales para que aplicando las ecuaciones anteriores, se pueda hallar un factor de forma E que sea aplicable a un producto específico con mayor precisión despejándole de la expresión (17).

Para el caso del cálculo del coeficiente convectivo, la expresión general para su cálculo en la congelación es:

$$\frac{1}{h} = \frac{1}{h_c} + \sum \frac{x_e}{k_e} + \frac{x_A}{k_A} \quad (21)$$

donde

$$h_c = h_{con} + h_{rad} + h_{evap} \quad (22)$$

Para el caso de productos empacados el valor de h_{evap} es pequeño, comparado con los coeficientes convectivo y radiativo. En material sin empacar no puede hacerse tal suposición. Hallstrom y otros (1988) demostraron que para productos de alta humedad sin empacar el h_{evap} es mayor que el h_{con} hasta en un 20% para temperaturas típicas de superficie.

En cuanto al coeficiente radiativo su expresión es:

$$h_{rad} = \sigma \epsilon \Gamma (T_A^2 + T_S^2)(T_A + T_S) \quad (23)$$

La emisividad puede tomarse como 0,9 para alimentos desempacados o con empaques no reflectivos (ASHRAE, 1989). Para las condiciones normales de congelación (medio de enfriamiento entre -20° a -50°C; temperaturas superficiales por debajo de -5°C) y tomando Γ como 1, los valores de h_{rad} fluctúan entre 2 y 5 W/m²K (Cleland y Valentas, 1997).

Ejemplo 9.3

Se congelan mazorcas de maíz en condiciones tales que el $Bi = 0.5$. Cada mazorca tiene 60 mm de diámetro y 100 mm de longitud. ¿Cuál es el factor de forma E?

Dimensión característica: $0.06/2 = 0.03$ m

Asimilando su forma a la de un cilindro:

Área seccional: $\pi (0.03)^2 = 2.827 \times 10^{-3}$ m²

Volumen: $\pi (0.03)^2(0.1) = 2.827 \times 10^{-4}$ m³

Usando las ecuaciones:

$$\beta_1 = A/(\pi R^2) = 2.827 \times 10^{-3}/(\pi(0.03)^2) = 1.0$$

$$\beta_2 = 3V/(4\pi\beta_1 R^3) = 3(2.827 \times 10^{-4})/(4\pi(1.0)(0.03)^3) = 2.5$$

$$E = 1 + \frac{\left(1 + \frac{2}{Bi}\right)}{\left(\beta_1^2 + \frac{2\beta_1}{Bi}\right)} + \frac{\left(1 + \frac{2}{Bi}\right)}{\left(\beta_2^2 + \frac{2\beta_2}{Bi}\right)} = 1 + 1.0 + 0.308 = 2.31$$

9.7 EJEMPLOS DE CÁLCULOS SOBRE EQUIPOS ESPECÍFICOS

En la gráfica 9.12 se muestra el rango de estabilidad recomendado para congeladores de lecho fluidizado.

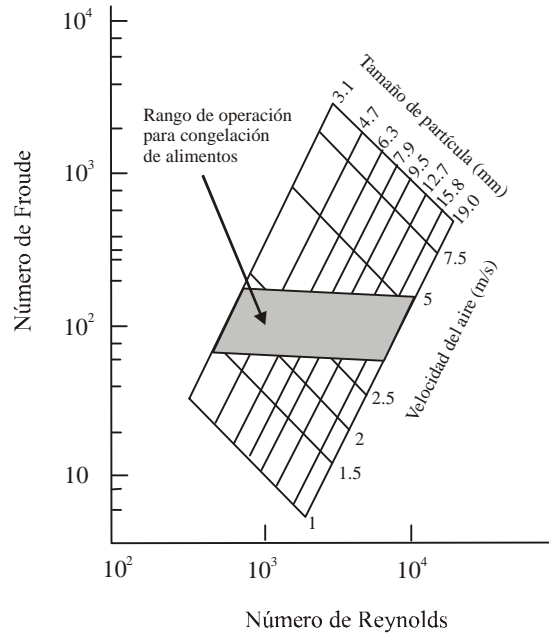


FIGURA 9.12 RANGOS DE CONGELACIÓN EN EQUIPOS DE LECHO FLUIDIZADO (HOLDSWORTH, 1987. CITADO POR SINGH Y MANNAPPERUMA, 1990)

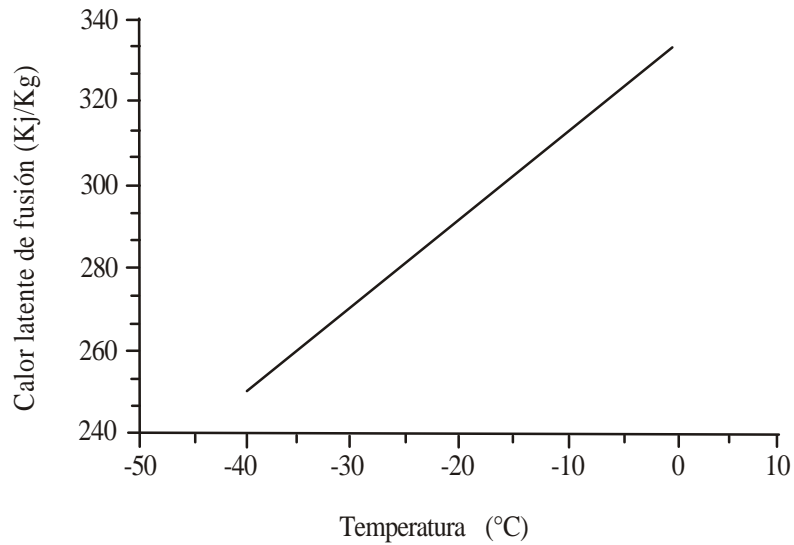


FIGURA 9.13 CALOR LATENTE DE FUSIÓN DEL HIELO

TABLA 9.5 ENTALPÍA DEL NITRÓGENO (N₂) Y EL DIÓXIDO DE CARBONO (CO₂)

N ₂			CO ₂		
Presión	Temperatura	H _l o H _g	Presión	Temperatura	H _l o H _g
(atm)	(°C)	(kJ/kg)	(atm)	(°C)	(kJ/kg)
1.0	27.0	462.1	1.0	37.8	405.2
1.0	-23.0	410.1	1.0	10.0	380.9
1.0	-73.0	358.0	1.0	-17.8	367.6
1.0	-123.0	305.8	1.0	-45.6	334.8
1.0	-173.0	253.0	1.0	-59.4	323.3
1.0	-195.8	228.7	1.0	-78.6	310.3
1.0	-195.8	29.4	5.11	-56.6	-31.9
1.35	-193.0	34.8	6.45	-51.1	-21.2
2.26	-188.0	45.2	8.05	-45.6	-10.7
3.55	-183.0	55.7	9.90	-40.0	0.0
5.33	-178.0	66.4	14.7	-28.9	21.4
7.67	-173.0	77.7	20.8	-17.8	43.7
10.7	-168.0	89.7	28.7	-6.7	68.8
14.5	-163.0	102.4	38.6	4.4	97.2
19.1	-158.0	116.2	50.9	15.6	129.6
24.9	-153.0	131.7	65.9	26.7	172.1
31.7	-148.0	154.6	73.0	31.1	225.9
33.5	-147.1	182.0			

Ejemplo 9.4

Predecir el tiempo de congelamiento de una pizza en un congelador de ráfaga con una velocidad de aire de 3 m/s. Las pizzas son de 23cm de diámetro con un espesor de 1.58 cm (valores promedio). Su conductividad térmica es de 1.5 W/mK, su densidad de 860 Kg/m³, su capacidad calorífica de 3.3 Kj/Kg K y 1.9 KJ/Kg K, sin congelar y congelada respectivamente. Su calor latente de fusión es de 180 KJ/kg.

Se utiliza aire de enfriamiento a -34°C; la pizza tiene un punto inicial de congelación de -2°C, entra al congelador a 15.5°C y sale de él a -12°C.

Cálculo de h

$$h = 7.3 u_a^{0.8} = 7.3 (3.0)^{0.8} = 17.6 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$T_{cm} = 1.8 + 0.263 T_{fm} + 0.105 T_A = 1.8 + 0.263(-12.0) + 0.105(-34.0) = -4.93^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_1 = \rho c_{nc} (T_0 - T_{fm}) = 860 (3.3 \times 10^{-3})(15.5 - (-4.93)) = 57.98 \times 10^6 \text{ J/m}^3$$

$$\Delta T_1 = 0.5(T_0 + T_{cm}) - T_\infty = 0.5(15.5 - 4.93) - (-34.0) = -39.28^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_2 = \rho\lambda + \rho c_c (T_{cm} - T_{fm}) = 860(180 \times 10^3) + 860(1.9 \times 10^3(-4.93 - (-12.0))) = 166.7 \times 10^6 \text{ J/m}^3$$

$$\Delta T_2 = T_{fm} - T_A = -4.93 - (-34.0) = -29.07^\circ\text{C}$$

Usando la misma metodología del ejemplo anterior $E = 1.05$ (muy cercano al de una placa infinita)

$$t = \frac{1}{E} \left[\frac{\Delta H_1}{\Delta T_1} + \frac{\Delta H_2}{\Delta T_2} \right] \left(\frac{D}{h} + \frac{D^2}{2k_c} \right) = 53.8 \text{ min.}$$

Ejemplo 9.5

Un equipo de congelación de IQF (Individually quick frozen) utiliza nitrógeno líquido para congelar mora por aspersión. Las condiciones de operación son las siguientes:

Temperatura de gas de salida de la cámara de aspersión de nitrógeno -50°C

Coefficiente convectivo medio de transferencia de calor: $150 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Para la fruta:

Densidad aparente: 950 Kg/m^3

Difusividad térmica: $1.27 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$

Conductividad térmica (congelada): $1.2 \text{ W/m}^\circ\text{K}$

Calor específico (encima del punto de congelación): $3.7 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$

Calor específico (-20°C): $2.4 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$

Calor latente de congelación : 290 KJ/Kg

Diámetro medio 20 mm

Humedad: 83%

Temperatura inicial del producto: 10°C

Temperatura inicial de congelación: $-1.4 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura final: -30°C

- El tiempo de congelación
- Si la velocidad IQF debe estar entre 4 y 10 cm/hr , se encuentra el proceso en este rango?
- Cuál es la Kg de nitrógeno / Kg de fruta?

Considere para los cálculos que las pérdidas térmicas son despreciables (usualmente la carga del producto es el 90% de la carga térmica total requerida en este tipo de equipos).

Solución:

$$t = \frac{1}{E} \left[\frac{\Delta H_1}{\Delta T_1} + \frac{\Delta H_2}{\Delta T_2} \right] \left(\frac{D}{h} + \frac{D^2}{2k_c} \right) \quad (16)$$

Donde:

$$\Delta H_1 = \rho c_{nc} (T_0 - T_{cm}) = 950 * 3700 (10 - (-11.34)) = 75010100 \text{ J/m}^3$$

$$\Delta H_2 = \rho \lambda + \rho c_c (T_{cm} - T_{fin}) = 950 * 290000 + 950 * 2400 * (-11.34 - (-30)) = 318044800 \text{ J/m}^3$$

$$\Delta T_1 = 0.5(T_0 + T_{cm}) - T_A = 0.5(10 - 11.34) - (-50) = 49.33^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{cm} - T_A = -11.34 - (-50) = 38.66^\circ\text{C}$$

$$T_{cm} = 1.8 + 0.263 T_{fin} + 0.105 T_A = 1.8 + 0.263 * (-30) + 0.105 * (-50) = -11.34^\circ\text{C}$$

$E = 3$, suponiendo aproximación a forma esférica

$$\text{Tiempo} = t = 1052.7 \text{ s} = 17.5 \text{ min (aprox)}$$

$$\text{Cambio entálpico de la mora: } \Delta H_1 + \Delta H_2 = (393054900 \text{ J/m}^3) / (950 \text{ Kg/m}^3) = 413742 \text{ J/Kg} = 413.7 \text{ KJ/Kg}$$

Cambio entálpico del nitrógeno (Ver tabla 9.5):

Entalpía (l) a 1 atm: 29.4 KJ/Kg (-195,8°C)

Entalpía (g) a 1 atm: 381.9 KJ/Kg (-50°C, interpolación)

Diferencia de entalpías: 352.5 KJ/Kg

Suponiendo cero pérdidas e igualando los cambios entálpicos de la mora y el refrigerante:

$$(413.7 \text{ KJ/Kg de mora congelada}) / (352.5 \text{ KJ/Kg de Nitrógeno que pasa de líquido a gas}) \\ = 1.173 \text{ Kg de Nitrógeno evaporados / Kg mora congelada a } -30^\circ\text{C}$$

Hubo entonces una transferencia de calor de 413.7 KJ desde un Kg de la fruta al medio refrigerante en 1052.7 segundos, a una velocidad de $413.7 \text{ KJ} / 1052.7 \text{ s} = 0.393 \text{ KW} = 393 \text{ W}$.

Ya que

$$\dot{q} = hA\Delta T = 393 = 150 A (10 - (-50)) = 9000 A$$

$$A = \text{area efectiva de transferencia de calor} = 393 / 9000 = 0.0437 \text{ m}^2$$

La velocidad de congelación es en este caso: $1 \text{ cm} / 17.5 \text{ min} = 0.057 \text{ cm/min} = 3.43 \text{ cm/hr}$

Como esta velocidad de congelación es un poco menor que la mas baja dentro del rango IQF (4cm/hr), debería utilizarse una temperatura de salida de nitrógeno ligeramente mas fría para alcanzar el rango de velocidad de congelación IQF deseado.

Tiempo de congelación para una velocidad de 4cm/hr:

$$t = 1 \text{ cm} / (4 \text{ cm/hr}) = 0.25 \text{ hr} = 15 \text{ min} = 900 \text{ s}$$

La velocidad de retiro de energía es ahora de $413.7 / 900 = 0.46 \text{ KW} = 460 \text{ W}$

$$\dot{q} = hA\Delta T = 460 = 150 (0.0437) (10 - (T_n))$$

$$T_n = -60.17 \text{ }^\circ\text{C}.$$

El introducir la mora en el equipo a menor temperatura, o buscar una temperatura final de congelación menos fría (la mora tolera T_{fin} entre -12° y -20°C sin que se afecte su calidad como fruta IQF - ver Montes y otros, 2000-) también serían otras opciones a considerar, quizás más económicas que dejar salir el nitrógeno más frío del equipo (en equipos comerciales que operan con esta técnica se busca que el nitrógeno salga entre 0 y -50°C según el material a congelar, para un mejor aprovechamiento de su capacidad enfriadora).

9.8 ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS CONGELADOS

La calidad de los alimentos congelados depende en gran medida de sus condiciones de almacenamiento. Las fluctuaciones de la temperatura de almacenamiento causan graves deterioros; entre los factores que se afectan están la degradación de pigmentos, proteínas y vitaminas, oxidación de lípidos y reacciones que promueven exudación al descongelar. El efecto de las variaciones de la temperatura en la vida útil del producto se muestra en la figura 9.14 y tablas 9.6 y 9.7.

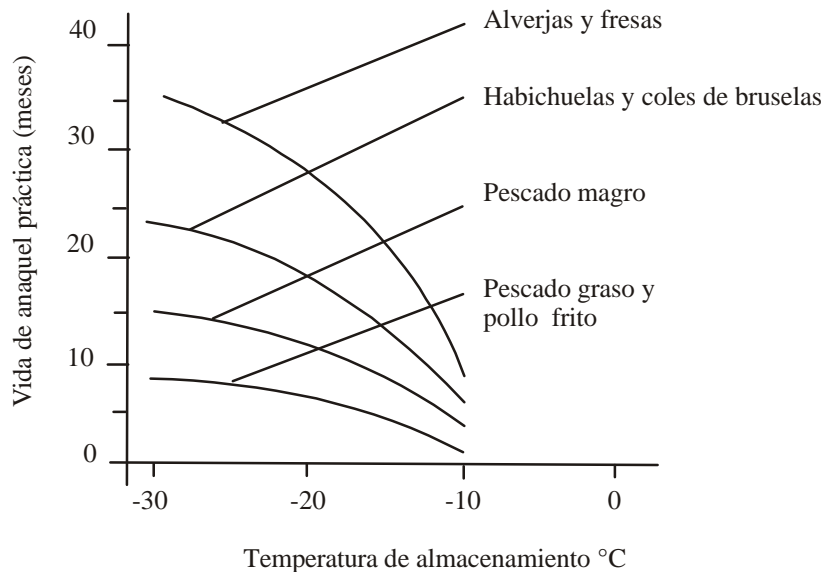


FIGURA 9.14 VIDA DE ANAQUEL DE ALGUNOS PRODUCTOS CONGELADOS (DINCER, 1997)

TABLA 9.6 VIDA DE ANAQUEL O ALMACENAMIENTO (DÍAS) A VARIAS TEMPERATURAS EN LA QUE LOS PRODUCTOS PRESENTAN CAMBIOS PERCEPTIBLES EN SU CALIDAD.

°C	°F°	Judías		Guisantes		Coliflores		Espinacas	
		Color	Sabor	Color	Sabor	Color	Sabor	Color	Sabor
-18.0	5	101	296	202	305	58	291	350	150
-12.2	10	28	94	48	90	18	61	70	60
-9.4	15	15	53	23	49	10	28	35	30
-6.7	20	8	30	11	27	6	13	20	20
-3.9	25	4	17	5	14	3	6	7	8

TABLA 9.7 ESTABILIDAD DE FRUTAS Y DERIVADOS ALMACENADAS A VARIAS TEMPERATURAS

Producto	Presentación	Estabilidad en días		
		-18°C	-12°C	-7°C
Manzanas	Relleno de pastel	360	250	60
Cerezas	Relleno de pastel	490	260	60
Duraznos	Relleno de pastel	490	280	56
	Al detal, en sirope	360	45	6
Moras	A granel, sin azúcar	630	280	50
Frambuesas	A granel, sin azúcar	720	315	70
	Al detal, en sirope	720	110	18
Fresas	A granel en azúcar seco	630	90	18
	Al detal	360	60	10

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Definición</i>	<i>Unidades</i>
<i>a</i>	Espesor de placa infinita	<i>m</i>
<i>A</i>	Area de intercambio de calor	<i>m²</i>
<i>Bi</i>	Nº de Biot	<i>Adimensional</i>
<i>c , c_p</i>	Calor específico a presión constante	<i>KJ/KgK</i>
<i>D</i>	Distancia mas corta desde el centro térmico (punto que se enfría más lentamente) hasta la superficie del producto	<i>m</i>
<i>E</i>	Factor de forma que varía entre 1 y 3	<i>Adimensional</i>
<i>G</i>	Fracción en peso del hielo (Kg de hielo / Kg de producto).	<i>Adimensional</i>
<i>h</i>	Coefficiente de transferencia de calor superficial	<i>W/m²K</i>
<i>H</i>	Porcentaje de humedad /100 ó fracción en peso de agua	<i>Adimensional</i>
<i>k</i>	Conductividad térmica	<i>W/mK</i>
<i>K_w</i>	Constante criogénica del agua = 1.86	<i>°C/molalidad sln.</i>
<i>L</i>	Calor latente de fusión del hielo = 335	<i>KJ/Kg</i>
<i>M</i>	Peso molecular equivalente de S	<i>gr</i>
<i>P</i>	Constante de forma de expresión de Plank	<i>Adimensional</i>
<i>R</i>	Constante de forma de expresión de Plank	<i>Adimensional</i>
<i>R</i>	Constante universal de los gases = 8.32	<i>KJ/KgmolK</i>
<i>S</i>	Contenido del extracto seco soluble (Fracción en peso)	<i>Adimensional</i>
<i>t</i>	Tiempo	<i>s</i>
<i>T</i>	Temperatura del sistema	<i>°C, K</i>
<i>T₀</i>	temperatura de fusión del hielo : 0°C ó 273.1 K	<i>°C, K</i>
<i>V</i>	Volumen	<i>m³</i>
<i>x</i>	Coordenada espacial	<i>m</i>
<i>X</i>	Fracción másica	

Letras griegas

Γ		
ε	Emisividad	Adimensional
Γ	Factor de vista en radiación	Adimensional
λ	Calor latente de fusión del material	KJ/Kg
σ	Constante de Stefan Boltzmann=5.67x10 ⁻⁸	W/m ² K ⁴
ρ	Densidad	Kg/m ³

Subíndices

A	Medio circundante
<i>c</i>	Fase congelada
cm	Congelación medio
con	Convectivo
e	Empaque
<i>E</i>	Eutéctico (a)
evap	Evaporstivo
<i>f</i>	Fusión
fin	Final del centro térmico
<i>g</i>	Vítrea
ga	Vítrea del agua
gs	Vítrea del soluto
<i>i</i>	Inicio de congelación
<i>nc</i>	Fase no congelada
<i>O</i>	Inicial
Pel	Película
<i>nc</i>	Fase no congelada
rad	Radiativo
SO	Soluto

REFERENCIAS

- CARSLAW, H. S., JAEGER, J. C., *Conduction of heat in solids*. Clarendon Press, Oxford, 1967.
- CHEN, C. *Thermodynamic analysis of freezing and thawing of foods: enthalpy and apparent specific heat*. J. of food Science. 1985, 50: 1158-1162.
- CHEN, C. *Thermodynamic analysis of freezing and thawing of foods: ice content and Mollier diagram*, J. of food Science. 1985, 50: 1163-1166.
- CLELAND, A. C.; EARLE R. L., *A comparison of analytical and numerical methods of predicting the freezing times of foods*, J. of Food science 42, 1390-1397 (1977).
- CLELAND, D.; VALENTAS, K. *Prediction of freezing time and design of food freezers*, en: Handbook of food engineering practice , Valentas, Rotstein, Singh, Editores.CRC Press, Boca Raton, 1997. Pp: 72 - 124.
- DINCER, I., *Heat transfer food cooling applications*. Taylor & Francis, Washington, 1997.
- GEORGE, M., *Freezing systems*, en *Quality in frozen foods*. Erickson, M., Yen-Con, H., Editores. Chapman & Hall, New York, 1997.
- GOFF, H. *Measurement and interpretation of the glass transition in frozen foods en: Quality in frozen foods*. Erickson, M., Hung, Y. (Editores). Chapman & Hall. New York 1997.
- HAYES, G., *Manual de datos para ingeniería de los alimentos*, Editorial Acribia, Zaragoza, 1992
- HELDMAN, D.; HARTETL, R., *Principles of food processing*. Chapman y Hall, New York, 1997. P:115-116.
- HOLSWOORTH, S.,D., *Physical and engineering aspects of food freezing en Developments in food presevation*. Vol.4:153. Thorne, S., Editor, Elsevier Applied Science, 1987.
- LEVINE, H.; SLADE, L. *Thermomechanical properties of smal carbohydrates - water glasses and rubbers: kinetically metastable systems at subzer temperature*. 1988. Citados por Goff (1997)
- LEVY, F. Enthalpy and specific heat of meat and fish in the freezing range. J. of Food technology, 1979, 14:549-560.
- MARTIN, H., *Instationaere Waermeileitung in ruhenden Kopern*, VDI-Waemeratlas 7th edn, VDI-Verlag, Dusseldorf, 1994.
- PHAM, Q.T., *Simplified equation for predicing freezing time of foodstuffs*, J.of Food technology, 1986, 21: 209-219.

RAHMAN, S. Food properties handbook. CRC Press. Boca Ratón. 1995.

ROOS, Y.; KAREL, M. Amorphous state and delayed ice foormation in sucrose solutions . Int. Journal of food Science and Technology. 26: 553 - 566 , 1991.

SINGH, R.,P. MANNAPPERUMA, J.,D., Developments in food freezing en Biotechnology and food process engineering, Schwartzberg, H; Rao, M.A., Editores. Marcel Dekker, New York, 1990.

YILMAZ, T. Equations for heating and cooling of bodies of various shapes. Intl. J. of refrig.1995,18(6): 395-402

C A P Í T U L O 1 0

E V A P O R A C I Ó N

La evaporación es la operación unitaria que se utiliza para la remoción parcial de agua de un alimento líquido mediante ebullición; al hacerlo se presenta una concentración de sólidos en el alimento. En procesos de transformación que requieran de concentración previa tales como la producción de extractos de altos sólidos o secos a partir de jugos de frutas, leche y café, la evaporación es una operación previa al secado, congelación o esterilización. Con ella, además de reducir la actividad de agua, lo que favorece la preservación, se logra desarrollar en algunos casos sabores y coloración deseables como en los casos de productos caramelizados y/o de panadería.

La forma mas sencilla de evaporación es la que se lleva a presión atmosférica; sin embargo, ya que la mayoría de los alimentos son deteriorados por el calor este método prolonga demasiado la exposición del producto a altas temperaturas. Por esta razón se utiliza el vacío para permitir la evaporación del agua a bajas temperaturas; simultáneamente con esta técnica, y con el uso de trenes de varios evaporadores que aprovechan los vapores generados entre ellos, se alcanzan eficiencias energéticas importantes.

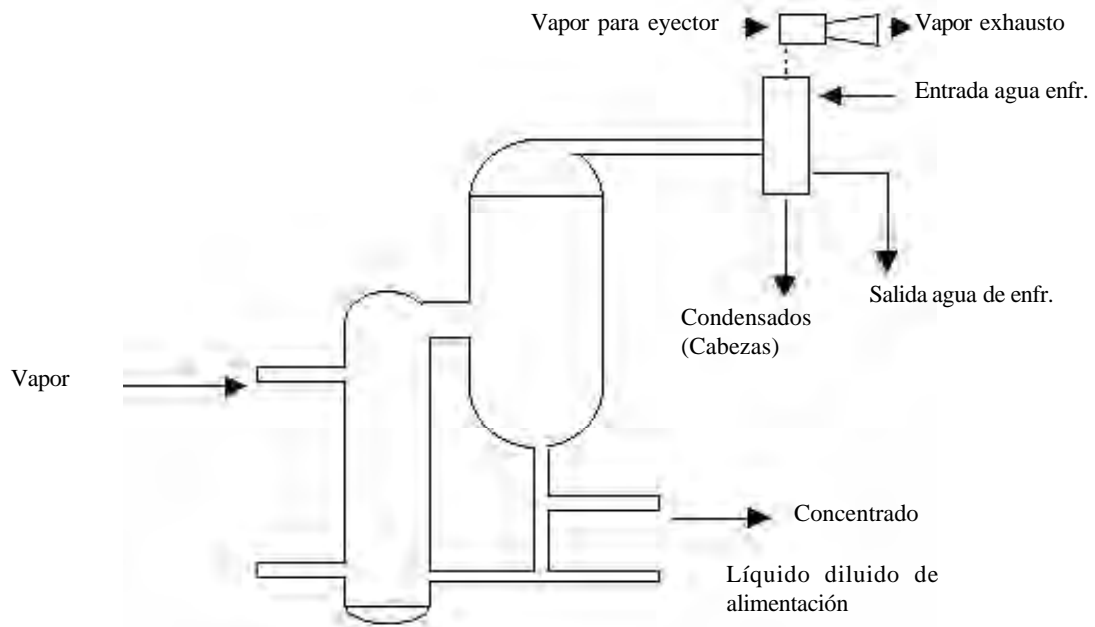


FIGURA 10.1 ESQUEMA DE UN EVAPORADOR DE UN EFECTO

En la figura 10.1 se muestra esquemáticamente un evaporador de un efecto. Consiste en una cámara que encierra o esta conectada con un intercambiador de calor. El producto está hirviendo, y por lo tanto, evaporándose en la cámara, que usualmente opera a presión menor que la atmosférica. Los vapores retirados se dirigen hacia un condensador y un sistema de vacío; para el caso de un equipo de una etapa o efecto, este vapor se descarta. Para sistemas de varias etapas estos vapores se usan como medios calefactores de los efectos posteriores.

En la figura 10.2 se ilustra el funcionamiento de un evaporador de doble efecto. Los vapores producidos en la cámara de evaporación de la primera etapa se usa como medio calefactor de la segunda y solo se alimenta vapor de caldera al primer efecto. Así se obtiene una eficiencia energética superior en el sistema. El producto alimenticio diluido que entra al primer efecto se concentra parcialmente y se envía el segundo para obtener la concentración deseada.

El tipo de alimento líquido que se va a concentrar determina buena parte de las características del comportamiento de la evaporación. En general es necesario un tratamiento térmico suave o moderado, lo que involucra bajos tiempos de permanencia o residencia del material en el evaporador; las incrustaciones que producen los alimentos por los lodos que se adhieren a las superficies de intercambio, hacen que sea común la operación durante períodos cortos del sistema para proceder a parar y limpiar, ocasionándose la consecuente disminución en la capacidad de producción. Adicionalmente es también frecuente la formación de espumas, que ocasionan arrastres y pérdidas de producto.

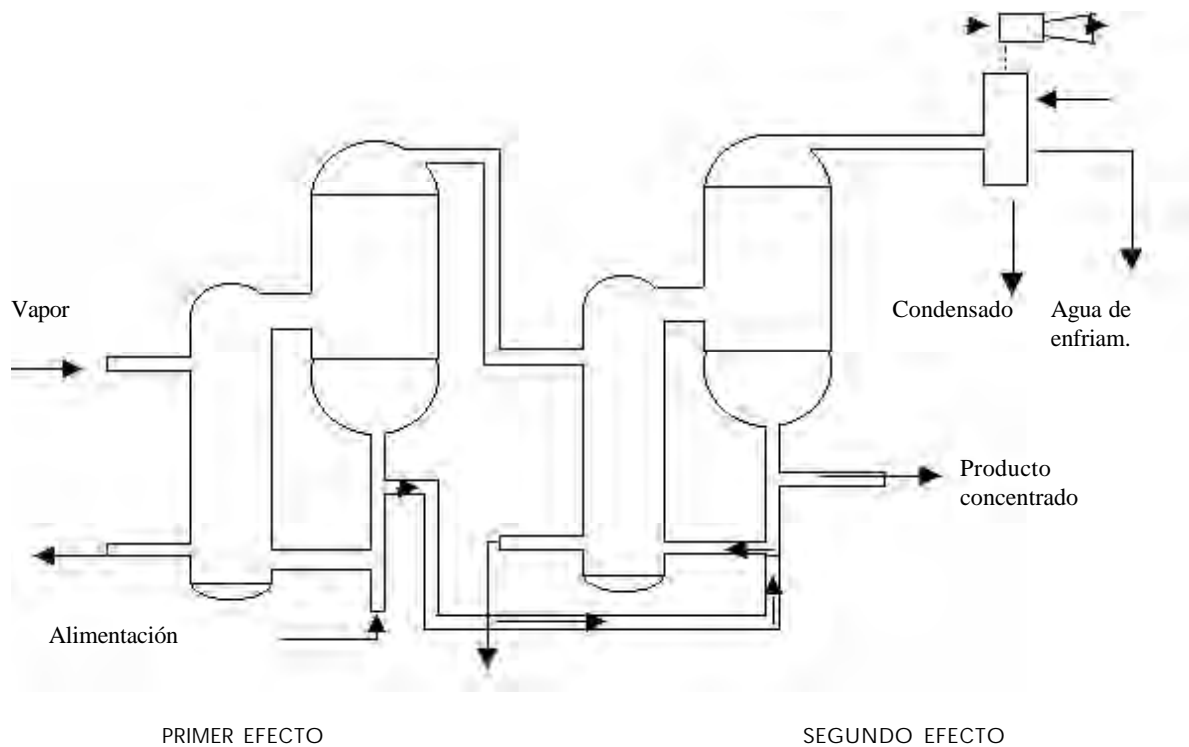


FIGURA 10.2 ESQUEMA DE UN EVAPORADOR DE DOBLE EFECTO

10.1 ELEVACIÓN DEL PUNTO DE EBULLICIÓN (EPE)

Bajo una misma presión, una solución, a medida que se concentra, sufre un incremento en su punto de ebullición. El EPE es el incremento en la temperatura de ebullición, respecto al que tiene el agua pura a la misma presión. Para el caso de soluciones de productos sólidos no volátiles en líquidos alimenticios el EPE se puede predecir con (Chen, 1993):

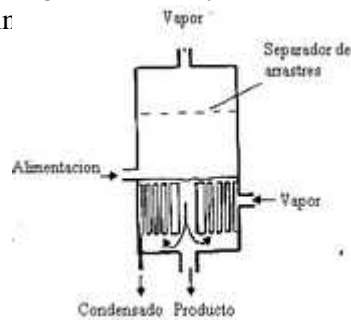
$$T - T_b = DT_b (K) = -(K_v/M_A) \ln a_w \quad (1)$$

$K_v = 512 \text{ Kg k/Kg-mol}$; $M_A = 18$, peso molecular del agua ; a_w actividad de agua

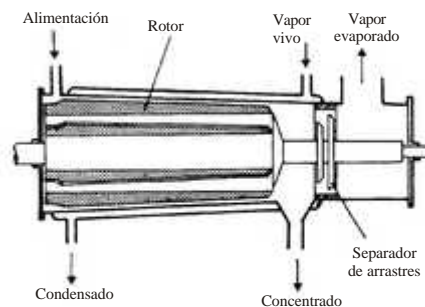
D = diámetro del tubo

10.2 TIPOS DE EVAPORADORES

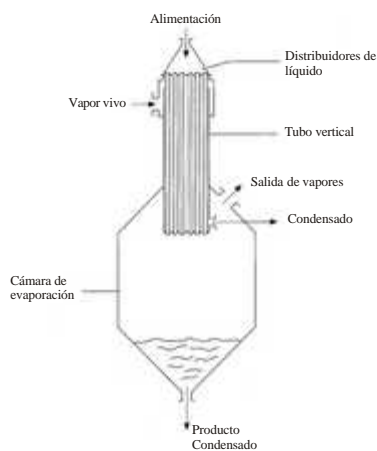
En las figuras 10.3 a y b se muestran esquemáticamente algunos tipos de evaporadores de uso común en ir:



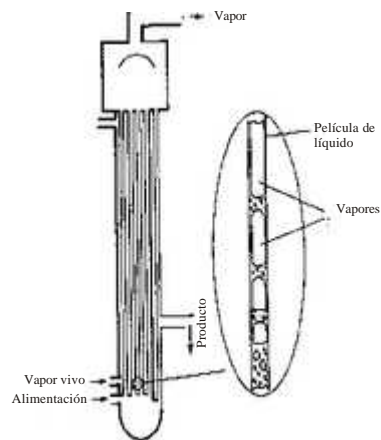
EVAPORADOR DE CALANDRIA



EVAPORADOR DE SUPERFICIE RASPADA



EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE



EVAPORADOR DE PELÍCULA ASCENDENTE

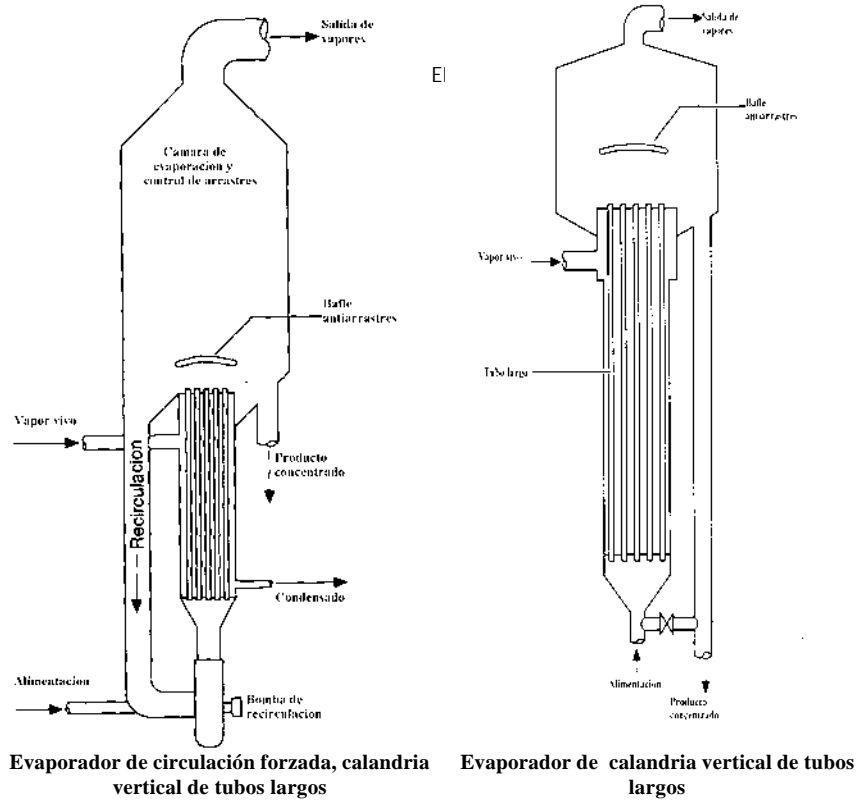


FIGURA 10.3-B ESQUEMAS DE EVAPORADORES

10.3 CÁLCULOS DE DISEÑO DE EVAPORADORES

10.3.1 Balances de materia y energía para un evaporador de un efecto

Sean

\dot{m}_a = rata másica de alimentación (Kg / s)

\dot{m}_e = rata másica de vapor evaporado del producto (Kg / s)

\dot{m}_p = rata másica de producto (Kg / s)

\dot{m}_v = rata másica de vapor de caldera de entrada (Kg / s)

x_a = la fracción sólida en la alimentación (adimensional)

x_p = la fracción sólida en el producto (adimensional)

H_a = Entalpía de la alimentación a la temp. y concentración de la entrada

H_p = Entalpía del producto a la temp. y conc. de la salida

H_v = Entalpía del vapor de caldera

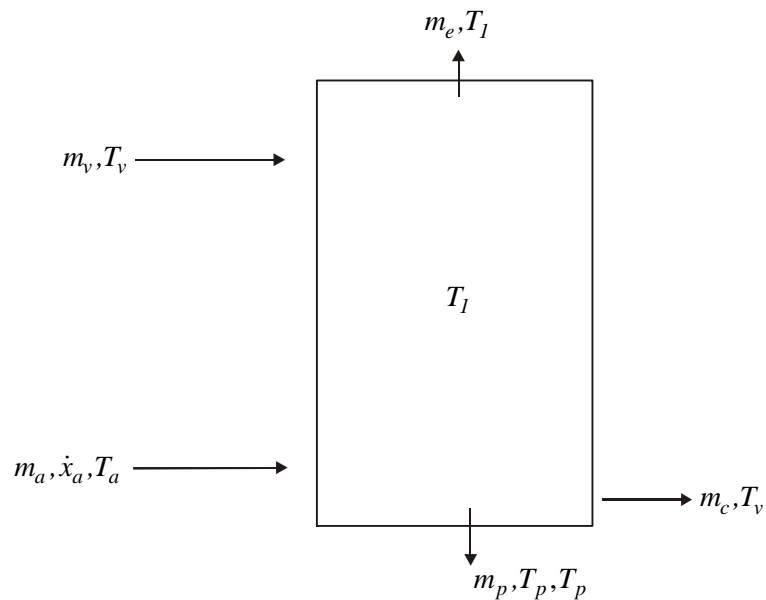


FIGURA 10.3 ESQUEMA DE FLUJOS Y TEMPERATURAS EN UN EVAPORADOR DE UN EFECTO

H_C = Entalpía del condensado (Líquido) a la temperatura del vapor de entrada

Se cumple que:

$$\dot{m}_a = \dot{m}_e + \dot{m}_p \quad (2)$$

$$x_a \dot{m}_a = x_p \dot{m}_p \quad (3)$$

$$\dot{m}_a H_a + \dot{m}_v H_v = \dot{m}_e H_e + \dot{m}_p H_p + \dot{m}_c H_c \quad (4)$$

La entalpía de la alimentación H_a puede calcularse de la expresión:

$$H_a = c_{pa}(T_a - 0^\circ C) \quad (5)$$

donde c_{pa} es el calor específico del líquido diluido de la alimentación.

De manera similar, la entalpía del producto H_p es:

$$H_p = c_p (T_p - 0^\circ C) , \quad (6)$$

donde c_p es el calor específico del líquido concentrado o producto.

Las entalpías del vapor y el condensado son las halladas, a las temperaturas correspondientes, en las tablas de vapor. Debe tenerse en cuenta que, puesto que el intercambiador de calor usado en un evaporador es indirecto:

$$\dot{m}_v = \dot{m}_c \quad (7)$$

Para el intercambiador de calor, la ecuación para los cálculos respectivos es:

$$\dot{q} = UA(T_v - T_1) = \dot{m}_v H_v - \dot{m}_c H_c \quad (8)$$

para

\dot{q} = rata de transferencia de calor (Vatios -W)

A = Área de transferencia de calor del intercambiador (m²)

U = Coeficiente total de transferencia de calor (W/m² °K)

La *economía de vapor* es un término usado en evaporación para identificar la eficiencia del sistema. Es la relación entre el vapor consumido (de caldera) y la evaporación de agua que se logra con ése vapor.

$$\text{Economía de vapor} = \frac{\dot{m}_e}{\dot{m}_v} \quad (9)$$

Para un evaporador de una etapa este valor es aproximadamente 1. Para los de más etapas, la economía de vapor es mayor, al incrementarse el número de los efectos.

Ejemplo 10.1

Se concentra leche en un evaporador piloto de un efecto de circulación natural. Al alcanzarse las condiciones estacionarias, el líquido se alimenta a una velocidad de 0.1 Kg/s. El extracto seco total de la leche de alimentación son el 12.5 % y se concentrará hasta un 35 % de sólidos. Los calores específicos de la leche fresca y concentrada son, respectivamente, 3.8 y 3.1 KJ /kg °C. La presión del vapor de caldera usado para la calefacción es de 232 KPa (aprox. 110.5 psig, presión externa de 1 atm). La temperatura de la leche a la entrada es de 60°C. La temperatura de ebullición dentro del equipo es 40.5°C. El coeficiente total de transferencia de calor puede asumirse como de 900 W/ m² °K. Asuma una elevación del punto de ebullición despreciable. Calcular la rata másica de producto concentrado, necesidades de vapor, economía de vapor y área de transferencia de calor.

Usando la nomenclatura y el esquema de la figura 10.3:

Dados:

$$\dot{m}_a = \text{rata m\u00e1sica de alimentaci\u00f3n} = 0.1 \text{ (Kg /s)}$$

$$x_a = \text{la fracci\u00f3n s\u00f3lida en la alimentaci\u00f3n (adimensional)} = 0.125$$

$$x_p = \text{la fracci\u00f3n s\u00f3lida en el producto (adimensional)} = 0.35$$

H_a =Entalp\u00eda de la alimentaci\u00f3n

$$h_a = c_{pa}(T_a - 0^\circ C) = 3.8 \text{ KJ / Kg}^\circ C(60-0)^\circ C = 228 \text{ KJ / Kg}$$

H_p = Entalp\u00eda del producto

$$h_p = c_{pp}(T_p - 0^\circ C) = 3.1 \text{ KJ /Kg}^\circ C(40 - 0)^\circ C = 124 \text{ KJ /Kg}$$

H_v = Entalp\u00eda del vapor de caldera (125\u00b0C, 232 KPa) t. de vapor = 2713.5 KJ /Kg

H_c = Entalp\u00eda de condensado (125\u00b0C , 232 KPa) T. de vapor = 525 KJ /Kg

H_e = Entalp\u00eda de vapor evaporado dentro del equipo(40\u00b0C,7.4 KPa) = 2574.3 KJ /kg

Desarrollo

\dot{m}_p = rata m\u00e1sica de producto

$$x_a \dot{m}_a = x_p \dot{m}_p = 0.125 (0.1 \text{ Kg / s}) = 0.35 \dot{m}_p$$

$$\dot{m}_p = 0.036 \text{ Kg / s}$$

\dot{m}_e = rata m\u00e1sica de vapor evaporado del producto

$$\dot{m}_a = \dot{m}_e + \dot{m}_p = 0.1 \text{ Kg / s} = \dot{m}_e + 0.036 \text{ Kg / s}$$

$$\dot{m}_e = 0.064 \text{ Kg / s}$$

\dot{m}_v = rata m\u00e1sica de vapor de caldera de entrada (Kg / s)

$$\dot{m}_a H_a + \dot{m}_v H_v = \dot{m}_e H_e + \dot{m}_p H_p + \dot{m}_c H_c$$

$$0.1(228) + \dot{m}_v (2713.5) = 0.064(2574.3) + 0.036(124) + \dot{m}_v (525)$$

Se debe recordar que $\dot{m}_v = \dot{m}_c$

$$\dot{m}_v = 0.067 \text{ Kg / s}$$

$$\text{Economía de vapor} = \frac{\dot{m}_e}{\dot{m}_v} = 0.064 / 0.067 = 0.955 \text{ Kg agua evaporada / Kg vapor}$$

Área necesaria de transferencia de calor:

$$\dot{q} = UA(T_v - T_1) = \dot{m}_v H_v - \dot{m}_c H_c = 0.067 \text{ Kg / s (2713.5 - 525) KJ/Kg}$$

$$(900\text{W/m}^2\text{K}) A (125-40)^\circ\text{C} = 146.6 \text{ KJ /s} = 146.6 \text{ Kw} = 146600 \text{ W}$$

$$A = 1.92 \text{ m}^2$$

10.3.2 Evaporador de múltiples efectos

Un esquema de un evaporador de tres efectos se muestra en la figura 10.4 . El vapor que se retira del primer efecto está relacionado con el flujo de vapor vivo y economía del primer efecto así:

$$V_1 \Delta H_1 = E V_0 \Delta H_0 \quad (10)$$

Análogamente, el vapor procedente de la evaporación en el segundo efecto está relacionado con el vapor del primer efecto:

$$V_1 \Delta H_2 = E V_1 \Delta H_1 = E^2 V_0 \Delta H_0 \quad (11)$$

Este razonamiento puede extenderse para múltiples efectos:

$$\Sigma V_i = V_0 \Delta H_0 [E / \Delta H_1 + E^2 / \Delta H_2 + \dots + E^n / \Delta H_n] \quad (12)$$

La ecuación anterior puede usarse para calcular las razones vapor evaporado- vapor vivo Vs el número de efectos para valores dados de E, condiciones de presión y temperatura (Chen y Hernández, 1997).

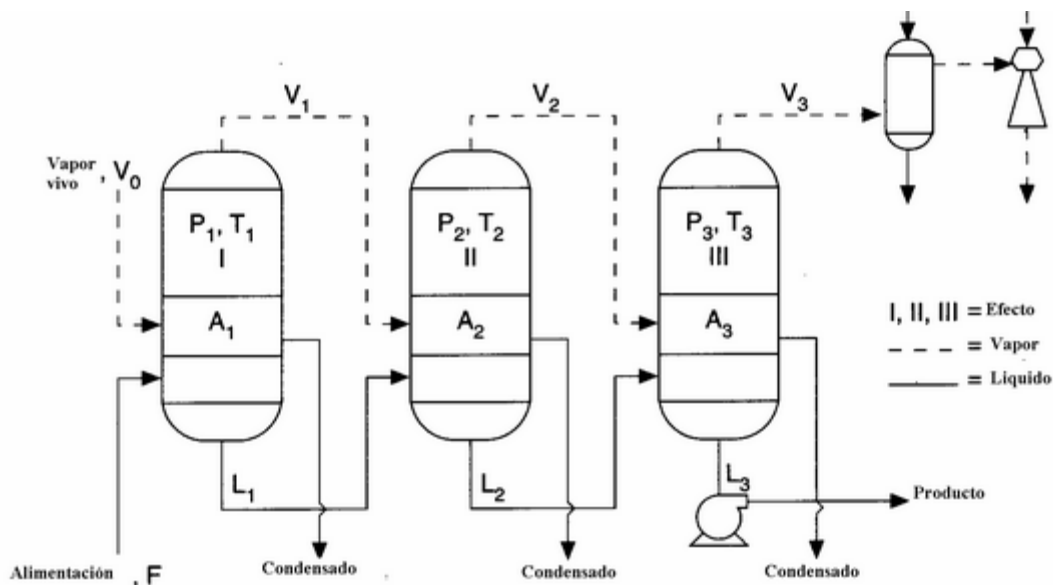


FIGURA 10.4. ESQUEMA DE EVAPORADOR DE TRES EFECTOS CON ALIMENTACIÓN HACIA DELANTE

La entalpía ΔH_i que gana al hervir el agua en un efecto dado no es exactamente igual al calor latente de evaporación. En la alimentación hacia delante (en paralelo) la solución que viene de un efecto anterior estará por encima de su punto de ebullición por la reducción de presión. También cuenta el que el vapor que produce cada efecto está sobrecalentado por el fenómeno de elevación de punto de ebullición (EPE). En un balance de energía estos factores usualmente se desprecian.

La diferencia de temperatura disponible en un evaporador de múltiple efecto es la diferencia entre la temperatura del vapor vivo o de caldera que ingresa al equipo y la temperatura de los vapores generados en el último efecto. Los cálculos de evaporadores de este tipo se hacen por tanteo y error; se asume un ΔT disponible para cada efecto. Haciendo los balances de materia y energía por efecto se compara la transferencia de calor necesaria para lograr la velocidad de evaporación deseada por etapa.

Ejemplo 10.2

Calcule la relación vapor evaporado-vapor vivo para un evaporador de triple efecto con diferencias de temperatura entre 32 y 92°C. En el último efecto tal diferencia es de 20°C, ΔT que se conserva en los otros dos; $E = 0.92$. La presión atmosférica es de 75.5 KPa.

De la tabla 10.2:

$$\lambda_0 = 2278.1 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_1 = 2328.9 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_2 = 2377.9 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_3 = 2425.8 \text{ KJ/Kg}$$

$$\begin{aligned} \Sigma V_i/V_0 &= \lambda_0 [E/\lambda_1 + E^2/\lambda_2 + E^3/\lambda_3] \\ &= 2278.1[0.92/2328.9+0.92^2/2377.9+0.92^3/2425.8] \\ &= 2.44 \end{aligned}$$

10.4 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORACIÓN

La ecuación general que describe el paso de calor entre el lado del vapor y el producto a evaporar es:

$$\dot{q} = \dot{m}_c \lambda_c = UA(T_c - T_e) = UA\Delta T \quad (10)$$

En donde el subíndice C indica vapor condensado y el e es vapor evaporado.

El coeficiente total de transferencia de calor es en este caso:

$$1/UA = 1/h_v A_v + x/kA_m + 1/h_a A_a \quad (11)$$

Donde h_v y A_v son el coeficiente convectivo y el área de transferencia de calor del lado del vapor de calefacción, respectivamente; x y k son el espesor y la conductividad de la pared; A_m el área media de los lados del vapor y del producto; h_a y A_a son el coeficiente convectivo y el área de transferencia de calor del lado del líquido a evaporar. La ecuación anterior se vuelve, para evaporadores tubulares:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_s} + \frac{d_0}{2k \ln \frac{d_0}{d_i}} + \frac{d_0}{h_a d_a} \quad (12)$$

d_0 y d_i son el diámetro externo e interno de los tubos respectivamente. El coeficiente local de transferencia de calor se expresa como un parámetro adimensional $h^* = hd/k$, usualmente como función de Re y Pr .

TABLA 10.1. COEFICIENTES LOCALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES

COEFICIENTE LOCAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	TIPO DE CONDENSADOR	REFERENCIA
$h_v^* = \left[\frac{\rho^2 g \lambda L^3}{\mu_c k_c (T_v - T_w)} \right]$	Vapor que condensa sobre tubos verticales, flujo laminar, $Re < 1800$	McAdams, 1954
$h_v^* = 0.007 \frac{(\rho^2 g L^3)}{\mu_c^2} Re^{0.4}$	Vapor que condensa sobre tubos verticales, flujo turbulento, $Re > 1800$	
$h_v^* = 0.725 \left[\frac{\rho^2 g \lambda D^3}{N \mu_c k_l (T_v - T_w)} \right]^{1/4}$	Vapor que condensa en tubos horizontales	
$h^* = 0.0086 Re^{0.8} Pr^{0.6} (\sigma_a / \sigma)$	Evaporadores de circulación natural	Piret e Isbin, 1954
$h^* = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$	Evaporadores de circulación forzada	Coulson y Richardson, 1978
$h^* = 0.042 Re^{0.17} Pr^{0.53}$	Película descendente libre, régimen turbulento, $Re < 10^4$	Muddawar y El-Masri, 1986
$h^* = 8.5 Re^{0.2} Pr^{1/3} / (V_v / V_a)^{2/3}$	Evaporadores de película ascendente	Burgois y LeMager, 1987
$h^* = 3103 Re_a^{-0.98} Re_g^{-0.40} B^{0.326} We^{0.494}$	Intercambiadores de superficie raspada	Scokzylas, 1970

TABLA 10.2 CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN DE VAPOR SATURADO

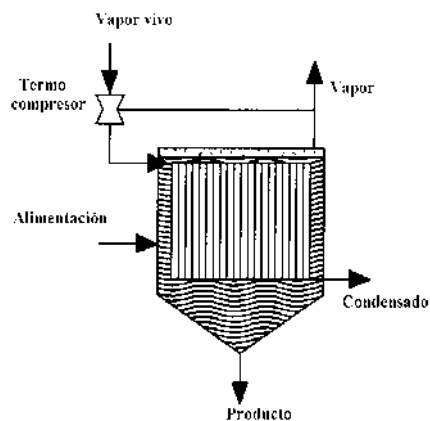
Temperatura °C	Presión de vapor (KPa)	Calor latente (KJ/KG)	Temperatura °C	Presión de vapor (KPa)	Calor latente (KJ/KG)
10	1.2	2477.8	100	101.3	2257.1
12	1.3	2473.1	102	1.08.7	2251.8
14	1.5	2468.4	104	116.6	2246.5
16	1.7	2463.7	106	125.0	2241.1
18	2.0	2458.9	108	133.9	2235.7
20	2.3	2454.2	110	143.3	2230.3
22	2.6	2449.5	112	153.2	2224.8
24	3.0	2444.8	114	163.6	2219.4
26	3.4	2440.0	116	174.7	2213.8
28	3.8	2435.3	118	186.3	2208.3
30	4.3	2430.5	120	198.6	2202.7
32	4.8	2425.8	122	211.5	2197.1
34	5.4	2421.0	124	225.1	2191.4
36	6.0	2416.3	126	239.4	2185.7
38	6.7	2411.5	128	254.4	2180.0
40	7.5	2406.7	130	270.2	2174.2
42	8.3	2402.0	132	286.7	2168.4

44	9.2	2397.2	134	304.1	2162.6
46	10.2	2392.4	136	322.3	2156.7
48	11.3	2387.5	138	341.4	2150.8
50	12.5	2382.7	140	361.4	2144.8
52	13.7	2377.9	142	382.3	2138.8
54	15.1	2373.1	144	404.1	2132.7
56	16.6	2368.2	146	427.0	2136.6
58	18.2	2363.3	148	450.9	2120.5
60	20.0	2358.4	150	475.9	2114.3
62	21.9	2353.6	152	501.9	2108.0
64	24.0	2348.6	154	529.1	2101.7
66	26.2	2343.7	156	557.4	2095.4
68	28.6	2338.8	158	586.9	2089.0
70	31.2	2333.8	160	617.7	2082.6
72	34.0	2328.9	162	649.8	2076.1
74	37.0	2323.9	164	683.1	2069.5
76	40.2	2318.9	166	717.9	2062.9
78	43.6	2313.8	168	754.0	2056.2
80	47.3	2308.8	170	791.5	2049.5
82	51.3	2303.7	172	830.5	2042.7
84	55.5	2298.6	174	871.1	2035.9
86	60.1	2293.5	176	913.2	2029.0
88	64.9	2288.4	178	956.9	2022.1
90	70.0	2283.2	180	1002.2	2015.1
92	75.5	2278.1	182	1049.2	2008.0
94	81.4	2272.9	184	1098.0	2000.8
96	87.6	2267.6	186	1148.6	1993.6
98	94.2	2262.4	188	1200.9	1.986.4

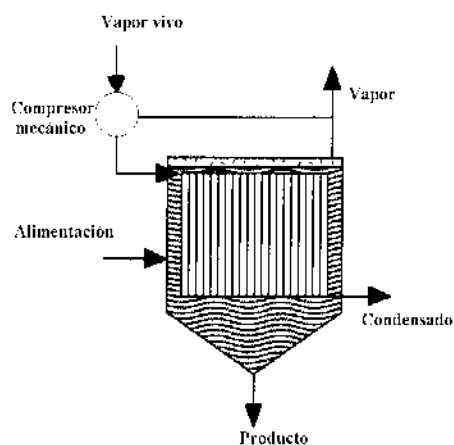
(Chen y Hernández, 1997).

10.5 TERMOCOMPRESIÓN

Se puede mejorar la calidad de los vapores que se originan del líquido que se concentra usando el proceso de recompresión. Una alternativa es usar el vapor vivo para que succione a través de una tobera parte de los vapores evaporados del producto tal como se ilustra en la figura 10 -a . Allí el vapor vivo de alta presión se pasa por una tobera o eyector antes de introducirlo al equipo; al pasar por la tobera arrastra alguna parte de los vapores que provienen resultando una mezcla que produce una economía energética en la operación. El mismo principio puede aplicarse con compresión mecánica en lugar de térmica (Figura 10. -b).



Recompresión térmica



Recompresión mecánica

FIGURA 10.5. ESQUEMAS DE RECOMPRESIÓN DE VAPOR EN EVAPORADOR DE UNA ETAPA

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
A	Area de transferencia de calor	m^2
a_w	Actividad de agua	Adimensional
B	Número de cuchillas en evaporador de superficie raspada	Adimensional
D	Diámetro de tubo	m
g	Aceleración de la gravedad	m/s^2
h	Coefficiente de transferencia de calor	W/m^2K
h^*	Coefficiente de transferencia de calor adimensional	Adimensional
H	Entalpía	J/Kg, KJ/Kg
L	Longitud de tubo	m
\dot{m}	Rata másica	(Kg /s)
M	Peso molecular	Kg/Kg-mol+
N	Número de tubos	Adimensional
\dot{q}	Flujo de energía calorífica	W, KW
Re	Número de Reynolds	Adimensional
Pr	Número de Prandtl	Adimensional
We	Número de Webber	Adimensional
k	Conductividad térmica	W/mK
T	Temperatura	$^{\circ}C$
U	Coefficiente global de transferencia de calor	W/m^2K
V	Flujo de vapor	Kg/h
x	Fracción sólida en la alimentación	Adimensional

<i>Letras griegas</i>		
μ	Viscosidad	mPa-s
λ	Calor latente de vaporización	KJ/Kg
ρ	Densidad	Kg/m ³
σ	Tensión superficial	N/m ó dina/cm

<i>Subindices</i>	
<i>a</i>	Alimentación
<i>A</i>	Agua
<i>b</i>	Punto de ebullición
<i>C</i>	Condensado
<i>e</i>	Vapor evaporado del producto
<i>L</i>	Líquido
<i>m</i>	Media
<i>p</i>	Producto
<i>R</i>	Rotor
<i>v</i>	Lado del vapor
<i>W</i>	Lado de la pared

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICAS

CHEN, C.S. *En Fruit process Technology*, Nagy,S., Chen, C.S. y Shaw, P.E., Editores, Ags Science, Fl., 1993.

CHEN, C.,S.; HERNÁNDEZ, E., Design and perfomance evaluation of evaporation, en Handbook of food engineering practice, Valentas, E., Rotstein, E., Singh, R., P., Editores, CRC Press, Boca Ratón, 1997.

MCADAMS, W. H., Heat transmision, McGrawHill, New York, 1954.

PIRET, E. L.; ISBIN, H. S., Chem. Eng. Progr.,50(6): 305,1986.

COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F., Chemical Engineering,Vol 2, Pergamon Press,Newyork, 1978.

MUDDAWAR, I.A.; El-Masri, Intl. J. Multiphase Flow,12(5):771-790, 1986.

SCKOCZYLA, A.Br. Chem. Eng, 15(2): 221-222, 1970.

CAPÍTULO 11

CRIOCONCENTRACIÓN Y LIOFILIZACIÓN

11.1 CRIOCONCENTRACIÓN

Si un alimento líquido se enfría en medio de agitación se propiciará el crecimiento de cristales puros de hielo dentro de una solución concentrada. La alta agitación es necesaria para evitar puntos localizados de subenfriamiento lo que permite obtener cristales de alta pureza (Thijssen, 1975). Gracias a procedimientos de separación tal como la centrifugación puede liberarse el producto concentrado; sin embargo se requiere lavar la superficie de los cristales del líquido remanente. Este procedimiento se aplica actualmente a los siguientes productos alimenticios (entre paréntesis las concentraciones -en peso- máximas alcanzadas en sólidos):

Extracto de café (45%), vinagre (48%), soluciones de azúcares (50%), cerveza y vino (32% vol), jugos de fruta y uva (50%), leche (36%) y extracto de té (25%).

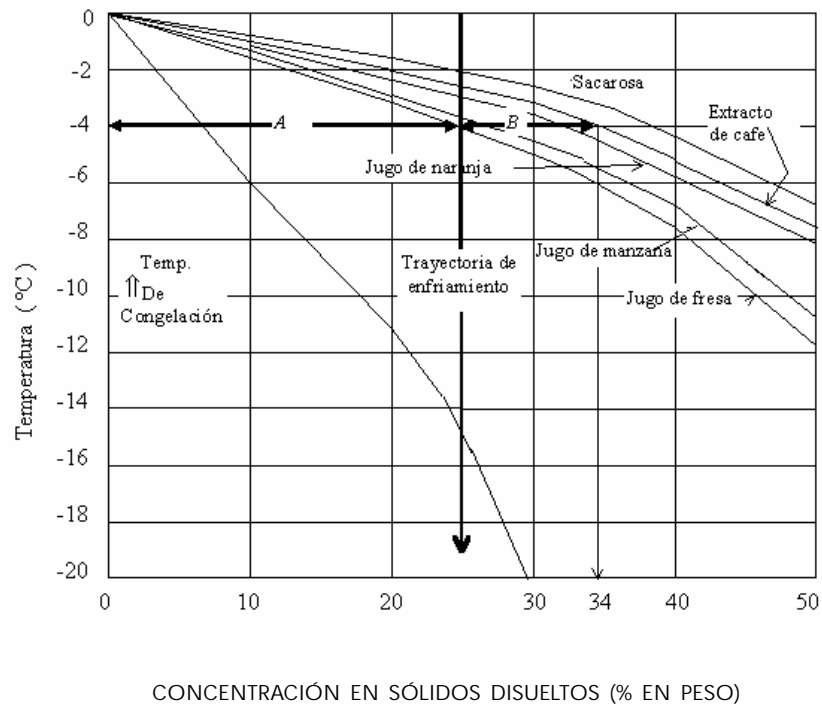


FIGURA 11.1 PUNTO DE CONGELACIÓN VS. CONCENTRACIÓN DE ALGUNAS SOLUCIONES ALIMENTICIAS.

Por encima de la temperatura eutéctica el proceso de congelación de una solución acuosa de un alimento involucra la separación del agua en forma de cristales de hielo.

En la figura 11.1 se muestran varias curvas experimentales de congelación. Si se sigue la trayectoria de enfriamiento señalada, para el caso de extracto de café de concentración inicial del 25 % se puede leer que a -4°C hay un equilibrio entre una solución al 34 % de café con hielo, en una proporción:

$$\frac{(\text{Peso} \cdot \text{solucion} \cdot \text{de} \cdot \text{cafe})}{(\text{Peso} \cdot \text{de} \cdot \text{hielo})} = \frac{A}{B} = 2,7 \text{ (aprox),}$$

para A y B las distancias señaladas en la gráfica. Esto significa que por 1 Kg de hielo hay 2.6 Kg de solución al 34 % de sólidos, para un total de solución original (al 25%) de $2.6 + 1.0 = 3.6$ Kg, es decir, se ha separado.

$[1/(3.6)(0.75)] \times 100 = 37\%$ del agua que inicialmente había en el extracto, quedó presente como hielo.

Puesto que los cristales son esencialmente puros la efectividad que se tenga en la separación de la mezcla cristales-solución concentrada, define la eficacia de la criocentración. Se ha demostrado experimentalmente que mientras sea menor el área total de los cristales de hielo, mejor se puede realizar esta separación de fases. El diseño de las condiciones de operación deben prever una producción de cristales grandes, uniformes, y, si es posible, de forma cercana a la esfera.

El tamaño medio de los cristales en un cristizador continuo como el sugerido en la figura 11.2 depende del tipo de producto, concentración del soluto, subenfriamiento, tiempo de residencia y grado de agitación. La mayor concentración disminuye la velocidad de crecimiento de los cristales, mientras que el grado de subenfriamiento la incrementa lo mismo que el tiempo de residencia. El efecto del grado de agitación es pequeño.

La cristalización tiene varios mecanismos: nucleación primaria, maduración y nucleación secundaria. Se entiende por nucleación la generación de partículas cristalinas capaces de crecer espontáneamente a partir de cierto tamaño mínimo; puede ser homogénea o heterogénea según se produzca a partir de la solución original, o sobre imperfecciones superficiales, partículas extrañas o imperfecciones estructurales. En sistemas complejos como las soluciones alimenticias ocurre la nucleación heterogénea.

Si se trataran de separar los cristales de hielo inmediatamente se produjeran la primera fase de cristalización, se producirían pérdidas excesivas del producto porque allí los cristales son muy pequeños. En la etapa de maduración los cristales mas grandes crecen a expensas de los mas pequeños.

Nuevamente, para el caso ilustrado en la figura 11.2 se produce una cristalización subcrítica en un congelador o intercambiador de calor (de superficie raspada) externo al cristizador que retira calor muy rápidamente produciendo una fuerte nucleación en un bajo tiempo de residencia (del orden de segundos). Los pequeñísimos cristales del congelador pasan al cristizador en donde permanecen en promedio mas de media hora para desarrollar las etapas de cristalización descritas y obtener un cristal de un tamaño adecuado para el paso siguiente de separación.

11.1.1 Descripción somera de un equipo

Los componentes básicos de un equipo de crioconcentración se muestran en la figura 11.2. Allí los cristales se forman en las paredes de un intercambiador de superficie raspada. El crecimiento y maduración (crecimiento de cristales grandes a costa de la desaparición de los pequeños) de los cristales de hielo ocurre en el cristalizador. El lodo de hielo y el producto concentrado pasan a un sistema separador de ambas fases; este paso es crítico para una operación económica de la crioconcentración (Heldman y Hartel,1997).

En equipos comerciales el concentrado se recircula para permitir el manejo adecuado de los lodos de cristales-concentrado; así los tiempos de residencia se vuelven altos.

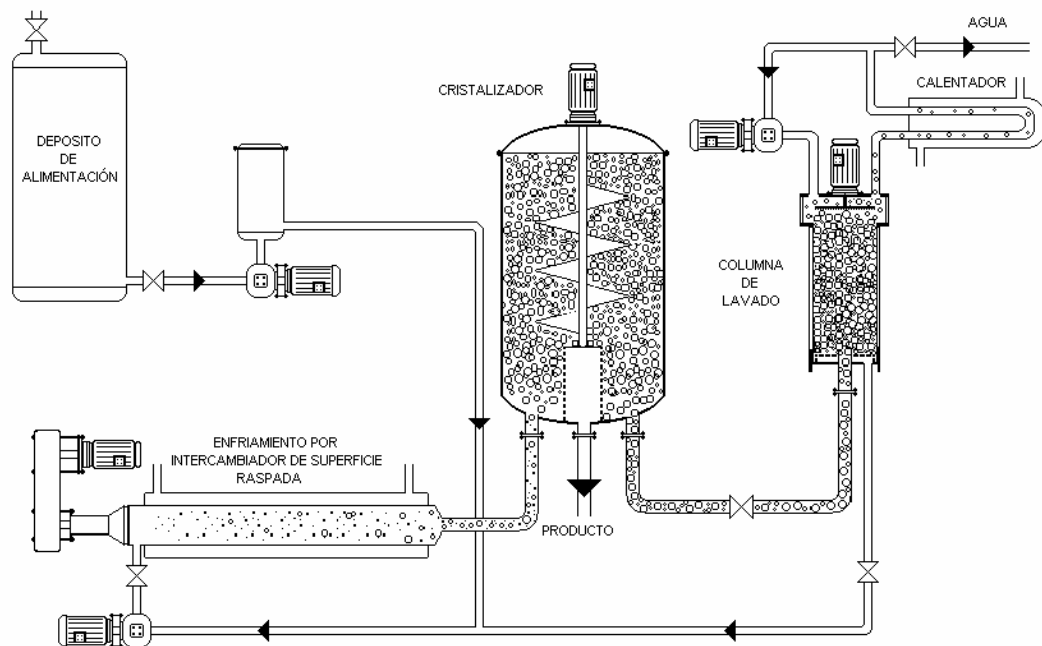


FIGURA 11. 2 ARREGLO BÁSICO DE UN SISTEMA DE CRIOCONCENTRACIÓN DE UNA ETAPA

Se usan columnas de lavado para separar el hielo que avanza hacia arriba a través de una capa estacionaria de agua de lavado que desplaza la solución alimenticia atrapada por el hielo. Esta última solución pasa por filtros para ser recirculada también hacia el equipo congelador. El hielo que se obtiene en la parte superior de las columnas está prácticamente libre de sólidos del alimento. En lugar de columnas también pueden usarse separadores centrífugos para hacer la misma función.

Las unidades de crioconcentración raras veces son de una sola etapa; normalmente son de tres o mas etapas pues en ellos el hielo crece principalmente en concentraciones bajas e intermedias en donde las viscosidades son bajas (Schwartzberg,1990). Adicionalmente los tiempos de residencia son menores en los sistemas multietapas que en los monoetapas (Van Pelt y Jansen, 1988).

Los equipos de refrigeración retiran el calor de fusión del hielo del alimento, haciendo las veces de evaporadores inundados (El enchaquetamiento de los intercambiadores de superficie raspada hace ése papel en tal caso). Los vapores del refrigerante, además de continuar su ciclo normal en un condensador, pueden ser enfriados parcialmente en los sistemas de fusión de hielo para aprovechar sus bajas temperaturas y economizar energía.

11.1.2 Cálculos

Contenidos de hielo y agua residuales

Si n_A y n_S son, respectivamente, las fracciones máxicas de agua y soluto de una solución, b la masa de agua ligada por unidad de masa del soluto, $E = 18.02/MS$ y MS el peso molecular efectivo del soluto se cumple que (Schwartzberg, 1990):

$$\frac{En_S}{(n_A - bn_S)} = \frac{18.02\Delta H_0(T_{iA} - T)}{RT_{iA}^2} = 0.009687(T_{iA} - T) \quad (1)$$

$\Delta H_0 = 333.5 \text{ KJ/KgK}$, T_{iA} es la temperatura de congelación del agua pura

Dividiendo la ecuación (1) aplicada a T_i (n_{A0} es la fracción máxica original de agua) por la misma ecuación aplicada en $T < T_{iA}$, en donde la fracción máxica de agua es n_{A0} la ecuación (1) se transforma:

$$\frac{(n_A - bn_S)}{(n_{A0} - bn_S)} = \frac{(T_{iA} - T_i)}{(T_{iA} - T)} \quad (2)$$

T_i es la temperatura inicial de congelación de la solución. Si n'_S es la fracción máxica de soluto de la solución concentrada,

$$\frac{T}{T_i} = \frac{n'_S}{n_S} \left[\frac{1 - n_S(1 + b)}{1 - n'_S(1 + b)} \right] \quad T \text{ en } ^\circ\text{C} \quad (3)$$

Ejemplo 11.1

Si $b = 0.15 \text{ Kg agua/Kg de soluto}$ y se desea producir un crioconcentrado del 50% de concentración en sólidos a partir de una solución del 12% cuya temperatura inicial de congelación es -1.2°C . A que temperatura debe llevarse a cabo la operación?

$$\frac{T}{T_i} = \frac{0.5}{0.12} \left[\frac{1 - 0.12(1 + 0.15)}{1 - 0.50(1 + 0.15)} \right] = 8.5$$

$$T = 8.5(-1.2) = -10.14^\circ\text{C}$$

La energía mínima necesaria para crioconcentrar incluye:

- Carga básica q_B , energía que se debe retirar para convertir un Kg de alimentación en el lodo de cristales y solución concentrada que se desea.
- Carga friccional: energía generada por fricción del bombeo, agitación y raspado.
- Pérdidas: calor recibido desde el medio ambiente.
- Motores: energía para mover motores, ventiladores y demás dispositivos mecánicos del equipo, que no transfieren calor al sistema.

Ejemplo 11.2

Calcular la carga básica requerida para crioconcentrar un Kg de extracto de café de una concentración inicial de 20% de sólidos hasta una final de 39% si el extracto está inicialmente a 5°C.

De la figura 11.1, la temperatura inicial de congelación de extracto de café al 20% es $-2^\circ\text{C} = T_i$.

De la figura 3.2, para un extracto vegetal o jugo, el contenido de agua congelable es aproximadamente el 93%; $b = 0.07/0.2 = 0.35$ Kg de agua ligada/Kg ss.

Fracción másica inicial de sólidos en la alimentación: $0.2 = n_s$

Fracción másica de sólidos en el concentrado: $0.39 = n_s$

Temperatura de operación Ec.(3):

$$\frac{T}{T_i} = \frac{0.39 [1 - 0.20(1 + 0.35)]}{0.20 [1 - 0.39(1 + 0.35)]} = 3.00 \Rightarrow T = -6.00^\circ\text{C}$$

Nuevamente, tomando los datos de entalpía de la figura 3.2:

Entalpía inicial (5°C, 20% ss) : 435 KJ/Kg

Entalpía final (-6°C, 20% ss) : 240 KJ/Kg

Diferencia entálpica: $195 \text{ KJ/Kg} = q_B$

Un cálculo mas preciso se puede hacer con la metodología estudiada en el capítulo de congelación.

11.2 LIOFILIZACIÓN

La Liofilización es un proceso de secado mediante sublimación que se ha desarrollado con el fin de reducir las pérdidas de los compuestos responsables del sabor y el aroma en los alimentos, los cuales se afectan en gran medida durante los procesos convencionales de secado.

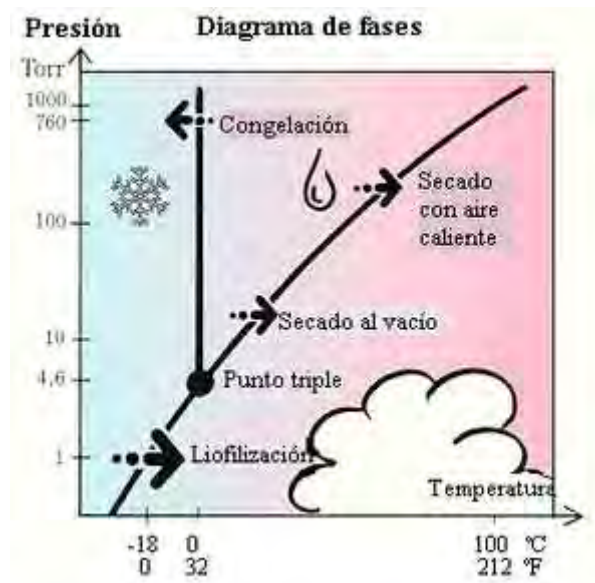


FIGURA 11.3. DIAGRAMA DE FASES DEL AGUA Y SISTEMAS DE SECADO.

La liofilización involucra varias etapas:

- Congelación (y acondicionamiento en algunos casos) a bajas temperaturas.
- Secado por sublimación del hielo (o del solvente congelado) del producto congelado, generalmente a muy baja presión.
- Almacenamiento del producto seco en condiciones controladas.

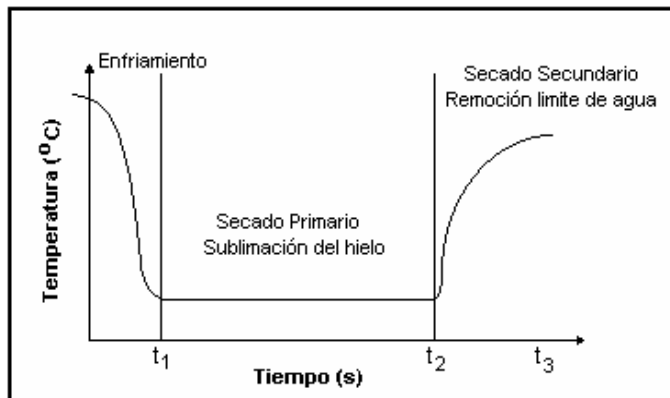


FIGURA 11.4. PASOS DEL PROCESO DE LIOFILIZACIÓN.

Generalmente, al liofilizar adecuadamente un material se puede almacenar por períodos muy largos con reducciones muy bajas de sus características organolépticas, físicas, químicas y biológicas.

11.2.1 La congelación del material

Cada producto debe congelarse de una manera tal que garantice que sufrirá pocas alteraciones en el proceso posterior de sublimación. Se debe conocer con precisión:

- La temperatura en la que ocurre la máxima solidificación.
- La velocidad óptima de enfriamiento.
- La temperatura mínima de fusión incipiente.

Se busca que el producto ya congelado tenga una estructura sólida sin intersticios en los que haya líquido concentrado para propiciar que todo el secado ocurra por sublimación. En los alimentos se pueden obtener distintas mezclas de estructuras luego de la congelación que incluyen cristales de hielo, eutécticos, mezclas de eutécticos y zonas vítreas amorfas. Estas últimas son propiciadas por la presencia de azúcares, alcoholes, cetonas, aldehídos y ácidos, así mismo como por las altas concentraciones de sólidos en el producto inicial.

11.2.2 El secado por sublimación

El proceso de secado como tal puede ocurrir o no a bajas presiones pero en tales condiciones es mucho más eficiente el proceso difusivo. El paso de hielo a vapor requiere gran cantidad de energía que suministrada en alto vacío pues la interfase de secado se mueve hacia el interior de la muestra y el calor tiene que atravesar capas congeladas (sistemas liofilizados en bandeja, sin granular) o secas (en granulados), generándose un considerable riesgo de fusión del material intersticial o quemar la superficie del producto que ya está seco.

Cuando se realiza el secado mediante la liofilización se distinguen tres fases o etapas que se esquematizan en la figura 11.5.

Cuando en el proceso de liofilización se comienza el calentamiento empieza a formarse un frente de sublimación o interfase entre la capa seca y la capa congelada de la muestra el cual avanza progresivamente, y, para un determinado instante, a una temperatura de interfase (T_s) le corresponde una determinada Presión de saturación (P_s).

La transferencia de masa ocurre por la migración de vapores a través de la capa seca de la muestra bajo la acción de una diferencia de presión, esta transferencia es alta cuando la diferencia de presión es grande.

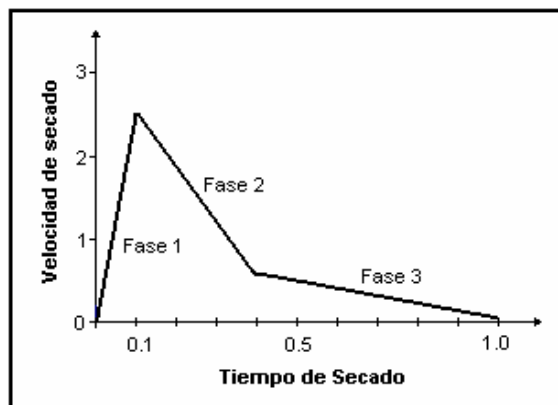


FIGURA 11.5. ETAPAS DEL PROCESO DE LIOFILIZACIÓN.

Las tres fases que se distinguen son:

Fase 1: Llamada etapa conductiva. Inicialmente, por el calentamiento de la muestra, la velocidad de sublimación crece rápidamente hasta llegar a un máximo. El tiempo para agotar esta fase es relativamente corto; en ella se lleva a cabo la mayor parte de remoción de agua del producto (entre un 75-90 %), siendo el mecanismo preponderante la transferencia de calor por conducción.

Fase 2: Primera etapa difusiva. Muestra un descenso importante de la velocidad de sublimación debido a la formación de una capa porosa de material seco que opone resistencia creciente al flujo de calor y al vapor a medida que procede el secado.

Fase 3: Segunda etapa difusiva. La velocidad de sublimación continúa decreciendo de forma que se aproxima a cero. Esto debido a que el calor necesario para retirar el agua ligada es mas alto que el calor de sublimación. Puesto que la difusividad de los aromas disminuye sensiblemente cuando la humedad es pequeña es posible en esta etapa incrementar la temperatura de la calefacción y del producto hasta valores del orden de 50°C , dependiendo del material que se trate.

La curva de velocidad de sublimación de la figura 11.5, indica solo la transferencia de masa. Como en todo proceso de secado, coexisten los fenómenos de transferencia de masa y calor, la curva de transferencia de calor en función del tiempo se obtiene multiplicando la cantidad de agua sublimada por su correspondiente calor de sublimación o desorción.

En la transferencia de calor y masa se combinan la acción de la temperatura y los gradientes de presión como fuerzas impulsoras, que deben vencer las resistencias puestas por el espesor de la muestra y sus características físicas. El espesor es importante: mientras este es más delgado hay menor resistencia para que el flujo de calor y masa pase a través de la muestra.

La transferencia de calor se hace por conducción - convección gaseosa y radiación (o una combinación de ambos mecanismos) siendo esta última la preponderante cuando se opera a muy baja presión.

11.2.3 Almacenamiento

Los productos liofilizados y adecuadamente empacados, pueden ser guardados por largos periodos de tiempo ya que en buena medida retienen las propiedades físicas, químicas, biológicas y organolépticas de sus estados frescos. La liofilización, reduce las pérdidas de calidad debidas a deterioro por reacciones químicas, causado por degradación enzimática y no enzimática. Sin embargo, la oxidación de lípidos, inducida por los bajos niveles de humedad a los que lleva el producto durante el secado, es un problema a considerar para los productos liofilizados. Las reacciones de oxidación de lípidos se controlan, empacando los productos liofilizados en recipientes impermeables al oxígeno. La degradación no enzimática es evitada por la rápida transición de alto a bajo contenido de humedad. El uso de rangos bajos de temperatura también evita la desnaturalización de proteínas en los productos liofilizados.

Los productos liofilizados pueden ser reconstituidos a su forma y estructura original por la adición de líquidos.

La mayor desventaja del proceso de liofilización es el costo de energía y el tiempo empleado en el proceso de secado.

11.2.4 Aspectos tecnológicos (Barbosa y Vega, 1996)

El secado de alimentos por liofilización tiene dos características principales:

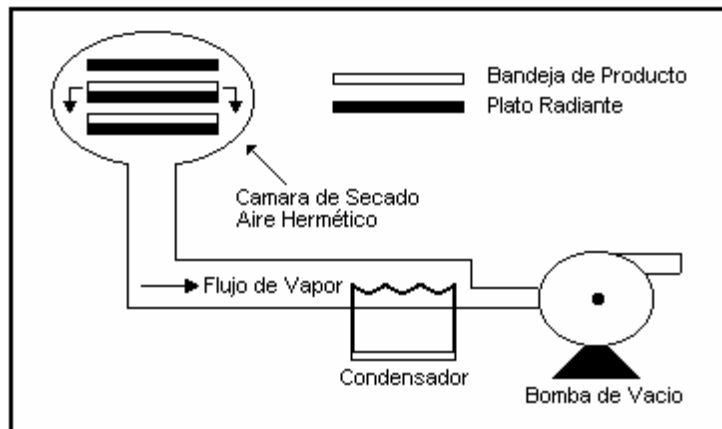


FIGURA 11.6. SISTEMA BÁSICO DE LIOFILIZACIÓN

- La ausencia de aire y la temperatura baja, previene el deterioro debido a la oxidación química del producto.
- Los productos que se descomponen o que padecen cambios en estructura, texturas, apariencia o sabor como consecuencia de la alta temperatura en el secado convencional, pueden ser secados bajo vacío con un mínimo daño.

En los sistemas de liofilización el material congelado es colocado en bandejas. Se da lugar al inicio de vacío en una cámara hermética comenzando así la sublimación del hielo y el flujo de vapor pasa a través de la cámara al condensador. El calor es suministrado a través de platos o placas calefactoras ,por conducción o radiación (Fig 11.6).

La variable mas importante del proceso es la presión: su incremento aumenta la transferencia de calor a expensas de una mayor resistencia a la transferencia de masa .

Otra condición importante es la temperatura de las placas calefactoras que afecta la velocidad de la transferencia de calor de la superficie del material congelado.

La temperatura del condensador es otra variable a controlar porque afecta la fuerza impulsora de la presión de vapor de agua para la transferencia de masa.

Hay limitaciones importantes en las temperaturas de la superficie y de la interfase del material. Los parámetros de operación mencionados deben garantizar que ninguna de estas dos temperaturas supere los valores críticos del material a secar durante el período de liofilización.

Existen tres variables importantes para diseño en el proceso de liofilización:

- El nivel de vacío en el interior.
- El flujo de energía radiante aplicado al producto.
- La temperatura del condensador.

A partir del diagrama de fases de la figura 11.3, se observa que para sublimar el agua es necesario realizar el proceso a unas condiciones de presión y temperatura por debajo del punto triple del agua ($P=4.6$ Torr y $T^{\circ}=0^{\circ}\text{C}$). Para el caso de los alimentos líquidos congelados se exige además que la temperatura del producto congelado no sobrepase la temperatura eutéctica de la solución, pues de otro modo el producto se fundiría y arruinaría.

La relación entre la presión de vapor de hielo y la temperatura por debajo del punto triple se muestra en la figura 11.7. Teóricamente la presión del agua contenida en los alimentos como hielo es igual a su presión de vapor, sí existe un equilibrio.

Fijadas estas condiciones iniciales, para extraer el agua del sistema, se suministra el calor latente de sublimación del hielo por algún medio (conducción, radiación o microondas), creando un gradiente de presión de vapor de agua bajo cuyo impulso se extrae el agua del sistema.

Existen dos formas de crear este gradiente; la primera (que es la menos utilizada debido a que resulta antieconómica), es la liofilización a presión atmosférica en la cual el agua se extrae bajo el impulso de un gradiente de presión parcial de vapor de agua que se logra haciendo circular aire seco sobre el producto; la segunda es la liofilización en vacío, en la cual el agua se extrae bajo el impulso de un gradiente de presión total.

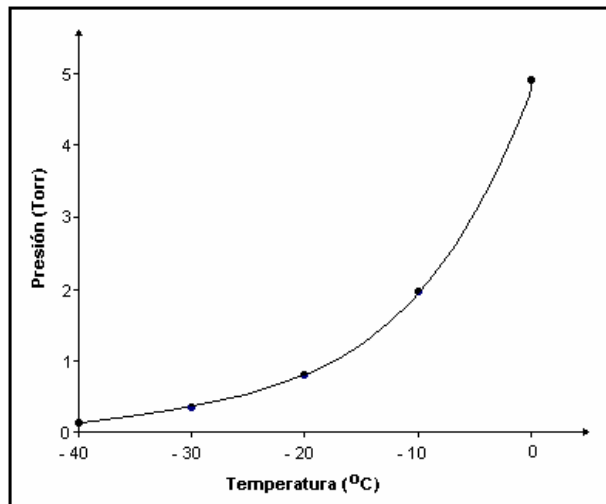


FIGURA 11.7. PRESIÓN DE VAPOR DEL HIELO(BARBOSA Y VEGA, 1996)

11.2.5 Transferencia de masa y calor durante la liofilización

Los perfiles de temperatura y humedad en el interior del alimento durante la liofilización dependen de las velocidades de transferencia de masa y calor. El calor se transfiere a través del frente de sublimación o línea frontera entre las fases congelada y seca del producto. Dependiendo de la fuente de calor la transferencia podrá ser a través de la capa congelada, la capa seca o ambas.

Modelo en estado estacionario

Según sea la forma de introducir el calor a la interfase de sublimación se tendrán distintas alternativas que modificarán la matemática involucrada a saber:

- Por conducción a través de la capa seca.
- Por conducción a través de la capa congelada.
- Por radiación desde cualquiera de las placas calefactoras (superior o inferior).

Se han desarrollado diversos modelos para describir en estado estable y en estado transitorio el proceso de liofilización para geometrías simples. En general estos modelos hacen las siguientes suposiciones:

- El flujo de calor y masa son unidimensionales y normales a la interfase ($z = Z$) y a la superficie ($z = 0$).
- La sublimación ocurre en la interfase paralela, a distancia Z de la superficie de la muestra.
- El espesor de la interfase es infinitesimal.
- A través de la capa seca fluye solamente el gas sublimado que es vapor de agua.

- En la interfase de sublimación, el vapor de agua está en equilibrio con el hielo.
- El medio poroso y el gas encerrado en él están en equilibrio térmico.
- La región congelada es homogénea, de propiedades físicas uniformes y contiene una insignificante proporción de gases disueltos.
- El recipiente que contiene la muestra ofrece una mínima resistencia a la transferencia de calor.
- Las resistencias de transferencia de masa y calor externas a la muestra son insignificantes.
- El volumen inicial y final de la muestra son idénticos

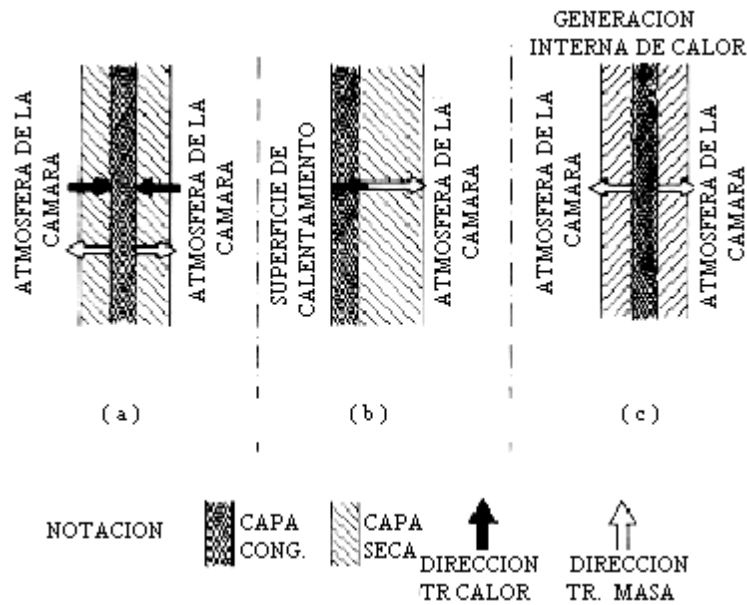


FIGURA 11.8 DIFERENTES TIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR: (A) POR CONDUCCIÓN A TRAVÉS DE LA CAPA SECA; (B) CONDUCCIÓN A TRAVÉS DE LA CAPA CONGELADA; (C) GENERACIÓN INTERNA DE CALOR POR MICROONDAS (KAREL, 1975)

Modelamiento para liofilización simétrica y por una sola cara

Este es el caso esquematizado en la figura 11.8 -a - y 11.8-b. Las capas exteriores están secas y el frente de hielo en el centro se reduce con el tiempo; la sublimación del agua ocurre en la superficie del hielo, y el vapor de agua debe difundirse por los poros de la(s) capa(s) seca(s) hacia la atmósfera de la cámara. En este modelo no se tiene en cuenta el flujo de calor conductivo que pasa a través de la capa congelada.

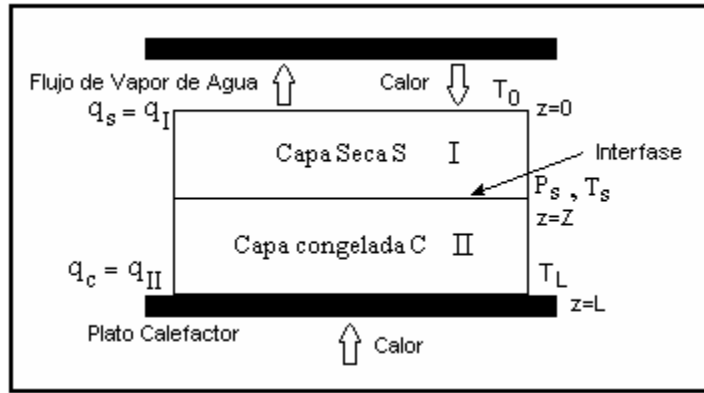


FIGURA 11.9. FLUJO DE CALOR Y MASA DURANTE LA LIOFILIZACIÓN UNIDIMENSIONAL.

El flujo de vapor de agua que sale del frente de sublimación es, desde la transferencia de masa a través de la capa seca o entre la superficie y el ambiente de la cámara:

$$G(t) = -(1/A) dM/dt \quad (4)$$

Para M la masa de la muestra y A el área de sublimación.

Si se llama ρ_c a la densidad de la capa congelada (densidad inicial), ρ_s a la densidad de la capa seca (densidad final), L a el espesor de la placa (si se calienta por ambos lados L es el semiespesor), y Z a la distancia entre el borde de la placa y el frente de sublimación,

$$M(t) = AZ\rho_s + A(L-Z)\rho_c$$

$$dM/dt = A(\rho_s - \rho_c) dZ/dt$$

$$G(t) = (\rho_c - \rho_s) dZ/dt \quad (5)$$

Considerando ahora la transferencia de masa a través de la capa seca. K_p es la permeabilidad del vapor de agua en la zona seca, P_s la presión del vapor de agua en la superficie de sublimación, P_o la presión de vapor del agua en la superficie exterior de la muestra k_g el coeficiente externo de transferencia de masa y P_A la presión en el ambiente de la cámara.

$$G(t) = [K_p/Z](P_s - P_o) = k_g(P_o - P_A) \quad (6)$$

$$\text{con } K_p = \frac{KM_w}{RT}$$

M_w : Peso molecular del agua.

R : Constante universal de los gases.

T : Temperatura media de la capa seca.

Igualando las ecuaciones (5) y (6) e integrando se tiene el tiempo de liofilización

$$t = \frac{(\rho_C - \rho_S)L^2}{2K_P(P_S - P_0)} \quad (7)$$

La expresión anterior puede llevarse a términos de humedades considerando que los sólidos secos no cambian en el proceso de liofilización.

Sólidos secos iniciales = sólidos secos finales

$$AZ\rho_C(1/1+X_C) = AZ\rho_S(1/1+X_S)$$

$$\rho_S = \rho_C \frac{(1 + X_S)}{(1 + X_C)} \quad (8)$$

Reemplazando (8) en (7)

$$\frac{\rho_C(X_C - X_S)L^2}{2(1 + X_C)K_P(P_S - P_0)} \quad (9)$$

El flujo de calor requerido para sublimar el agua es:

$$q = G(t)H_s \quad (10)$$

que también puede expresarse como la misma energía que fluye desde el ambiente de la cámara hacia la superficie -por convección- o desde la superficie hacia la interfase de sublimación - por conducción- :

$$q = h(T_A - T_0) = (k_s/Z)(T_0 - T_s) \quad (11)$$

De las ecuaciones (5) y (11):

$$(k_s/ZH_s)(T_0 - T_s) = G(t) = (\rho_C - \rho_S) dZ/dt$$

Puede encontrarse otra forma del tiempo de liofilización:

$$t = \frac{(\rho_C - \rho_S)H_s L^2}{2k_s(T_0 - T_s)} \quad (12)$$

Y al reemplazar (8) en (12),

$$t = \frac{\rho_c (X_c - X_s) H_s L^2}{2(1 + X_c) k_s (T_0 - T_s)} \quad (13)$$

Las ecuaciones (6) y (11) pueden reorganizarse:

$$q = \frac{T_A - T_s}{\left[\frac{1}{h} + \frac{Z}{k} \right]} \quad (14)$$

$$G(t) = \frac{(P_s - P_A)}{\left[\frac{1}{k_g} + \frac{Z}{K_p} \right]} \quad (15)$$

Las constantes h y k_g dependen de la velocidad de escape de los gases de sublimación y del equipo; k y K_p son características del material alimenticio. Introduciendo (10):

$$q = \frac{T_A - T_s}{\left[\frac{1}{h} + \frac{Z}{k} \right]} = H_s \frac{(P_s - P_A)}{\left[\frac{1}{k_g} + \frac{Z}{K_p} \right]} = h(T_A - T_0) \quad (16)$$

Ejemplo 11.3

Una placa de 8 mm de extracto de café se liofiliza desde una humedad inicial del 58 % hasta el 2% final (Base húmeda). Si la densidad del extracto congelado es 550 Kg/m³, la presión de sublimación se mantiene constante en 60 Pa y el condensador se mantiene a -45°C. La permeabilidad del extracto de café es de 1.2 E-8 Kg/m-s-Pa. La conductividad térmica del producto seco es de 0.02W/mK (Sagara e Ichiba, 1994).

Estimar el tiempo de liofilización, la densidad final del material seco y la temperatura superficial de la muestra.

Se supondrá que la Presión de vapor en equilibrio del hielo en el condensador es la misma presión del vapor en la superficie (esto es cierto mientras que no haya gases no condensables emitidos por la muestra o introducidos a la cámara de liofilización- Schwartzberg, 1982-).

La relación de equilibrio hielo-vapor de agua es, a bajas presiones,

$$P = 0.13332277 \text{EXP}(30.9526 - 6153.1/T)$$

$$T_s = \frac{6153.1}{30.9526 - \ln\left(\frac{P_s}{0.13332277}\right)} \quad (\text{Schwartzberg, 1982})$$

Para $T = 273 - 45 = 228 \text{ K}$, $P_o = 4.54 \text{ Pa}$

Suponiendo secado por ambas caras (simétrico), $L = 8 \text{ E-}03/2 = 4 \text{ E-}03 \text{ m}$

$$X_c = 0.58/0.42 = 1.38 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$X_s = 0.02/0.98 = 0.02 \text{ Kg agua/Kg ss}$$

$$\frac{\rho_c (X_c - X_s) L^2}{2(1 + X_c) K_p (P_s - P_o)} = t = \frac{550(1.38 - 0.02)(4\text{E} - 0.3)^2}{2(1 + 1.38)(1.2\text{E} - 8)(60 - 4.54)} = 3778s = 1.05h$$

La densidad del producto seco:

$$\rho_s = \rho_c \frac{(1 + X_s)}{(1 + X_c)} = 235.7 \text{ Kg/m}^3$$

Conocido el tiempo de liofilización, y usando la ecuación (13)

Se tomará 2840 KJ/Kg como el calor de sublimación (Figura 11.) = H_s

$$t = \frac{\rho_c (X_c - X_s) H_s L^2}{2(1 + X_c) k_s (T_o - T_s)} \Rightarrow T_o - T_s = \frac{\rho_c (X_c - X_s) H_s L^2}{2(1 + X_c) k_s t} = 9.45$$

Con sublimación en equilibrio con la presión de 60 Pa de la cámara, la temperatura T_s en equilibrio con tal presión es 250.3 K ó -22.85°C. Así,

$$T_o = 22.85 + 9.45 = 32.3^\circ\text{C}$$

Es importante notar que en el punto de la superficie de la muestra no se da el EQUILIBRIO SOLIDO VAPOR que si supone el modelo en la superficie de la interfase hielo-capaseca (P_s, T_s). Es decir, el punto (P_o, T_o) no está sobre la curva de equilibrio de fases hielo - vapor (Barbosa y Vega, 1997).

TABLA 11.1 CAPA CONGELADA Y MÁXIMA TEMPERATURA DE SUPERFICIE SECA EN OPERACIONES DE LIOFILIZACIÓN TÍPICAS (KAREL,1975)

Alimento	Presión cámara (Torr)	Máxima temperatura superficial (F)	Temperatura de capa congelada (F)
Rodajas de pollo	0.95	140	-04
Rodajas de fresa	0.45	158	05
Jugo de naranja	0.05-0.1	120	-45
Jugo de guayaba	.05-0.1	110	-35
Langosta	0.1	125	-20
Langosta	0.1	175	0.0
Filetes de salmón	0.1	175	-20
Carne de res, cong. rápida	0.5	140	07
Carne de res, cong. lenta	0.5	140	01

La temperatura en la superficie T_0 , es controlada por la rata de transferencia de calor del plato calefactor.

$$q_C = q_0 = q_S = \varepsilon\sigma(T_{psup}^4 - T_0^4) \quad (17)$$

T_{psup} : Temperatura de la placa superior.

ε : Emisividad.

σ : Constante de Stefan - Boltzmann.

Igualando la ecuación (17) con la ecuación (11) se puede obtener el valor de T_0 .

$$q_0 = \varepsilon\sigma(T_{psup}^4 - T_0^4) = q_S = \frac{k_S}{Z}(T_0 - T_s) \quad (18)$$

$$\varepsilon\sigma T_0^4 + \frac{k_S}{Z} T_0 - \varepsilon\sigma T_{psup}^4 - \frac{k_S}{Z} T_s = 0 \quad (19)$$

La ecuación resultante es una ecuación de cuarto orden la cual para su solución requiere de un ordenador.

Modelamiento para liofilización por una sola cara, calefacción por capas seca y congelada

En la aproximación anterior el calor que llegaba a la superficie de sublimación se consideraba solamente como el aportado por el medio ambiente de la cámara, con los mecanismos de convección externa y convección a través de la capa seca. Su expresión matemática está en la ecuación (11).

$$q_I = h(T_A - T_0) = (k_s/Z)(T_0 - T_s) \quad (11)$$

La energía proviene realmente de placas calefactoras que irradian calor a la superficie seca del alimento según se describió con las ecuaciones (17) a (19). Sin embargo, en arreglo convencional de liofilización comercial que muestra la figura 11.9 también hay aporte energético desde el plato calefactor inferior, a través del mecanismo de conducción por la capa congelada y por una película muy delgada que se produce en la base de la bandeja entre el producto y el metal.

$$q_{II} = q_c = k_f(T_{p\text{inf}} - T_L) = k_c(T_L - T_s)/(L-Z) \quad (20)$$

De esta manera la ecuación (10) se modifica:

$$G(t) = \frac{q_I + q_{II}}{H_s} \quad (21)$$

$$(k_c + k_f(L-Z))T_L = k_f T_{p\text{inf}}(L-Z) + k_c T_s$$

$$T_L = \frac{k_f T_{p\text{inf}}(L-Z) + k_c T_s}{k_c + k_f(L-Z)} \quad (22)$$

$T_{p\text{inf}}$: Temperatura en la placa inferior.

k_f : conductividad térmica /espesor de la película del fondo de la bandeja

Combinando (5), (11), (20), (21) y (22):

$$G(t) = [(k_s/Z)(T_0 - T_s) + k_c(T_L - T_s)/(L-Z)]/H_s = (\rho_c - \rho_s) dZ/dt \quad (23)$$

La integración de la expresión anterior permitirá encontrar un tiempo de secado para esta nueva condición.

Modelo matemático para estado no estacionario

Se utilizará la misma notación y descripción del problema anterior. La figura de referencia es la 11.9.

La ecuación general para conducción tridimensional en sólidos y fluidos estáticos es:

$$\nabla^2 T + \frac{q}{k} = \frac{C\rho}{k} \frac{\partial T}{\partial t}$$

Que en una dimensión:

$$\alpha \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} + \frac{q}{\rho C} = \frac{\partial T}{\partial t}$$

Estas ecuaciones generales de transferencia de calor en estado inestable, para la capa seca y congelada de la figura 11.9 toman la forma siguiente.

Capa seca:

$$\frac{\partial T_s}{\partial t} = \alpha_s \frac{\partial^2 T_s}{\partial z^2} - \frac{GC_w}{\rho_s C_s} \frac{\partial T_s}{\partial z} \quad \text{para } 0 \leq z \leq Z \quad (24)$$

Capa congelada

$$\frac{\partial T_c}{\partial t} = \alpha_c \frac{\partial^2 T_c}{\partial z^2} \quad Z \leq z \leq L \quad (25)$$

Solucionar las anteriores dos ecuaciones permite conocer el perfil de temperatura en todo tiempo.

Las condiciones iniciales de frontera son:

$$T_s = T_c = T_0 \quad \text{en } t = 0, \quad 0 \leq z \leq L \quad (26)$$

$$q_s = -k_s \frac{\partial T_s}{\partial z} \quad \text{en } x = 0, \quad t > 0 \quad (27)$$

$$q_c = k_c \frac{\partial T_c}{\partial z} \quad \text{en } x = 0, \quad t > 0 \quad (28)$$

$$T_s = T_c = T_z \quad \text{en } z = Z, \quad t > 0 \quad (29)$$

$$q_s + q_c + \frac{dZ}{dt} (\rho_c c_c T_c - \rho_s c_s T_s) GC_w T_s = HG \quad \text{en } z = Z, \quad t > 0 \quad (30)$$

Para la transferencia de calor por radiación:

$$q_S = \sigma \varepsilon (T_{P_{\text{sup}}}^4 - T_{S,0}^4) \quad \text{en } z = 0, t > 0 \quad (31)$$

$$q_C = \sigma \varepsilon (T_{PI}^4 - T_{C,L}^4) \quad \text{en } z = 0, t > 0 \quad (32)$$

En contacto térmico perfecto:

$$T_{C,L} = T_{P_{\text{inf}}} \quad \text{en } z=L \quad (33)$$

Para un película delgada entre el material congelado y la placa calefactora inferior.

$$q_C = k_f (T_{P_{\text{inf}}} - T_{C,L}) \quad (34)$$

El flujo másico está dado por:

$$G = -\frac{1}{A} \frac{dM}{dt} = \frac{KM_w}{RTX} (p_i - p_s) \quad (35)$$

La posición de la interfase cumple:

$$\frac{dZ}{dt} = \frac{G(t)}{\rho_S - \rho_C} \quad \text{ó} \quad Z(t) = \frac{M_0 - M(t)}{A(\rho_S - \rho_C)} \quad (36)$$

con $Z=0$ para $t=0$ (donde $M(0) = M_0$)

La presión de vapor en la interfase puede calcularse según (Schwartzberg, 1982):

$$T_s = \frac{6153.1}{30.9526 - \text{Ln}\left(\frac{P_s}{0.13332277}\right)} \quad (37)$$

La posición de la interfase esta dada también por:

$$\frac{dZ}{dt}(\rho_c - \rho_s) = G \quad (38.a)$$

Expresión completamente equivalente a:

$$Z = \frac{M_0 - M(t)}{A(\rho_s - \rho_c)} \quad (38.b)$$

Otra manera de describir la posición de la interfase es la que se encuentra al definir f como la fracción de la muestra que *no sublima*: sólidos solubles + agua de humedad final o "ligada".

$$\frac{M_0(1-f)}{LA} \left(\frac{dZ}{dt} \right) = G \quad (39.a)$$

$$Z = \frac{M_0 - M(t)}{M_0(1-f)} \quad (39.b)$$

Las ecuaciones 38 y 39 son idénticas.

Las ecuaciones anteriores constituyen una adaptación de los modelos usados por Millman y otros (1984) y Kochs et al (1994) para predecir con precisión la primera fase de remoción del agua (75 al 95 %), es decir, el agua no ligada. Aplicaciones de tal modelo pueden ser consultadas en (Orrego y Quintana, 1998), (Tello, 2000), (Pamplona, 2001).

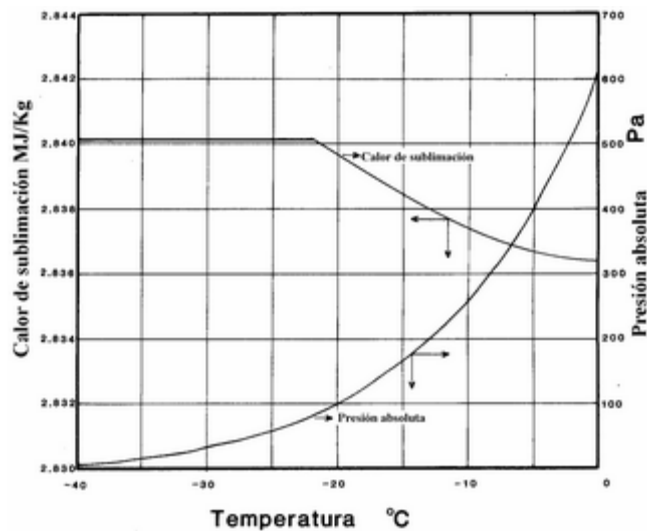


FIGURA 11.10 CALOR DE SUBLIMACIÓN Y PRESIÓN DE VAPOR DEL HIELO (TOLEDO, 1991)

NOTACIÓN

<i>Símbolo</i>	<i>Descripción</i>	<i>Unidades</i>
<i>A</i>	Area	m ²
<i>b</i>	Factor de agua ligada	Kg agua/Kg de soluto
<i>G</i>	Flujo de agua sublimada	Kg/m ² s
<i>H_S</i>	Calor latente de sublimación	J/Kg ó KJ/Kg ó MJ/Kg
<i>k</i>	Conductividad térmica	W/mK
<i>K_P</i>	Permeabilidad	Kg/m Pa-s
<i>L</i>	Espesor de la muestra	m
<i>M_W</i>	Peso molecular del agua	Kg/Kgmol
<i>n</i>	Fracción en peso	Adimensional
<i>P</i>	Presión parcial del agua	Pa
<i>q</i>	Flujo de calor	W/m ²
<i>R</i>	Constante universal de los gases	J/K.Kgmol
<i>T</i>	Temperatura	°C, K
<i>x</i>	Posición de un punto de la muestra, medida desde la superficie seca (0<x<L)	m
<i>X</i>	Posición de la interfase(x = X)	m
<i>Letras griegas</i>		
<i>ε</i>	Emisividad	Adimensional
<i>σ</i>	Constante de Steffan Boltzmann	5.6732 E-08 W/(m ² K ⁴)
<i>ρ</i>	Densidad	Kg/m ³
<i>Subíndices</i>		
<i>A</i>	Agua	
<i>A0</i>	Agua en la alimentación	
<i>C</i>	Capa Congelada	
<i>f</i>	Película entre fondo de la bandeja y capa congelada	
<i>i</i>	Interior de la muestra o inicial de congelación	
<i>iA</i>	Inicial de congelación de agua pura	
<i>L</i>	Fondo de la bandeja (x = L)	
<i>0</i>	Superficie de la muestra(x =0) o valor inicial	
<i>pinf</i>	Placa inferior	
<i>psup</i>	Placa superior	
<i>R</i>	Radiante	
<i>S</i>	Frente de sublimación (x=X)	
	o capa seca	
<i>SS</i>	Sólidos solubles	

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BARBOSA, G.;VEGA, H., *Dehydration of foods*. Chapman & Hall, New York, 1996.
- HELDMAN, D. R.; HARTEL, R. W., *principles of food processing*, Chapman & Hall, 1997.
- KAREL, M., *Heat and mass transfer in freeze drying*, en *Freeze Drying and Advanced Food Technology*, Goldblith, S.A., Rey, L., Rothmayr, W.W., Editores, Academic Press, London, 1975.
- KOCHS, M.; KORBER, I.; HESCHEL, I.; NUNNER, B., *The influence of the freezing process on vapour transport during sublimation in vacuum freeze drying of macroscopic samples*, *Int. J. Heat Mas Transfer*, 36 (7), 1727-1738, 1993.
- LOMBRANA, J. I.; IZKARA, J. *Drying Experimental Estimation of Effective Transport Coefficients in Freeze Drying for Simulation and Optimization Purposes* *J.Technology* Vol 14, No 3-4, 1996.
- MASCARENHAS, W. J.; AKAY, H:U., *A computational model for finite element analysis of the freeze-drying process*, *Special Issue on Control Aspects of Drying Processes, Computer Methods In Applied Mechanics and Engineering*, Vol. 148, 1997, pp. 105-125.
- MILLMAN, M.J.; LIAPIS,A.; MARCHELLO, J. M., *Guidelines for the desirable operation of batch freeze driers during the removal of free water*, *J.Of Food Technology*, 19, 725 - 738 (1984).
- PAMPLONA, F. D., *Montaje y puesta en marcha de un liofilizador a nivel de planta piloto*. Tesis de grado Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, 2001.
- ORREGO, C. E., QUINTANA, I., *Un modelo matemático de liofilización*. *Revista NOOS*, Vol 5. Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, 65-74, 1998.
- TIJSSEN, H.A.C., *Current developments in the freeze concentration of liquid foods*,en *Freeze drying and advanced food technology*, Goldblith S. A.,Rey L., Rothmayr W.W. Editores, Academic Press, London, 1975.
- VAN PELT,W.H, *Freeze concentration of vegetable juices*,en *Freeze drying and advanced food technology*, Goldblith S.A.,Rey L., Rothmayr W.W. Editores), Academic Press, London,1975.
- SAGARA,Y.; ICHIBA,J., *Measurement of transport properties for the dried layer of coffee solution undergoing freeze drying*, *Drying Technology*, 12(5), 1081-1103 (1994).
- SCWARTZBERG, H.G., *Food freeze concentration, en Biotechnology and food process engineering*, Schwartzber, H.G., Rao,M.A.Editores, Marcel Dekker Inc., New York, 1990.
- SCHOEN M.P. and Jefferis III R.P., "Modeling and Simulation of a Freeze Drying Process," *International Journal of Modeling and Simulation*, Vol. 20, (3), 2000, pp.: 255-263.
- TELLO, J. P. *Instrumentación y control de un equipo piloto de liofilización*. Trabajo de Grado Universidad Nacional Manizales, 2000.

C A P Í T U L O 1 2

PROBLEMAS PROPUESTOS

12.1 El flujo de un fluido de 1000 kg/m^3 de densidad en una tubería de diámetro nominal de 2 pulgadas, produce una caída de presión de 80 Pa. Si la longitud de la tubería es 40 m y la velocidad media de flujo es de 2.0 m/s,

- Determine el N_{Re}
- Es flujo laminar o turbulento?
- Calcule la viscosidad del fluido.

12.2 Si un concentrado de naranja se mueve en una tubería de $\frac{1}{2}$ pulgada a una velocidad media de 0.3 m/s calcule:

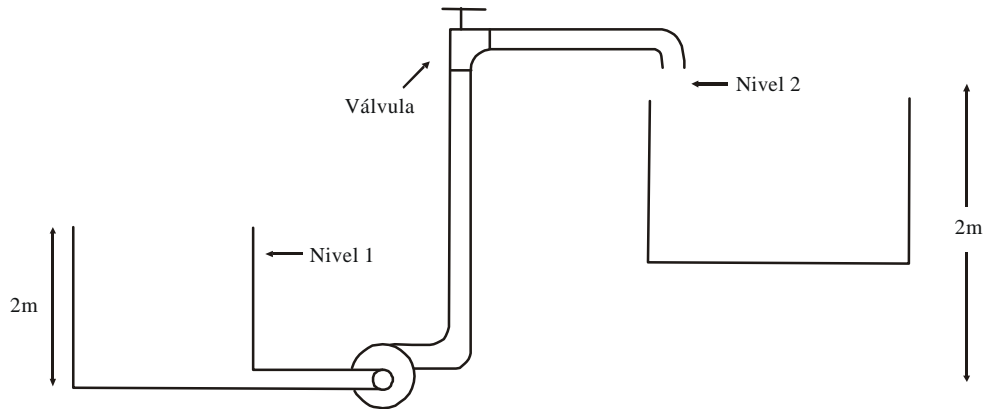
- Reynolds generalizado
- La caída de presión correspondiente a un tramo de 10 m de largo.

La información respecto del fluido es la siguiente:

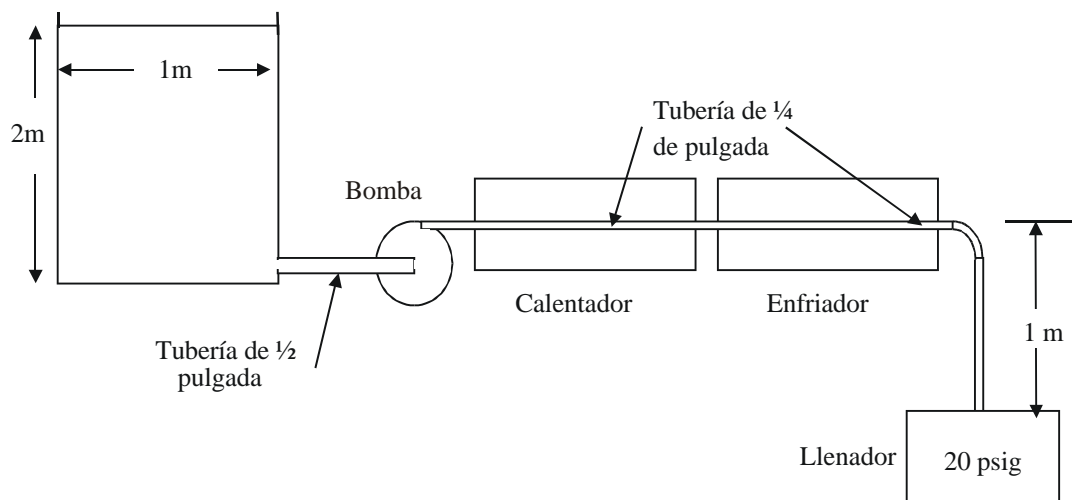
	% sólidos /temp(°C)		Densidad (Kg/m ³)	Constantes reológicas	
				<i>n</i>	<i>K</i>
Concentrado de naranja	65	15	1030	0.584	11.9

12.3 Si una tubería de 10 m tiene un arreglo como el que se muestra, y el fluido es el del problema 11.2, calcule la potencia de la bomba requerida. (Accesorios 2 codos 90° y una válvula de ángulo abierta).

12.4 Un alimento líquido pasa a 90°C por una tubería de acero de $\frac{1}{2}$ pulgada Sch40 con un flujo de 1 Kg/s. El producto tiene una densidad de 1000 Kg/m^3 , viscosidad de $9 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}$, conductividad térmica de $0.5 \text{ W/m}^2\text{C}$ y calor específico de 4000 J/Kg ; si la tubería no está aislada, la temperatura externa a ella es de 15°C y el coeficiente convectivo externo es de $18 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$, calcule la pérdida de calor en estado estacionario por metro.



- 12.5 Un puré de papa, inicialmente a 95°C , se está enfriando con aire a 2°C que circula a alta velocidad. El alimento cubre con una capa homogénea y plana de espesor 30 mm a una bandeja grande. El producto tiene una densidad de 1000 Kg/m^3 , conductividad térmica de $0.37 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$ y calor específico de 3900 J/Kg . Si no hay resistencia a la transferencia de calor en la superficie, ¿cuál será la temperatura 9 mm bajo la superficie del puré a los 20 minutos?
- 12.6 Un cubo de mantequilla de 40 mm de lado está inicialmente a 8°C . Si se coloca en un recipiente aislado de tal forma que solo se expone su parte de arriba a una corriente de aire que está a 30°C , ¿cuál será la temperatura de un punto situado a 10 mm debajo de la superficie luego de 5 horas de exposición (a) si el aire está quieto; (b) si fluye horizontalmente a una velocidad de 1 m/s ?
- 12.7 Un jamón a 10°C se introduce en un molde. Cocido a 70°C alcanza la temperatura de 68°C en su centro geométrico en 12 horas. Cocido a 75°C alcanza la misma temperatura en ése punto en 8.5 hr. Cuál es la temperatura del centro luego de 6 horas de cocción a 70°C .



12.8 Se calienta salsa de manzana de $3.7 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$ de calor específico y 1100 Kg/m^3 de densidad, con las siguientes propiedades reológicas:

% sólidos /temp($^\circ\text{C}$)		Constantes reológicas	
		n	K
11	30	0.34	116
11	82	0.34	90

El líquido se bombea a través de un calentador y un enfriador hasta llegar a un equipo de llenado que opera a 20 psig. La rata de flujo es de 2000 Kg /hr .

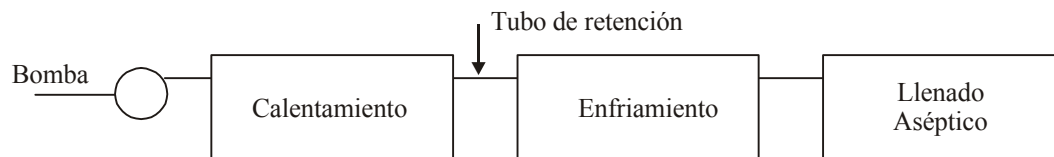
Si:

- La temperatura de entrada de la salsa es 16°C
- La temperatura en el llenador es de 100°C
- El nivel del tanque alimentador permanece constante
- El h del fluido es igual al U de intercambio en calentador y enfriador (otros coeficientes muy bajos u otras resistencias muy bajas)
- No hay pérdidas de calor en las líneas
- Que en el calentador y en el enfriador se transfieren 3×10^5 y 2×10^5 vatios respectivamente
- Se usa una bomba de 5 HP del 70% de eficiencia

Encontrar

- Temperaturas medias de fluidos calefactor y enfriador
- Longitud de la tubería en el calefactor y en el enfriador
- El perfil de calentamiento (Curvas Temperatura -vs-Tiempo) en el calentador y el enfriador.

12.9 Un proceso de envasado aséptico se esquematiza a continuación:



Suponga que el material que se envasará es un puré de melocotón con las siguientes propiedades reológicas:

% sólidos /temp(°C)		Constantes reológicas	
		<i>n</i>	<i>K</i>
11.0	30	0.28	72
11.0	82	0.27	58

Las condiciones del sistema son:

- Temperatura de entrada del puré (Bomba): 20°C
- Temperatura al finalizar el calentamiento: 130°C
- Temperatura al finalizar el enfriamiento: 40°C
- Tiempo de permanencia en el tubo de retención: 4 segundos
- Rata de flujo: 15 Kg/min

Considerando que la resistencia a la transferencia de calor en todo el sistema la condiciona el coeficiente convectivo del puré (resistencias metálicas y de fluidos calefactor y enfriador despreciables), calcular las áreas de transferencia de calor de las secciones de calentamiento y enfriamiento.

¿Cuál deberá ser la longitud del tubo de retención?

Si en la etapa de llenado aséptico se da una caída de presión de 200000 Pa, ¿cuál será la potencia que debe entregar la bomba al puré si la línea fuera equivalente a una tubería lisa y horizontal con las áreas interiores halladas?

Suponga que el área de flujo del puré en todo el sistema es equivalente a la de una tubería circular con área interna de 6 cm².

12.10 Un cultivo que contiene 800 esporas por ml se divide en varios recipientes que se exponen a una temperatura de 245° F por distintos tiempos. El número de supervivientes luego de los tratamientos se muestra a continuación:

Tiempo (min)	Esporas/ ml
0	800
10	190
20	27
30	6
40	1
50	0.2

a) Halle el valor D_{245}

b) El procedimiento anterior se repitió para las temperaturas de 230 y 260 °F dando como resultado que $D_{230}= 40$ min y $D_{260}= 5$ min. Hallar el valor z .

12.11 El valor F_0 para latas de chili con carne es de 6 min ($z = 10^\circ\text{C}$) . Despreciando el tiempo de calentamiento,

- a) Hallar el tiempo de procesamiento a 115°C para una esterilización adecuada
- b) Si la tiamina tiene un $z = 25^\circ\text{C}$ y un $D_{121,1^\circ\text{C}}$ de 220 min en este producto, encontrar el porcentaje de reducción de esta vitamina después del tratamiento térmico de la parte a).

12.12 Una lata de salsa de manzana se coloca en la retorta que opera con vapor. La salsa tiene las siguientes propiedades: $k = 0.692 \text{ W/mK}$, $\rho = 1068 \text{ kg/m}^3$, $C_p = 3.95 \text{ KJ/Kg K}$. Las dimensiones de la lata son : radio= 4.2 cm , altura = 12.8 cm . El coeficiente h del vapor es de $3000 \text{ W/m}^2\text{K}$; la temperatura inicial de la salsa fue de 5°C y la del vapor 105°C . Cuál es la temperatura en un punto a lo largo del eje del cilindro a 6.4 cm de uno de los extremos de la lata, luego de una hora de tratamiento?

12.13 Un proceso térmico de un enlatado se hizo bajo las siguientes condiciones:

Temperatura de la marmita: 255°F
 Temperatura inicial del producto : 130°F
 $J = 0.98$; $f_h = 11 \text{ min}$
 F_0 mínimo = 8.5 min.

- a) Calcule el tiempo de procesamiento.
- b) Si en la mitad del procesamiento se encontró que el termómetro que señalaba la temperatura de la marmita estaba descalibrado en 10°F (temp.Verdadera = 245°F). Cuanto tiempo adicional se requerirá para alcanzar la letalidad deseada?

12.14 Una muestra de puré de guisantes se calienta con vapor en una lata de 0.112 pie de radio y 0.333 pie de altura. La temperatura de operación es 245°F y el CUT de la marmita es de 9 min; la determinación experimental de la temperatura del centro de la lata en el tiempo es:

Tiempo(min)	0	17	20	25	30	35	40	45	50
T ($^\circ\text{F}$)	86	156	170	186	203	218	228	236	242

- a) Si la humedad del producto es de 86% y su densidad de 1100 kg/m y su contenido en grasa es prácticamente cero, halle la difusividad y conductividad térmica del puré.
- b) A los 50 min se suspendió el vapor de calefacción. Utilizando el método de Ball-Stumbo, que temperatura máxima alcanzará el centro de la lata?
- c) A partir del minuto 52 se abre el agua de enfriamiento que se encuentra a 70°F . Suponiendo que en ese instante la marmita alcanzara esa temperatura, ¿cuánto tiempo transcurrirá hasta que la temperatura del centro de la lata llegue a 86°F si $f_h = f_c$?
- d) Si $z = 18^\circ\text{F}$ y $F_0 = 3,2$ minutos, es adecuado este tratamiento térmico?

12.15 Determine la mínima cantidad de aire (masa de aire seco por unidad de tiempo) que se requiere para secar un material de 40% (base húmeda) de humedad inicial y 4% (base húmeda) de humedad final. Se deben secar 1 ton/hora de producto y el aire disponible está a 60°C y 10% de humedad relativa.

12.16 Establecer la carga de refrigeración para las siguientes condiciones:

Producto a almacenar:	Mango (82% agua;15% azúcares; grasa 0.1%; cenizas 0.5% ;1.4 % almidón; 0.4% acidez, proteína 0.5%)
Temperatura de almacenamiento:	8°C
Temperatura media exterior	25°C
Tamaño del cuarto frío o bodega	15x15x4 m
Temperatura de la fruta y empaque	25°C
Empaques	Cajas de madera de 1 Kg ; capacidad en fruta: 18 Kg/caja
Velocidad de enfriamiento para la fruta	12 horas para llegar a 8°C
Capacidad de almacenamiento	100 ton de fruta
Ritmo de carga en bodega	5 ton/día
Lámparas y bombillos (Permanentes)	2000 W
Ventiladores	2 de 1 HP
Operarios	2 c/u en turno de 8 hr
Apertura de la puerta (4x4m)	Equivalente a 1.hr cada 24 hr

a) Proponga un sistema de aislamiento de pared adaptable a las condiciones de nuestra región que no permita más del 15 % de pérdidas respecto de la carga total de refrigeración que calcule.

b) Finalmente, especifique la potencia de un compresor que opere un ciclo mecánico con amoníaco para las necesidades calculadas, con una temperatura de evaporador de -5°C y de condensador de 35°C.

12.17 Un jugo de fruta parcialmente congelado, con 13 % de sólidos se empaqueta en bolsas plásticas de dimensiones 8x10x12 cm. El producto empacado se termina de congelar en un congelador de ráfaga de aire que tiene un coeficiente convectivo de transferencia de calor superficial de 50 W/m² K. La temperatura del jugo en la bolsa es inicialmente de -3°C y la del aire fría de -26°C. La densidad del producto es de 1000 kg/m³ y su conductividad térmica de 2 W/m K. Estimar:

- El cambio entálpico necesario para llevarlo hasta -25°C
- El tiempo de congelación
- La potencia calorífica que se debe retirar de la bolsa
- El porcentaje de agua congelada al comienzo y al final de la operación
- Recomiende el máximo tiempo de almacenamiento- meses- para este producto si su temperatura se mantiene a -18°C . (Suponga que se comporta como un jugo de vida de anaquel conocida).

12.18 Un producto alimenticio que está a -4.5°C se está dosificando continuamente sobre una banda metálica móvil, formando una capa semicongelada, pastosa, de 1.5 cm de altura y 1 m de ancha. La banda transporta el alimento al interior de un cuarto frío que se encuentra a -40°C ; el enfriamiento del material ocurre por dos mecanismos: uno de convección desde su superficie superior hacia el aire que circula paralelamente a ella a una velocidad de 4 m/s; la otra modalidad de enfriamiento es por conducción, hacia la banda metálica que puede considerarse a una temperatura constante de -40°C , conductividad térmica de $20 \text{ W/m}^{\circ}\text{K}$ y espesor de 5mm.

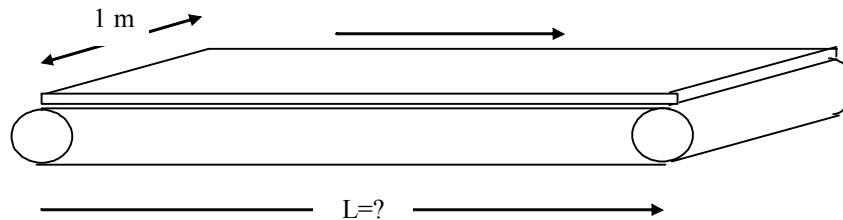
Se debe encontrar la mínima longitud de la banda transportadora si ella se mueve a 1.5 m/ min para que al final del recorrido el alimento se halle completamente congelado y a -30°C .

Las propiedades conocidas del alimento a la temperatura media son:

Densidad: 650 Kg/m^3 ; Humedad: 62%; Calor latente de fusión: 250 KJ/Kg
 Temperatura inicial de congelación: -1.5°C ; Conductividad térmica (Prod.congelado): $0.400 \text{ W/m}^{\circ}\text{K}$

Sugerencia:

- Suponga una longitud de banda.
- Calcule el coeficiente convectivo para el aire .
- Calcule el U que incluya las resistencias conductiva y convectiva del problema.
- Aplique la ecuación de Plank usando U en el lugar de la h .
- Verifique la suposición inicial.



2.19 Un jugo de fruta de 13 % de sólidos parcialmente congelado se empaqueta en bolsas plásticas de dimensiones aproximadas de $8 \times 10 \times 2 \text{ cm}$, se termina de congelar en un equipo que tiene un coeficiente convectivo para el aire de enfriamiento de $50 \text{ W/m}^2 \text{ }^{\circ}\text{K}$. La temperatura del jugo al introducirse en la bolsa es de -3°C y la del aire frío de -26°C . La densidad del producto es de 1000 Kg/m^3 , su conductividad térmica congelado es de $2 \text{ W/m}^{\circ}\text{K}$. Estimar (a) El cambio entálpico para congelarlo hasta una temperatura de -25°C ; (b) el tiempo de congelación; (c) La potencia calorífica que se debe retirar por bolsa (en $\text{J/s} = \text{Vatios}$); (d) el % de agua congelada al comienzo y al final de la operación (e) Que máximo tiempo de almacenamiento, en meses, se puede recomendar para este producto, si su temperatura se mantiene en -18°C (Suponer que se comporta como el jugo de naranja).

