



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN

14
2

**"METODOLOGIA DE ESCALAMIENTO EN
EVAPORACION-CONCENTRACION DE
ALIMENTOS, APLICADO EN LA ELABORACION
DE MERMELADA DE FRAMBUESA"**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO EN ALIMENTOS

P R E S E N T A N :

MARCO ANTONIO POSADAS RIVERA

PABLO MARTÍNEZ JIMÉNEZ

ASESOR: I.B.Q. J. JAIME FLORES MINUTTI

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES
U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 29 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:

Metodología de escalamiento en evaporación-concentración de
alimentos, aplicado en la elaboración de mermelada de
frambuesa.

que presenta el pasante: Martínez Jiménez Pablo

con número de cuentas: 9156187-9 para obtener el TITULO de:
Ingeniero en Alimentos ; en colaboración con :

Posadas Rivera Marco Antonio

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 04 de Septiembre de 1996

PRESIDENTE I. R. Q. Jaime Flores Minutti

VOCAL I. R. Q. Norma B. Casas Alencaster

SECRETARIO I. A. Rosalía Meléndez Pérez

PRIMER SUPLENTE Dr. José Luis Arjona Román

SEGUNDO SUPLENTE M. en. C. Ricardo P. Hernández García



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.
UNIVERSIDAD NACIONAL
DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA: Metodología de escalamiento en Evaporación-Concentración de alimentos, aplicado en la elaboración de mermelada de frambuesa.

que presenta el pasante Posadas Rivera Marco Antonio con número de cuentas: 8839353-5 para obtener el TITULO de: Ingeniero en Alimentos ; en colaboración con: Martínez Jiménez Pablo

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 04 de Septiembre de 1996

PRESIDENTE I. B. Q. Jaime Flores Minutti
VOCAL I. B. Q. Norma B. Casas Alencaster
SECRETARIO I. A. Rosalía Meléndes Pérez
PRIMER SUPLENTE Dr. José Luis Ariona Román
SEGUNDO SUPLENTE M. en C. Ricardo P. Hernández García

Con Cariño, Respeto y Sinceridad Agradezco y Dedico esta Tesis :

A **Dios** por darme el ser y el don de la perseverancia para cumplir las metas que me trazo. Como la que hoy culmino.

A Papá **Mino** y Mamá **Caty** por darme la vida y educarme con sus mejores ejemplos y consejos: Por recibir de ustedes una herencia invaluable que es mi preparación profesional, por su apoyo incondicional; por eso y mucho más, porque les debo todo, **Gracias papitos queridos.**

A ustedes **hermanos**, por su gran apoyo y contribución incondicional para lograr este objetivo en mi vida. Porque los quiero y estimo mucho, gracias a todos.

A ti **esposa querida**, por permitirme compartir tu vida, por ayudarme a cruzar con firmeza el camino de la superación , porque con tu apoyo y aliento hoy he logrado uno de mis más caros anhelos. Con amor y agradecimiento infinitos te dedico esta tesis.

A ti mi pequeño **hijito Carlitos**, porque has sido, eres y serás mi inspiración y mi razón de ser. Porque eres la fuerza necesaria para continuar superándome, porque te quiero con toda mi alma.

A la **UNAM**, por darme el privilegio de estudiar en la máxima casa de estudios del país. En especial a la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán donde recibí la mayor parte de mi formación académica.

A mi asesor **I.B.Q Jaime Flores Minutti**, por su contribución en la dirección de esta tesis.

A los **sinodales** por sus comentarios y sugerencias para el mejoramiento de este trabajo.

Con sinceridad.

Pablo Martínez Jiménez

Esta tesis la dedico:

A ti madre **Refugio** por ser una mujer maravillosa, cariñosa, gracias por enseñarme el respeto, amistad, por apoyarme en esos momentos tan difíciles que he pasado, pero con tu ayuda he logrado a salir adelante siendo, uno de tus mejores logros el de ayudarme a terminar la carrera.

A ti padre **Juan Antonio**, por ser una gran persona que me ha apoyado en todo momento, con esos consejos que me han servido tanto para lograr uno de mis mejores objetivos: terminar esta carrera.

A mis hermanos **Javler y Rigoberto** que siempre hemos estado juntos en todo momento, gracias por su apoyo.

A mis tíos **Arcadio, Efrén y Pomposa Rivera C.;** a **Oscar Posadas y Lina Rivera** por su gran amistad, consejos y apoyo.

A la **UNAM** por la formación profesional recibida, en especial a la **Facultad de Estudios Superiores Cuauttlán.**

A los **Profesores**, que gracias a sus conocimientos y amistad lograron la formación de un profesionista.

Sinceramente:

Marco Antonio Posadas Rivera

INTRODUCCION

Actualmente en México, se tienen grandes pérdidas de la producción nacional de frutas y hortalizas, alcanzando del 30 al 40% en frutas y hasta 60% en algunas hortalizas.

Las principales causas de pérdidas son: el exceso de producción en un corto tiempo (temporada), mal manejo en el transporte, inadecuadas condiciones de almacenamiento, reducido número de almacenes, y escaso porcentaje de frutas destinados a la elaboración de productos.

La mayoría de las frutas son de temporada y de reducida vida útil lo que hace imperante buscar formas de proceso tales como la elaboración de mermeladas, ates, fruta en almíbar, confituras, u otros, que prolonguen la vida de anaquel y a la vez se reduzca el porcentaje de pérdidas.

Entre las operaciones unitarias para el procesado de frutas , se encuentra la evaporación , la cual se lleva a cabo mediante la transferencia de calor , lo que hace sumamente delicado o crítico al proceso por la alta sensibilidad de los componentes de las frutas al calor; lo que repercute enormemente en las características finales deseadas de los productos, como lo son el color, el olor, el sabor, apariencia y consistencia entre otros.

La evaporación a vacío es la que ofrece mayor control de temperaturas para las necesidades de proceso, por lo que se propone para determinar las mejores condiciones de proceso para obtener un producto de alta calidad al menor costo, y que permitan plantear una metodología para la elaboración de proyectos a través de los criterios de escalamiento y los parámetros de transferencia de calor obtenidos por la experimentación.

Se plantea realizar dicha metodología a través de la elaboración de mermelada, utilizando como materia prima a la frambuesa por ser una de las frutas que su consumo en México se hace casi al 100% en fresco, además de ser una de las frutas más perecederas después de la fresa, que no permite un lavado estricto para su conservación posterior como producto fresco.

RESUMEN

En el presente trabajo se pretende dar a conocer las condiciones de proceso para la elaboración de mermelada de frambuesa por evaporación al vacío, las características finales del producto y un análisis de la transferencia de calor durante el proceso para establecer una metodología de escalamiento a nivel industrial de dichas condiciones de proceso.

Establecimos las condiciones de proceso que nos han parecido las más fiables, en base a una experimentación a nivel piloto, donde se analizó la transferencia de calor y las mismas condiciones de proceso.

Las condiciones de proceso que se reportan en este trabajo fueron seleccionadas en base al consumo de vapor, vacío, tiempo y temperatura de proceso y calidad del producto, concordando con aquellas que reportaron el más alto coeficiente de película por el lado del alimento. Las condiciones elegidas a nivel maqueta fueron: vacío, 25 cm de Hg; presión de vapor, 2.5 Kg/cm²; temperatura de cámara, 74 °C; temperatura de calefacción, 140.35 °C.; velocidad de agitación: 60 r.p.m.; llevándose un tiempo de proceso de 30 minutos para concentrar una masa de 34.2 Kg de 49 °Brix a 65 °Brix. El proceso tuvo una eficiencia de 76.6 %.

Así mismo se estudio el comportamiento reológico del producto a través de la concentración, así como del producto final, predominando el modelo reológico de "de la potencia" en todos los casos, lo que permite una buena transferencia de calor, pero sin llegar a una excesiva inversión de azúcares (28.33 %), manteniéndose dentro del rango permitido para mermeladas de primera calidad que es de 28-32%. Las características finales del producto se consideran aceptables ya que al compararlas frente a una mermelada comercial de importación marca "Delicatessen", conservo el color característico de la fruta mejor que la comercial, se tuvo una mejor consistencia y brillantez, ausencia de sineresis y una actividad de agua (A_w) de 0.77 que no permite el desarrollo de m.o..

Al hacer un análisis de la transferencia de calor se observó el comportamiento de las variables (presión de vapor, vacío, propiedades térmicas, físicas y reológicas del sistema y geometría del sistema) que influyeron en el proceso, que al relacionarlas a través de un análisis dimensional permitieron la realización del escalamiento. El mecanismo y régimen controlantes del proceso fueron las fuerzas viscosas y las fuerzas convectivas respectivamente; los criterios de escalamiento aplicados fueron el geométrico, dinámico y térmico. Los valores obtenidos del escalamiento son: diámetro del agitador de 1.18 m con una velocidad de agitación de 2.06 m/s, diámetro de equipo 1.4 m², y la potencia del motor del agitador de 1.5 HP.

INDICE

CAPITULO I

Generalidades

I.1.- Evaporación

I.1.1.- Definición.....	2
I.1.2.- Fenómeno de evaporación.....	3
I.1.3.- Tipos de evaporadores.....	7
I.1.3.1.- Evaporador solar.....	7
I.1.3.2.- Evaporador por lotes.....	7
I.1.3.3.- Evaporador de circulación natural.....	12
I.1.3.4.- Evaporador de tubos horizontales.....	13
I.1.3.5.- Evaporador vertical de tubos cortos.....	14
I.1.3.6.- Evaporador de canasta.....	15
I.1.3.7.- Evaporador de tubos verticales largos con flujo ascendente.....	16
I.1.3.8.- Evaporador de circulación forzada.....	17
I.1.3.9.- Evaporador de película ascendente.....	18
I.1.3.10.- Evaporador de película descendente.....	19
I.1.3.11.- Evaporador de película delgada agitada.....	20
I.1.3.12.- Evaporador centrífugo.....	22
I.1.3.13.- Evaporador de placas.....	23
I.1.4.- Criterios de selección de un sistema de evaporación.....	26

I.2.- Mermeladas.

I.2.1.- Definición.....	30
I.2.2.- Clasificación de mermeladas.....	31
I.2.3.- Condiciones y características de elaboración.....	32
I.2.4.- Factores que influyen en la calidad de la mermelada.....	34
I.2.5.- Defectos en la elaboración de mermeladas.....	35
I.2.6.- Interrelación Aw-Actividad microbiana en la mermelada como producto final.....	37
I.2.6.1.- Tipos de microorganismos que se desarrollan en mermeladas y sus condiciones de crecimiento.....	37
I.2.6.2.- Actividad de agua como factor de crecimiento.....	42
I.2.7.- La temperatura de proceso de mermeladas en la muerte técnica de microorganismos.....	45

1.2.8.- Características principales de la frambuesa para elaboración de mermelada de frambuesa.	49
--	----

I.3.- Escalamiento.

1.3.1.- Definición.	50
1.3.2.- Análisis dimensional.	50
1.3.2.1.- Métodos de análisis dimensional.	51
1.3.3.- Grupos adimensionales que relacionan las variables que influyen en la transferencia de calor.	57
1.3.4.- Teoría de la semejanza.	62
1.3.4.1.- Criterios de escalamiento.	65
1.3.4.1.1.- Semejanza Geométrica.	65
1.3.4.1.2.- Semejanza Dinámica.	66
1.3.4.1.3.- Semejanza Térmica.	68
1.3.4.1.4.- Semejanza de Concentraciones.	70
1.3.4.1.5.- Semejanza Química.	71
1.3.5.- Regímenes controlantes.	71
1.3.6.- Métodos de escalamiento.	72
1.3.6.1.- Ecuaciones de escala.	72
1.3.6.2.- Métodos de extrapolación.	78

CAPITULO II Desarrollo Experimental

Objetivos.	82
Fases de experimentación.	83
Cuadro metodológico.	84
II.1.- Hipótesis.	87
II.2.- Materia prima.	89
II.3.- Formulación.	89
II.4.- Estandarización de la materia prima.	90
II.5.- Caracterización del equipo de evaporación.	91
II.6.- Pruebas preliminares.	91
II.7.- Determinación de condiciones de proceso.	92
II.7.1.- Selección de niveles de variación de presión de vapor y vacío.	93
II.7.2.- Determinación del tiempo y temperatura de proceso y consumo de vapor.	94

II.8.- Determinación de propiedades físicas, térmicas y reológicas durante el proceso de evaporación.	100
II.9.- Evaluación de las características finales del producto.	102
II.10.- Cálculo de coeficientes globales de transferencia de calor y números adimensionales para la obtención de la ecuación empírica que rija el comportamiento de transferencia de calor en el proceso.	106
II.11.- Obtención de ecuación empírica de transferencia de calor en base al coeficiente de película más alto del lado del alimento y consumo de vapor más bajo.	110

CAPITULO III Resultados y Discusión

III.1.- Determinación de grados Brix a la materia prima.	112
III.2.- Pruebas preliminares.	113
III.3.- Determinación de las condiciones de proceso.	113
III.3.1.- Selección del tiempo de proceso.	113
III.3.2.- Selección del consumo de vapor.	115
III.4.- Determinación de las propiedades físicas, térmicas y reológicas del fluido durante el proceso de evaporación.	117
III.5.- Evaluación de las características finales del producto.	123
III.6.- Cálculo de los coeficientes globales de transferencia de calor y números adimensionales.	126

CAPITULO IV Escalamiento

Escalamiento.	135
Secuencia de escalamiento.	136
IV.1.- Selección de variables que participan en el fenómeno de evaporación y análisis dimensional.	137
IV.1.1.- Selección de variables participantes en el fenómeno de evaporación.	137
IV.1.2.- Análisis dimensional.	138
IV.1.2.1.- Determinación del número de Prandtl.	138
IV.1.2.2.- Determinación del número de Reynolds.	140
IV.1.2.3.- Determinación del número de Nusselt.	140
IV.2.- Selección del mecanismo controlante.	142

IV.3.- Selección del régimen controlante.....	143
IV.4.- Selección de criterios de escalamiento.....	143
IV.4.1.- Geométrico.....	144
IV.4.2.- Dinámico.....	144
IV.4.3.- Térmico.....	145
IV.5.- Aplicación del escalamiento.....	146
IV.5.1.- Determinación de los nuevos diámetros, espesor en el área de transferencia y área de transferencia.....	146
IV.5.2.- Determinación de la nueva velocidad de agitación y relación de potencias.....	147
IV.5.2.1.- Cálculo de potencia en maqueta.....	148
IV.5.2.2.- Cálculo de la potencia escalada.....	149
IV.5.3.- Escalamiento de h_p	150
Conclusiones.....	152
Simbología.....	154
Bibliografía.....	157

INDICE DE FIGURAS

CAPITULO I

Fig. 1.1.- Comportamiento del gradiente de temperaturas en convección natural y forzada.	5
Fig. 1.2.- Evaporador por lotes (Batch).	9
Fig. 1.3.a,b,c.- Sistemas componentes de un evaporador Batch al vacío.	11
Fig. 1.4.- Evaporador de circulación natural.	12
Fig. 1.5.- Evaporador de tubos horizontales.	14
Fig. 1.6.- Evaporador vertical de tubos cortos.	15
Fig. 1.7.- Evaporador de canasta.	16
Fig. 1.8.- Evaporador de circulación Forzada.	18
Fig. 1.9.- Evaporador de película ascendente.	19
Fig. 1.10.- Evaporador de película descendente.	20
Fig. 1.11.- Evaporador de película delgada agitada.	22
Fig. 1.12.- Cono Standard de un evaporador centrífugo.	23
Fig. 1.13.- Evaporador de placas de película ascendente-descendente.	24
Fig. 1.14.- Arreglo de placas en un evaporador de placas.	25
Fig. 1.15.- Relación de crecimiento de m. o. a diferentes conc. de O ₂	40
Fig. 1.16.- Efectos de acidez en el crecimiento de los m. o.	41
Fig. 1.17.- Efectos de la conc. de azúcar sobre el crecimiento de bacterias, levaduras y hongos.	41
Fig. 1.18.- Relaciones entre A _w y crec. de m.o...	44
Fig. 1.19.- Representación de Z.	46
Fig. 1.20.- Curva de muerte térmica.	47
Fig. 1.21.- Semejanza: Maqueta y prototipo.	64

CAPITULO II

Fig. 2.1.- Obtención previa del vacío en el interior de la cámara.	96
Fig. 2.2.- Llenado del evaporador por succión.	97
Fig. 2.3.- Concentración de mermelada.	98
Fig. 2.4.- Muestreo y/o vaciado de la cámara.	99
Fig. 2.5.- Balance de calor y masa para un evaporador por lotes.	107

CAPITULO III

Gráfica 3.1.- Selección de tiempo de proceso.	114
Gráfica 3.2.- Selección de consumo de Vapor.	116
Gráfica 3.3.- Actividad de agua de sales Vs pérdida y/o ganancia de peso en muestra de mermelada.	126

INDICE DE TABLAS

CAPITULO I

Tabla 1.1.- Relación de viscosidades y condiciones para tipos de evaporadores.	26
Tabla 1.2.- Materiales de construcción.	29
Tabla 1.3.- Clasificación en base al contenido Azúcar-Fruta.	31
Tabla 1.4.- Composición de frambuesa.	49
Tabla 1.5.- Ecuaciones de conservación de simplificadas.	56
Tabla 1.6.- Grupos adimensionales.	58
Tabla 1.7.- Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Transporte de fluidos (sin transporte de calor y materia).	74
Tabla 1.8.- Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Transmisión de calor (fuerza gravitatoria solo en convección; flujo monofásico; disipación de energía despreciable; sin reacción química).	75
Tabla 1.9.- Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Transferencia de materia (Fuerza gravitatoria despreciable; flujo monofásico; disipación de energía despreciable; sin reacción química).	76
Tabla 1.10.- Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Reacciones químicas (Fuerza gravitatoria despreciable; flujo monofásico; disipación de energía despreciable; una sola reacción).	77

CAPITULO II

Tabla 2.1.- Variables contempladas para el análisis dimensional.	
Tabla 2.1.- Formulación de mermelada de frambuesa.	90
Tabla 2.2.- Características de construcción y diseño del equipo de evaporación.	91
Tabla 2.3.- Cantidad de ingredientes de formulación.	93
Tabla 2.4.- Niveles de variación de presión de vapor y vacío.	94
Tabla 2.5.- Características evaluadas al producto.	102
Tabla 2.6.- Actividad de agua de diferentes sales.	105
Tabla 2.7.- Valores de calor latente y temperaturas para vapor de calefacción y evaporado utilizados en los balances de materia y energía.	108

CAPITULO III

Tabla 3.1.- Resultados de estandarización de la materia prima.	112
Tabla 3.2.- Tiempos de proceso para diferentes presiones. (min.)	114
Tabla 3.3.- Consumo real de vapor a diferentes presiones. (lt /min.)	115
Tabla 3.4.- Consumo de vapor a diferentes presiones. (Lt).	116
Tabla 3.5.- Condiciones de elaboración de mermelada de frambuesa.	116
Tabla 3.6.- Comportamiento de °Brix a través del tiempo.	118
Tabla 3.7.- Comportamiento de la densidad. (kg/m ³).	118
Tabla 3.8.- Comportamiento de la capacidad calorífica. (KJ/kg°C)	119
Tabla 3.9.- Comportamiento de la conductividad térmica. (W/m°C).	120
Tabla 3.10.- Valores del índice de comportamiento.	121
Tabla 3.11.- Valores del índice de consistencia. (Pa s ⁿ).	122
Tabla 3.12.- Características finales del producto.	123
Tabla 3.13.- Consistencia entre mermelada comercial y experimental	124
Tabla 3.14.- Pérdida-Ganancia de peso de mermelada de Frambuesa.	125
Tabla 3.15.- Comportamiento del No. de Reynolds a través del proceso.	127
Tabla 3.16.- Comportamiento del Número de Prandtl a través del proceso.	129
Tabla 3.17.- Comportamiento de calor total a diferentes condiciones de proceso.	132
Tabla 3.18.- Comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor total a diferentes condiciones de proceso.	133
Tabla 3.19.- Comportamiento de la eficiencia térmica a diferentes condiciones de proceso.	133

CAPITULO IV

Tabla 4.1.- Variables contempladas para el análisis dimensional.....	138
Tabla 4.2.- Variables y constantes involucradas en escalamiento.	142
Tabla 4.3.- Tabla de comparación de valores de maqueta y prototipo.	151

CAPITULO

I

GENERALIDADES

1.1.-EVAPORACION.

1.1.1. DEFINICION.

El calentamiento y/o enfriamiento de alimentos, son probablemente los procesos que ocurren más frecuentemente en una planta de procesamiento de alimentos, y sólo un pequeño porcentaje de alimentos procesados no ha recibido algún tratamiento donde se involucra a la transferencia de calor.

Una de las operaciones unitarias que hacen aplicación de tratamiento térmico a productos alimenticios fluidos es la evaporación, cuyo objetivo es concentrar o incrementar el contenido de sólidos de dicho producto.

La evaporación se define como la operación que implica la transferencia de calor entre un medio de calentamiento hacia otro medio, hasta la ebullición de este último, provocando la separación del disolvente volátil del soluto no volátil. En el caso de alimentos, el disolvente es agua que para su ebullición se requiere de calor latente de vaporización, el cual es proporcionado por la condensación del vapor de servicio y el calor del vapor es transferido a la solución por transferencia de calor indirecta a través de una superficie metálica .

El líquido en ebullición suele estar encerrado en un recipiente y las superficies de transferencia de calor por donde circula el medio de calentamiento suelen ser tubos, placas verticales u horizontales o disponerse de camisas de doble fondo.

Esta operación en alimentos se utiliza para reducir la actividad de agua, debido al aumento de la concentración de los sólidos solubles en el alimento con el objeto de contribuir a su conservación (11). Además dicha concentración logra la reducción de volumen disminuyendo con esto los costos de transportación y almacenamiento de los productos.

Por otro lado los mecanismos de transferencia de calor que predominan en la evaporación son importantes desde el punto de vista tecnológico ya que dan la pauta para conocer los aspectos importantes para la concentración, selección y factibilidad del proceso así como el diseño de un equipo.

1.1.2. FENOMENO DE EVAPORACION.

Mecanismos de transferencia de calor.

Termodinámicamente el calor es conocido como el flujo total de energía presente en un sistema; debido a la fuerza impulsora de una diferencia de temperaturas, el calor es transmitido de una región de mayor energía (caliente) a otra de menor energía (frío).

La transmisión de energía se da por tres mecanismos diferentes :

- a) Conducción.
- b) Convección.
- c) Radiación.

1.1.2.a. Conducción.- Es un mecanismo, en el cual la transferencia de calor está dada por la energía del movimiento de las partículas o moléculas, siendo la transmisión de energía de las de mayor a las de menor movilidad. Este mecanismo siempre está presente, en el caso de fluidos, las partículas adquieren movimientos y otras formas de transmisión de energía (convección) que compiten con la conducción que en ocasiones es despreciable.

La transmisión de calor por conducción es importante en sólidos porque imparte movilidad a los átomos de la red cristalina produciendo el transporte molecular de la energía. Para que se pueda transferir una propiedad como el calor, es necesario que exista una fuerza impulsora que contrarreste la resistencia.

La ecuación básica de la transferencia de calor por conducción en estado estable esta regida por la denominada **LEY DE FOURIER**, en fluidos sólidos y líquidos. El flujo de calor es proporcional a la diferencia de la fuerza impulsora e inversamente proporcional a la resistencia del conductor.

$$-\frac{q}{A} = K \frac{dT}{dX} \dots\dots\dots(1.1)$$

1.1.2.b. Convección. La transferencia de calor por convección implica el transporte de calor a través de una fase y el mezclado de elementos macroscópicos de proporciones calientes y frías . (10).

El mecanismo de convección siempre está presente en fenómenos en donde existe un fluido con libertad de movimiento, que en su desplazamiento transporta energía.

En la transferencia de calor por convección que es acompañada por un mezclado de las masas, el rango de flujo de calor de una superficie hacia el fluido depende de las propiedades de flujo como de las propiedades térmicas del fluido. La figura (1.1) ilustra el tipo de gradiente de temperatura cuando una superficie caliente es expuesta a un fluido. La región cercana a la pared que tiene unos cambios de temperatura T_s , hacia una temperatura infinita (T_∞), está definida como los límites térmicos para unas condiciones hidrodinámicas establecidas.

La ecuación que describe este mecanismo es:

$$-q = A \cdot h \cdot dT \dots\dots\dots(1.2)$$

Debido al movimiento del fluido éste mecanismo es común en líquidos y gases. Dependiendo de las fuerzas que actúan, las formas de convección son:

- a) Natural.
- b) Forzada.

Convección natural: es aquella que se da solamente por la diferencia de densidades que obliga a la circulación de un fluido caliente de mayor energía con otro de menor o bien mediante una superficie sólida fría con un fluido caliente en contacto.

Convección forzada: es aquella donde el movimiento del fluido en el sistema es producido por un agente externo o dispositivo mecánico (agitador) dando lugar a la turbulencia.

Quando se trata de un fluido turbulento, el perfil de velocidades muestra una pendiente muy alta en la zona cercana a la pared donde hay una subcapa viscosa sin turbulencia. En esta región el calor se transfiere por conducción principalmente con una gran diferencia de temperaturas en el fluido caliente. Al alejarse de la pared, se aproxima a la región turbulenta donde los movimientos rápidos de los remolinos tiende a igualar las temperatura. Por consiguiente, el gradiente de temperaturas (dT) es más bajo. La temperatura promedio del vapor es un poco más baja que el valor T_s , y el mismo razonamiento también se aplica del lado del alimento a evaporarse. En la figura (1.1) se aprecia el gradiente de temperaturas por efecto de la convección natural y forzada.

El tipo de flujo, ya sea laminar o turbulento ejerce, un efecto considerable sobre el coeficiente de transferencia de calor h , al que se le denomina coeficiente de película, pues la mayor parte de la resistencia al calor se localiza en esta película

delgada cercana a la pared. Así, mientras más alta es la turbulencia más alto es el coeficiente de transferencia de calor.

1.1.2.c Radiación. Es producida mediante la energía radiante de la misma naturaleza que la luz visible ordinaria, es energía transmitida en el espacio por medio de ondas electromagnéticas. Los sólidos y líquidos tienden a absorber la radiación en forma de calor transmitido por el vacío.

La ecuación que describe este fenómeno es:

$$q = A \cdot \sigma \cdot T^4 \dots\dots\dots(1.3)$$

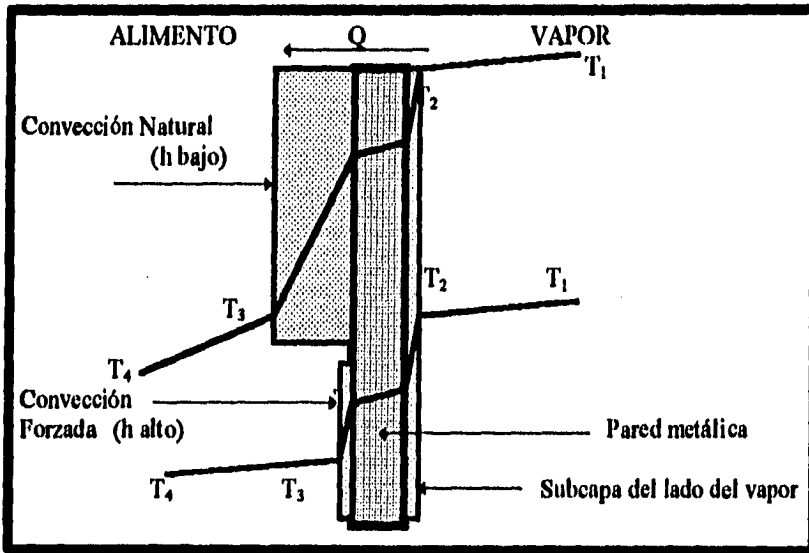


Fig. 1.1.- Comportamiento del gradiente de temperaturas en convección natural y forzada.

Fuente: Geankoplis Christie J. Procesos de las operaciones unitarias. 1978.

Transferencia de calor durante la evaporación.

La velocidad de transferencia de calor en un evaporador emplea el concepto de un coeficiente global de transferencia de calor y la ecuación que describe la transferencia de calor de un medio de calentamiento hacia un producto está dada por:

$$q = UA(T_v - T_p) \dots \dots \dots (1.4)$$

donde dicha expresión se da del análisis en la combinación de los dos mecanismos de transferencia de calor que se suscitan durante la evaporación, es decir:

(a) A partir de la convección:

$$q = A \cdot h \cdot dT$$

(b) de la conducción; Ec (1.1), en forma combinada:

$$q = h_v (T_v - T_{w_v}) = \frac{K_A A}{\Delta X_A} (T_{w_v} - T_{w_p}) = h_p A (T_{w_p} - T_p) \dots \dots \dots (1.5)$$

que expresados como: $1/h_p$, $dX_A/K_A A$ y $1/h_v$ como términos de resistencias y combinadas nuevamente la ecuación 1.5, queda de la siguiente manera:

$$q = \frac{T_v - T_p}{\frac{1}{h_v A} + \frac{\Delta X_A}{K_A A} + \frac{1}{h_p A}} \dots \dots \dots (1.6)$$

de esta manera la transferencia de calor por convección-conducción se expresa en el denominado coeficiente global de transferencia de calor, U, mencionado anteriormente.

La cantidad de transferencia de calor esta en función del gradiente de temperaturas, área de transferencia y del ya dicho coeficiente global de transferencia (U).

La ecuación 1.6 describe los tres factores involucrados que determinan la resistencias a la transferencia de calor durante la evaporación. Estas resistencias incluyen a la resistencia del lado del medio de calentamiento por la película de transferencia de calor del vapor que se condensa, la resistencia por conducción en el material de la superficie de transferencia de calor, y la resistencia en la película de transferencia de calor del lado del alimento.

1.1.3.- TIPOS DE EVAPORADORES

Los evaporadores se dividen en dos grandes grupos, de circulación natural y de circulación forzada, en función del tipo de fluido manejado

Los de circulación natural por lo general se usan para fluidos poco viscosos, mientras que los evaporadores de circulación forzada se utilizan para líquidos viscosos y con sólidos en suspensión, así como para fluidos que se tienden a incrustar.

Los componentes básicos de un equipo de evaporación son 4: (a) recipiente o cámara de evaporación donde se aloja el fluido a evaporar; (b) una superficie de calentamiento, la cual puede ser de placas, doble fondo, de una serie de tubos denominado comúnmente calandria; (c) un condensador y (d) un sistema de vacío. (13).

1.1.3.1.- Evaporador solar.

Estos evaporadores están formados por estanques en su forma más elemental, donde se concentra la solución con energía solar la cual hace evaporar el solvente del estanque. Su aplicación radica en la obtención de sal del agua de mar.

Este proceso depende en gran medida de las condiciones ambientales del lugar, entre las más importantes se encuentra la humedad y velocidad del aire, intensidad de radiación solar, siendo esto factores importantes del proceso, además de presentarse como desventajas principales; por otro lado su ventaja radica en el bajo capital de inversión tanto para su instalación como para su operación.

1.1.3.2.-Evaporador por lotes.

El evaporador Batch como se muestra en la fig. 1.2 es uno de los métodos más antiguos junto con el evaporador solar, que se utilizaron para la concentración de soluciones. Este tipo de evaporador se ha venido sustituyendo por otros equipos más sofisticados sin embargo en la actualidad sigue teniendo aplicación en varias ramas de la industria alimentaria, química y farmacéutica.

En la industria alimentaria se utiliza para la elaboración de mermeladas, jaleas de frutas y confituras; en la industria química y farmacéutica es utilizado para obtención de productos de alta pureza y alto valor económico como lo es el agente activo de medicamentos.

En un evaporador Batch, el tiempo de residencia del producto es normalmente de muchas horas, pero es muy útil en el caso de productos termosensibles donde es esencial alcanzar el punto de ebullición a temperaturas bajas a un alto vacío.

Este tipo de evaporador se encuentra encaquetado o puede tener serpentines internos como área de calentamiento, las áreas de transferencia de calor normalmente son pequeñas debido a la forma del recipiente, y el coeficiente tiende a ser bajo en condiciones de convección natural. La transferencia de calor se aumenta por agitación en el interior del recipiente. Cuando el área es pequeña, al mismo tiempo que coeficientes de calor bajos, limita la capacidad de evaporación de estos equipos. En muchos casos no pueden ser usadas grandes diferencias de temperatura por temor a la rápida incrustación de la superficie de transferencia de calor.

El equipo trabaja al vacío para extraer el aire y el agua de condensación que se forma durante la concentración. En el interior de estos equipos se puede producir un vacío de hasta 70 cm. de Hg.

Las partes básicas que se muestran en la fig. 1.2 son las siguientes:

1. Suministro de vapor de calefacción.
2. Agitador-Mezclador eléctrico. El agitador lleva en su parte extrema barredores- raspadores de teflón. que impiden que el producto se pegue en la cámara.
3. Manómetro que mide el vacío en el interior de la cámara.
4. Compuerta para la limpieza.
5. Grifo para romper el vacío.
6. Columna de condensación de vapor.
7. Mirilla de observación.
8. Sonda para tomar muestras del producto.
9. Llave para el llenado de la cámara.
10. Chaqueta de doble fondo.
11. Llave de globo para el vaciado de la cámara.
12. Control eléctricos del agitador y de la bomba de vacío.
13. Llave de descarga del agua condensada.
14. Aspas de paletas de la bomba de vacío que succionan el aire de la cámara.
15. Válvula para la retención del vacío en el sistema

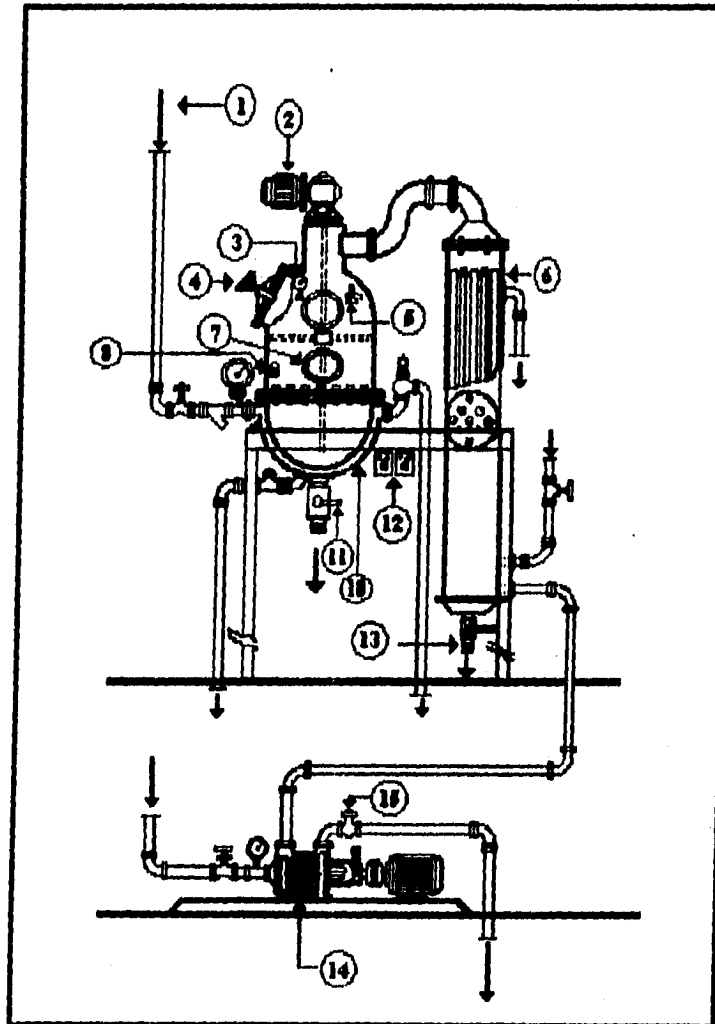


Fig. 1.2.- Evaporador por lotes (Batch).

Fuente: Meyer R. Marco-Dott, Elaboración de frutas y hortalizas, 1983.

Los evaporadores al vacío por lotes constan de tres sistemas los cuales son

(a) Sistema de calentamiento. Las partes que integran este sistema son:

1. Tubería de vapor.
2. Válvula de paso reguladora de la presión.
3. Filtro para la retención de impurezas.
4. Manómetro medidor de la presión de vapor.
5. Camisa de doble fondo.
6. Válvula de seguridad.
7. Válvula de descarga de vapor condensado.

donde el producto que se localiza en el interior de la cámara es calentado indirectamente por el vapor que circula en el interior del doble fondo, hasta alcanzar la temperatura de ebullición. En este momento empieza a desprenderse el vapor de agua que, debido al vacío, es arrastrado hacia el condensador, junto con cierta parte de los aromas del producto.

(b) Sistema de condensación. La condensación del vapor y de los aromas se efectúa mediante las siguientes partes del evaporador:

8. Tubo de vapor condensable.
9. Tubo de condensación.
10. Entrada de agua de refrigeración a los tubos de condensación.
11. Salida del agua de los tubos de condensación.
12. El vapor se condensa en la parte inferior del condensador.
13. Tubería de succión que mantiene el vacío.

El vapor entra en la parte superior del condensador y se distribuye alrededor de los tubos de condensación enfriados por el agua. El contacto de vapor caliente con los tubos fríos provoca la condensación. Las gotas se forman alrededor de la superficie de los tubos y escurren hacia el fondo del condensador

(c) Sistema de vacío. El sistema de vacío en la parte de la cámara- condensador consta de:

14. Tubería de succión del aire del sistema cámara-condensador.
15. Bomba de vacío.
16. Válvula de retención de vacío.
17. Entrada del agua de enfriamiento de la bomba.
18. Llave reguladora de la presión de agua.
19. Manómetro medidor de la presión del agua.

20. Salida del agua mezclada con el aire succionado del sistema.

(19)

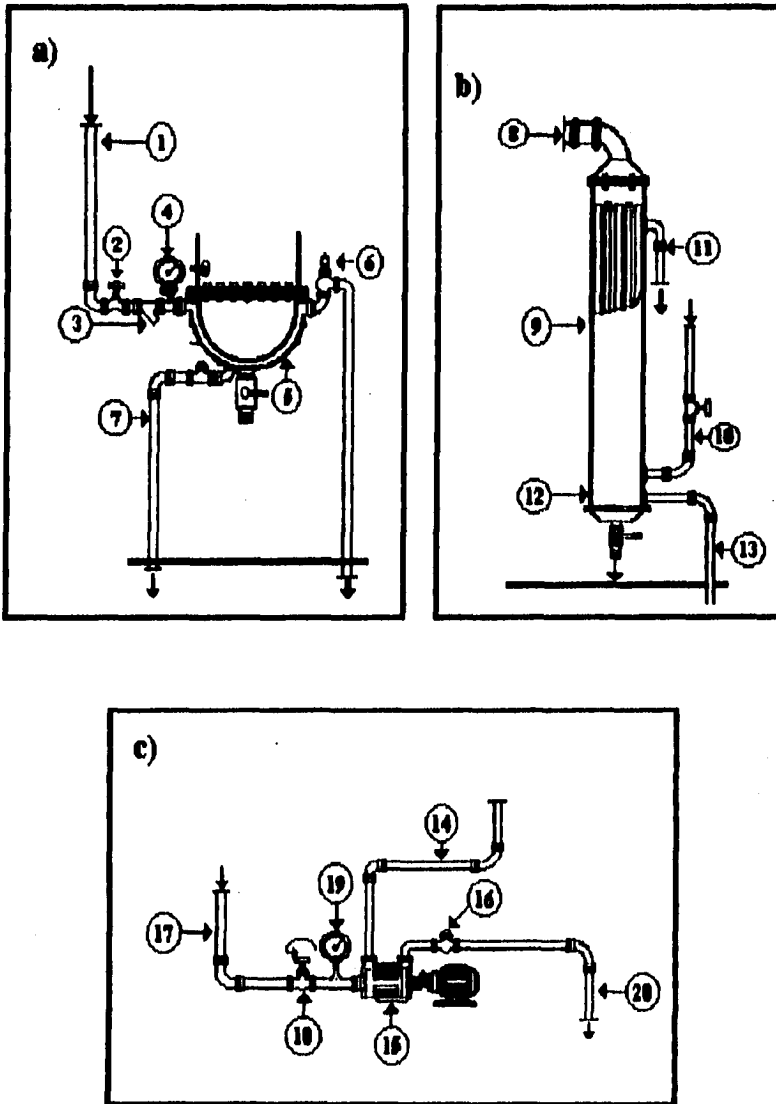


Fig. 1.3.a, b, c.- Sistemas componentes de un evaporador Batch al vacío.
 Fuente: Meyer R. Marco-Dott., Elaboración de frutas y hortalizas, 1983

1.1.3.3.- Evaporador de circulación natural.

En este tipo de evaporadores (fig. 1.4), la calandria puede ser de tipo horizontal o vertical, la cual consta de un banco de tubos cortos dentro de un recipiente o por calentador de tubos y coraza exterior al recipiente. El calentador externo tiene la ventaja de que su tamaño no depende del tamaño y la forma del recipiente separador, como resultado de esto no pueden ser obtenidas mayores capacidades de evaporación.

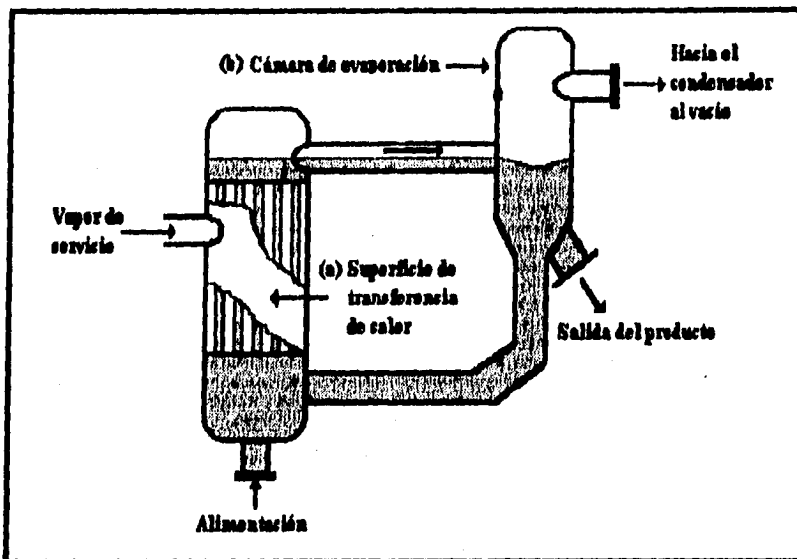


Fig. 1.4.- Evaporador de circulación natural.
Fuente: Chemical Engineering. Feb. No. 3, 1986.

Estos pueden operar como evaporadores de un paso o unidades de recirculación. Cuando la evaporación se hace de un paso, la solución alimentada pasa por dentro de los tubos solo una vez, el evaporado se separa y sale del evaporador como líquido concentrado. Los evaporadores de un solo paso son especialmente útiles para manejo de materiales muy sensibles al calor, debido a que el líquido concentrado permanece por un periodo muy corto de tiempo a la temperatura de evaporación, con lo que se evita dañar las características de sabor, color y componentes químicos del producto. (2)

En las unidades con recirculación o de varios pasos, la solución alimentada se mezcla con el líquido que ya se encontraba en la cámara de evaporación, pasando posteriormente sobre la superficie de calentamiento (a). En la segunda parte, la

mezcla retorna a la cámara de evaporación (b), separándose en vapor y líquido, mezclándose este último con la solución que ya se halla en el depósito siendo retirado sólo cuando se encuentre a la concentración deseada.

Este tipo de evaporadores no es recomendable para alimentos debido a que se expone por un tiempo prolongado un aparte de este a altas temperaturas, por la recirculación que se da, llegando a dañar una parte del producto o toda la carga (color, pérdida de sabor, mala consistencia, etc.). (3)

Entre los evaporadores de circulación natural se encuentran los siguientes:

- Evaporador de tubos horizontales.
- Evaporador vertical de tubos cortos.
- Evaporador de canasta.
- Evaporador de tubos verticales largos con flujo ascendente.

1.1.3.4.- Evaporador de tubos horizontales.

En el evaporador de tubos horizontales (Fig.1.5), es el único donde el fluido de proceso circula fuera de los tubos y el medio de calentamiento lo hace por dentro; consiste de un cuerpo cilíndrico o rectangular y un haz de tubos que generalmente son de sección cuadrada. Debido a que la evaporación tiene lugar fuera de los tubos, se elimina el problema de la incrustación por una fácil limpieza fuera de éstos. El diámetro de los tubos es de $\frac{3}{4}$ a $1\frac{1}{4}$ de pulgada (Diámetro externo), siendo menores a los de otros tipos de evaporadores.

Debido a la posición de los tubos, que es horizontal, y que se encuentran en la parte inferior, hay una ebullición del líquido que se ve interferida ligeramente por este caso, disminuyendo a un mínimo la agitación del mismo traduciéndose esto en una baja del coeficiente global de transferencia de calor comparado con otros equipos, especialmente si la solución es viscosa, teniéndose coeficientes globales del orden de 200 a 400 BTU/Hr ft² °F, dependiendo de esto la diferencia global de temperatura, de la temperatura de ebullición y de las propiedades de la solución.

Actualmente son utilizados en instalaciones pequeñas para concentrar soluciones muy diluidas, que no presenten espumas ni sólidos que tiendan a incrustarse sobre los tubos del evaporador.(9)

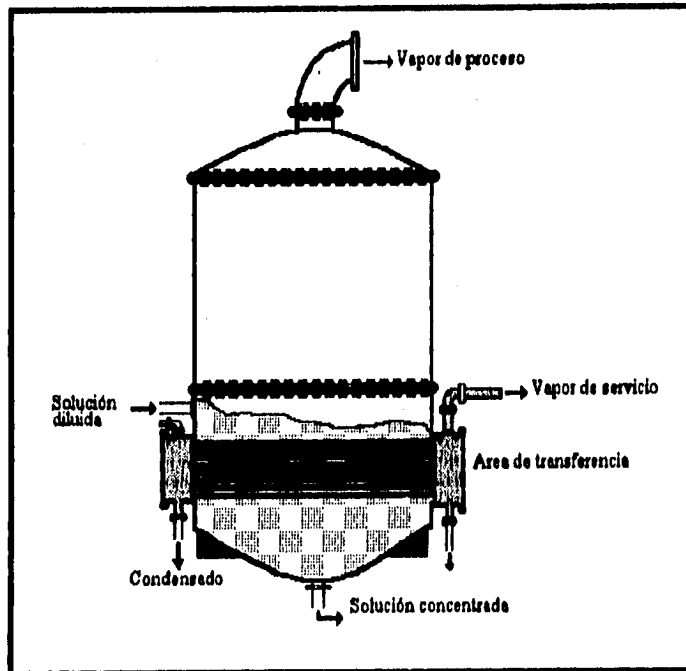


Fig. 1.5.- Evaporador de tubos horizontales.

Fuente: Kern Donald. Procesos de transferencia de calor. Ed. C.E.C.S.A., 1982.

1.1.3.5.- Evaporador vertical de tubos cortos.

Este equipo (fig. 1.6) consiste en tubos cortos de tres a ocho pies de longitud y de dos a cuatro pulg. de diámetro. El haz de tubos o calandria (a) se encuentra en posición vertical en la parte inferior del equipo, por un conducto central desciende el fluido concentrado (b). La mayor parte de la ebullición se produce en los tubos, ascendiendo el líquido dentro de éstos para que rebose y retorne ya concentrado por el conducto descendente (b), saliendo por el fondo cónico (c) que se encuentra en la parte inferior de la carcaza, después de haber sido sedimentado por el vapor en la parte alta de la cámara.

La circulación natural se lleva a cabo por diferencias de densidades entre el líquido que circula en el conducto descendente y la mezcla de vapor y líquido que se origina en los tubos. (20).

Este tipo de evaporadores son más adecuados que los de tipo horizontal para facilitar la circulación natural que se produce en los tubos de 1 y 2 m de diámetro de los tubos, con el fin de evitar el mantenimiento de estos en ángulos de 45 grados horizontales y van de 200 a 200000 l/h a 100°C (10).

No se utiliza ampliamente para líquidos viscosos ya que los vapores producidos anteriormente resultan ser demasiado bajos debido a su facilidad de condensación baja y como consecuencia sus excelentes resultados con los que para algunos líquidos que presentan formación de espuma o productos que requieren de un tiempo de residencia muy corto; pero por otro lado se recomienda para aquellos líquidos que tienden a incrustarse (fouling) (10).

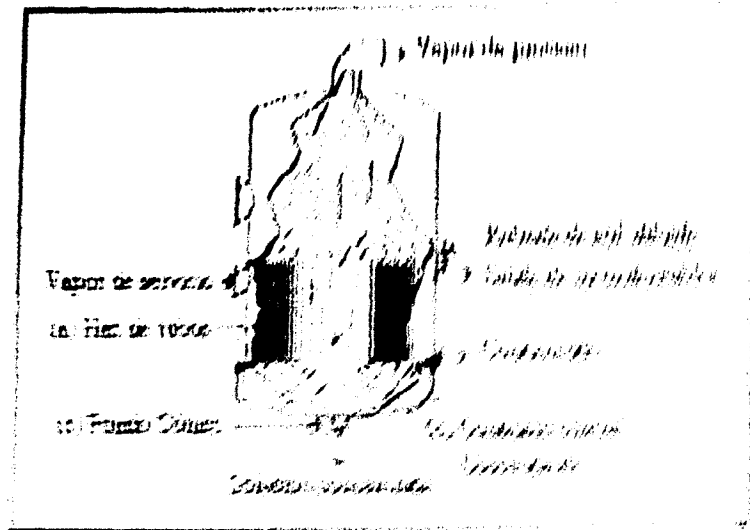


Fig. 2. Evaporador vertical de tipo cocinero. Fuente: Manual de Ingeniería de Alimentos (10).

2.1.3. Evaporadores de cascada.

Este tipo de evaporadores son más adecuados que los de tipo horizontal para facilitar la circulación natural que se produce en los tubos de 1 y 2 m de diámetro de los tubos, con el fin de evitar el mantenimiento de estos en ángulos de 45 grados horizontales y van de 200 a 200000 l/h a 100°C (10).

No se utiliza ampliamente para líquidos viscosos ya que los vapores producidos anteriormente resultan ser demasiado bajos debido a su facilidad de condensación baja y como consecuencia sus excelentes resultados con los que para algunos líquidos que presentan formación de espuma o productos que requieren de un tiempo de residencia muy corto; pero por otro lado se recomienda para aquellos líquidos que tienden a incrustarse (fouling) (10).

Este tipo de evaporadores son más eficientes que los de tipo horizontal al facilitar la circulación natural que se encuentra en los rangos de 1 y 3 ft/s. dentro de los tubos, con ello el coeficiente de transferencia de calor es superior al de tubos horizontales y van de 200 a 500 BTU/hr ft² °F (9).

No se utiliza ampliamente para líquidos viscosos ya que los valores reportados anteriormente resultan ser demasiado bajos, debido a su velocidad de circulación baja y como consecuencia sus coeficientes reportados son bajos para algunos líquidos que presenten formación de espuma o productos que requieran de un tiempo de residencia muy corto; pero por otro lado se recomienda para aquellos líquidos que tienden a incrustarse (fácil limpieza).

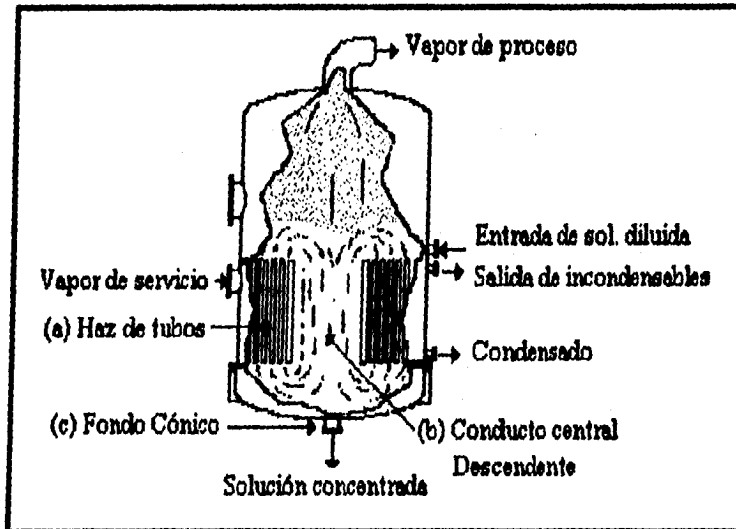


Fig. 1.6.- Evaporador vertical de tubos cortos.
Fuente: Chemical Engineering. Feb., No. 3, 1986.

1.1.3.6.- Evaporador de canasta.

Este evaporador (fig. 1.7) difiere del evaporador vertical de tubos cortos en que su calandria de tubos es desmontable, lo que permite una limpieza rápida. El líquido es impulsado hacia arriba dentro de los tubos durante la evaporación por el vapor producido o por la convección natural misma.

La calandria (a) es soportada sobre las ménsulas interiores, y el derramadero (b) está situado entre el haz de tubos y el cuerpo del evaporador, en lugar de estar en la parte central. Este tipo de equipo por lo regular es diseñado con fondo cónico y se

le puede implementar un agitador para aumentar la velocidad de circulación y con ello poder evaporar líquidos viscosos (2).

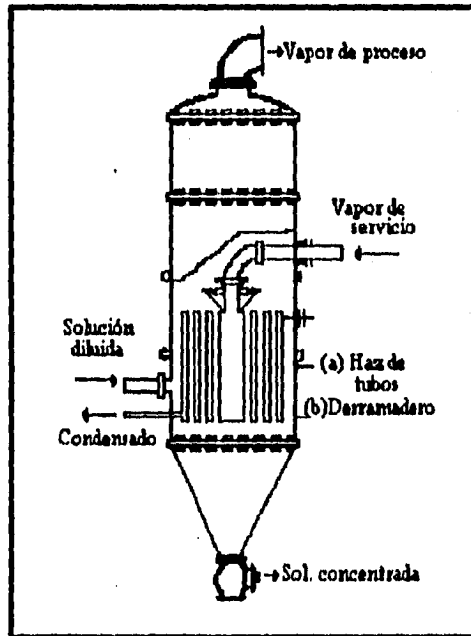


Fig. 1.7.- Evaporador de canasta.
Fuente: Chemical Engineering, Feb., No. 3, 1986.

1.1.3.7.- Evaporador de tubos largos con flujo ascendente.

Este tipo de evaporadores son eficaces para la concentración de líquidos que tienden a formar espumas, la espuma se rompe cuando por la elevada velocidad choca la mezcla de vapor y líquido contra la placa deflectora.

Estos equipos no se recomiendan para soluciones que contengan impurezas ni para los que son sensibles a los cambios de temperatura. Los coeficientes que se alcanzan oscilan en el rango de 200 a 800 BTU/Hr ft²°F.

Dentro de los evaporadores de circulación natural este es el único que puede competir en gran medida con los de circulación forzada. Las partes constituyentes del equipo son:

1) Intercambiador tubular en el cual la solución a concentrar fluye en su interior y el vapor de calentamiento en la parte externa, en la carcaza (14). Por lo regular la longitud de los tubos va de 12 a 36 ft. con un diámetro externo variable de 3/4 a 2 plg. (2).

2) Un separador o espacio de vapor para separar el líquido arrastrado por el vapor.

3) Un recirculador para retornar el líquido procedente del separador cuando opera como una unidad de recirculación. (3).

Por efecto de la ebullición la mezcla líquido-vapor asciende por el interior de los tubos, en forma paralela el líquido que se separa descendiendo por gravedad hasta el fondo de los tubos para completar el ciclo. La alimentación diluida se mezcla con el líquido que retorna del separador. (20).

1.1.3.8.- Evaporador de circulación forzada.

La finalidad de forzar la circulación es para aumentar el coeficiente de transferencia de calor por un lado, y por el otro poder concentrar soluciones viscosas y con sólidos en suspensión, así como líquidos que depositan sales o tiendan a formar espumas.

Una bomba centrífuga (fig. 1.8) hace circular el líquido hacia la parte alta de los tubos a velocidades de 6 a 18 ft/s. obteniéndose a esta última velocidad los más altos valores de coeficientes de transferencia de calor (3).

Usualmente los tubos en los evaporadores se encuentran en posición vertical con diámetro más pequeño que los de circulación natural no excediendo de 2 plg. de diámetro externo (2).

Al estar sometido el líquido a una alta carga estática no permite la ebullición dentro de los tubos, si llegara a disminuir la carga estática durante el flujo en los tubos (a) se produce un recalentamiento del líquido dando lugar a una evaporación súbita o flash formándose una mezcla de vapor y gotas de líquido a la salida de los tubos justamente antes de entrar a la cámara de evaporación (b), pudiendo dañar una parte del producto y desestabilizar el proceso.

Una parte de la solución retorna a la entrada de la bomba (c) mezclándose con la alimentación (d). El evaporado sale por la parte superior de la cámara de evaporación (e) pasando al condensador o a un efecto contiguo si el proceso es de múltiple efecto.

Para soluciones diluidas no es rentable ya que no compensa los costos de energía por el bombeo.

Estos evaporadores no son adecuados para concentrar líquidos sensibles al calor ni aún con la utilización de vacío ya que con la recirculación una parte del producto se calienta a temperaturas todavía altas, pudiendo dañar al producto en especial a los alimentos (20).

Los coeficientes globales alcanzados varían entre 500 y 1000 BTU/ft²°F, permitiendo reducir el tamaño de la unidad para una aplicación dada pero este ahorro en el costo inicial se equilibra con los costos de potencia para bombear.

Su desventaja radica en los altos costos de operación y mantenimiento en especial el de bombas, así como una posible erosión y corrosión por las altas velocidades de circulación (3).

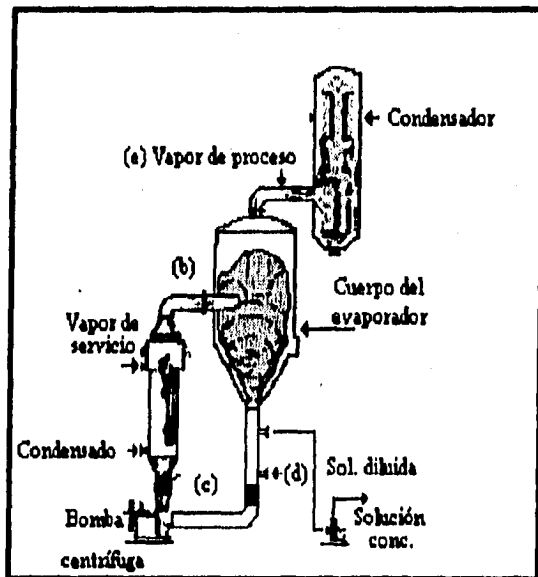


Fig.1.8.- Evaporador de circulación Forzada.
Fuente: Chemical Engineering, Feb., No. 3, 1986.

1.1.3.9.- Evaporador de película ascendente.

El funcionamiento de este evaporador (fig. 1.9) empieza cuando la alimentación se hace por la parte inferior de los tubos, este se va calentando con el

vapor en contracorriente hasta que el líquido empieza a ebullicir coincidiendo la disminución de la temperatura de ebullición con la disminución de la cabeza estática.

Dicho flujo ascendente provoca una mayor cantidad de vapor que fuerza al líquido a permanecer en la pared del tubo aumentando los coeficientes de transferencia y disminuyendo los tiempos de residencia. Como la película del líquido no es tan pronunciada se evita que las paredes del tubo queden secas, caso contrario a los evaporadores de película descendente (3).

Estos evaporadores se utilizan para fluidos viscosos y medianamente incrustantes y también ya que dicho equipo cuenta con deflectores a la salida de los tubos puede utilizarse para líquidos que formen espumas que ayudan a romperlas junto con las altas velocidades manejadas.

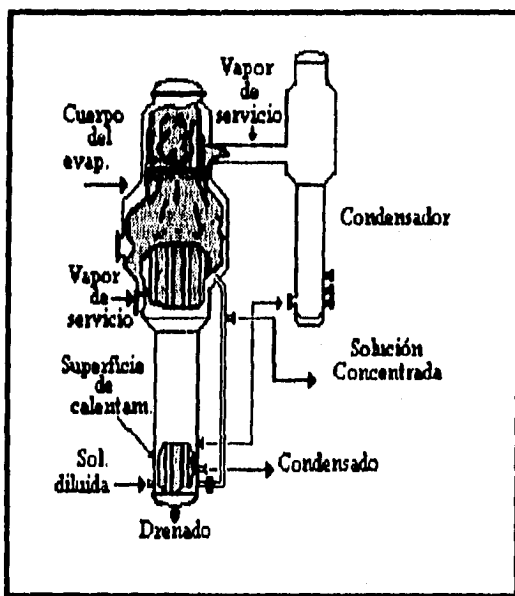


Fig. 1.9.- Evaporador de película ascendente.
Fuente: Chemical Engineering, Feb., No. 3, 1986.

1.1.3.10.- Evaporador de película descendente.

Este tipo de evaporador (fig. 1.10) tiene aplicación para la concentración de productos al calor como los jugos de frutas debido a que el tiempo de evaporación es de 5 y 10 segundos (10).

En este caso la alimentación se hace por la parte superior de los tubos, bajando por las paredes de éstos como una película delgada esto da coeficientes de transferencia de calor altos y tiempos cortos de residencia con lo cual se puede usar diferencia de temperaturas altas. Tanto el flujo de vapor como el de líquido pueden ir en la misma dirección de lo cual la separación de líquido-vapor se hace en el fondo, ó también se puede hacer a contracorriente saliendo el evaporado por la parte superior.

La desventaja de este tipo de evaporadores es que la alimentación a través de los tubos provoca una no uniforme película dando manchas secas que disminuyen la eficiencia térmica del evaporador, parte de ello se debe a la baja velocidad con que circula y que no es de forma continua. Pero también es rentable por sus altos coeficientes de transferencia de calor y el uso permitido de altas temperaturas.

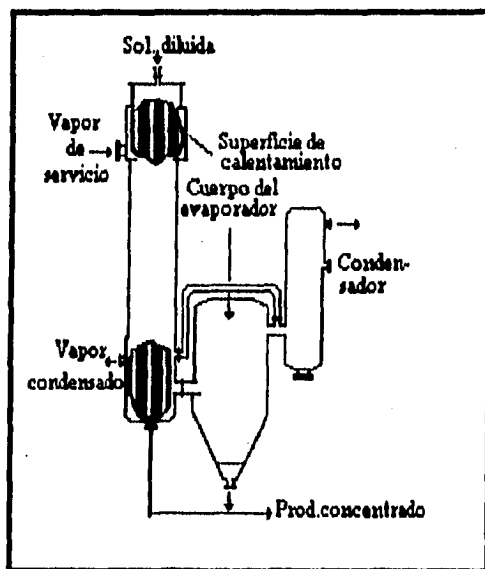


Fig. 1.10.- Evaporador de película descendente.
Fuente: Chemical Engineering, feb., No. 3, 1986.

1.1.3.11.- Evaporador de película delgada agitada.

Estos evaporadores (fig.1.11) su base fundamental es un tubo enchaquetado, de diámetro grande en el cual el producto es esreado en las paredes de este tubo y movido continuamente por unos raspadores que se encuentran sostenidos por una columna rotatoria dentro del tubo, la película es mecánicamente transportada por el rotor y la fuerza de gravedad. Estos equipos pueden tener medidas en los diámetros de los tubos que van de 3 a 48 pulgadas y longitudes de 2 a 24 ft.

Sus principales ventajas radican en que pueden evaporar líquidos que van desde 50,000 hasta un millón de centipoises de viscosidad, y sus coeficientes globales de transferencia de calor están entre 200 y 350 BTU/hr ft² °F, sus tiempos de residencia son cortos en la zona de calentamiento, elevadas producciones también por los cortos tiempos de residencia, bajo depósito de incrustaciones en la superficie de calentamiento por una alta agitación de la película de líquido.

Sus desventajas: son los equipos más caros en existencia, las partes que tienen movimiento, los costos de operación y mantenimiento también son elevados. Tiene una limitación con respecto a su tamaño, en especial su área de transferencia que alcanza los 225 ft² y que además se necesita utilizarse altas temperaturas en el medio de calentamiento para procesar grandes capacidades. Por otro lado la pared también limita los coeficientes de transferencia de calor ya que al aumentar el área (de transferencia) debe aumentar su espesor y con ello la resistencia al flujo de calor, no así la película de líquido que debe permanecer en un espesor mínimo sea cual sea el tamaño del equipo.

Sus aplicaciones se encuentran en las siguientes áreas:

- a) Productos sensibles al calor, productos alimenticios como concentrados de frutas, pasta de tomate, etc.; farmacéuticos como resinas y plasmas desangre. Cuando se utilizan altos vacíos el tiempo de residencia disminuye, quedando en rangos de 3 a 100 segundos.
- b) Materiales que tienden a incrustarse. En el caso de la industria de los alimentos hay productos que deben de protegerse a la degradación por evaporación en especial a los que tienen vitaminas y proteínas y que son las que tienden a incrustarse pero esto se evita en este tipo de evaporadores por la alta turbulencia y mezclado que da el rotor.
- c) Líquidos viscosos, es adecuado para este tipo de fluidos ya que la turbulencia que provoca el rotor es la adecuada para evitar la incrustación y aumentar la transferencia de calor por la película delgada agitada, también tiene aplicación en líquidos con sólidos en suspensión, para aquellos fluidos que requiera de bajas relaciones de tiempo y temperatura.

(3).

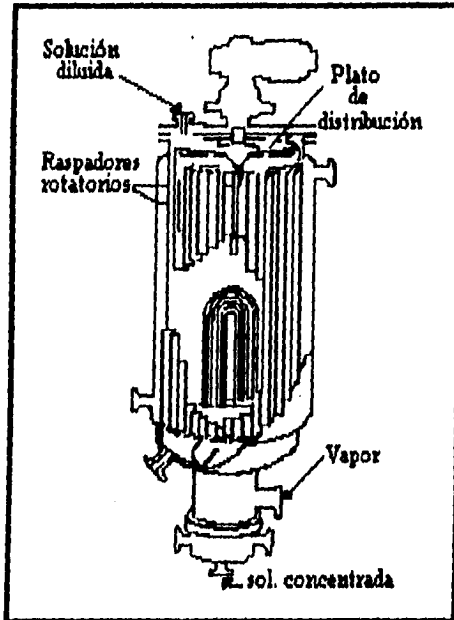


Fig. 1.11.- Evaporador de película delgada agitada.
Fuente: Chemical Engineering, Feb., No.3, 1986.

1.1.3.12.- Evaporador centrífugo.

Estos evaporadores tienen la característica de aplicar la evaporación en superficies cónicas rotatorias. La película de líquido se transporta sobre la superficie de evaporación por medio del vapor, que como consecuencia, la concentración del producto es limitada. Para aumentar el coeficiente de transferencia de calor la velocidad del fluido se incrementa por un dispositivo mecánico de tipo centrífugo, reduciendo así el tiempo de residencia sobre la superficie de calentamiento y elevándose la calidad final del producto, propio para soluciones sensibles al calor.

El líquido se esprea por boquillas de inyección sobre los conos rotatorios deslizándose por la superficie del cono hacia afuera del canal desde donde pasa a través de los orificios axiales que se encuentran en el borde del cono, y asciende hasta el canal donde se detiene la concentración al salir del evaporador.

En la fig. 1.12 se muestra dos conos concéntricos estándar, soldados por la parte superior, y por la parte inferior tiene un anillo con perforaciones radiales para el vapor condensado y unos orificios verticales para la salida del concentrado.

Los coeficientes altos de transferencia de calor se deben a que la fuerza centrífuga durante el proceso proyecta los condensados del vapor contra la pared del cono exterior, permaneciendo el vapor libre de agua (3).

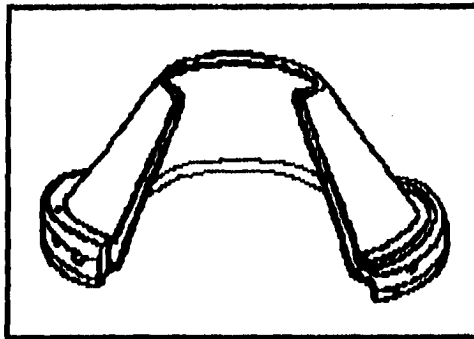


Fig. 1.12.- Cono Standard de un evaporador centrífugo.
 Fuente: Chemical Engineering, Feb., No. 3, 1986.

1.1.3.13.- Evaporador de placas.

La superficie de calentamiento de estos equipos es plana a diferencia de los equipos tubulares. Consiste de un ensamble de placas con fácil y bajo costo de instalación, sin embargo la inversión es alta por los costos del material con la que se encuentra construido (acero inoxidable).

Su capacidad varía de acuerdo con el número de placas que se puedan adicionar o quitar; no existen zonas muertas para un posible crecimiento de microorganismos indeseables, es de fácil mantenimiento y eficiente limpieza, la cantidad de incrustamiento es baja debido a las velocidades con las que circula el fluido, siendo en forma turbulenta. Las aplicaciones principales es en lácteos, jugos de frutas, extractos, cervecería, etc. (3).

Es de tipo ascendente/descendente (fig. 1.13), las placas tienen un espacio entre sí de un 1/8 a 1/4 de plg., su presión de operación es aprox. de 200 psig, sin hacer que estas se doblen y se provoquen derrames. El espacio tan reducido y la turbulencia inducida por el flujo en las corrugaciones de la placa permiten que se tengan altos coeficientes de transferencia de calor.

El acomodo de las placas (fig.1.14) se lleva a cabo en unidades de cuatro; el vapor de servicio condensa en el espacio de entre las placas 4-1 y 2-3. El líquido alcanza el punto de ebullición en la superficie de la placa, ascendiendo como una

película en el espacio entre las placas 1-2 y descendiendo en las placas 3-4. La mezcla líquido-vapor abandona el conjunto de placas para pasar a un separador centrífugo (2).

Por la alta velocidad del fluido se aumenta la transferencia de calor y se reduce el tiempo de residencia, permitiendo la concentración de productos sensibles al calor. Esto, junto con la facilidad de desmontaje y el pequeño espacio que ocupa a nivel de piso, hace que su utilidad sea amplia. Los evaporadores de placas ascendente/descendente se distinguen por las siguientes características:

- Temperaturas de operación que oscilan entre 80 y 210 °F.
- Capacidades de 1000 a 35000 lb./hr de evaporado.
- Requiere poco espacio para su instalación.

(3)

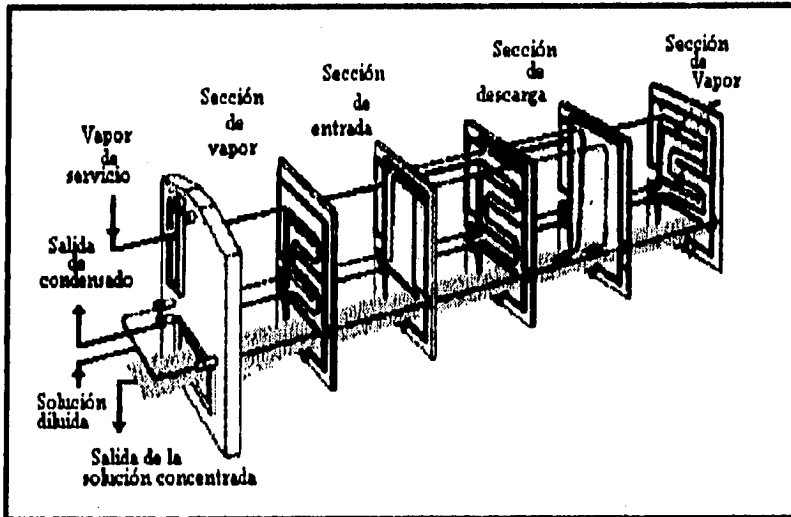


Fig. 1.13.- Evaporador de placas de película ascendente-descendente.
Fuente: Chemical Engineering, Feb., No. 3, 1986.

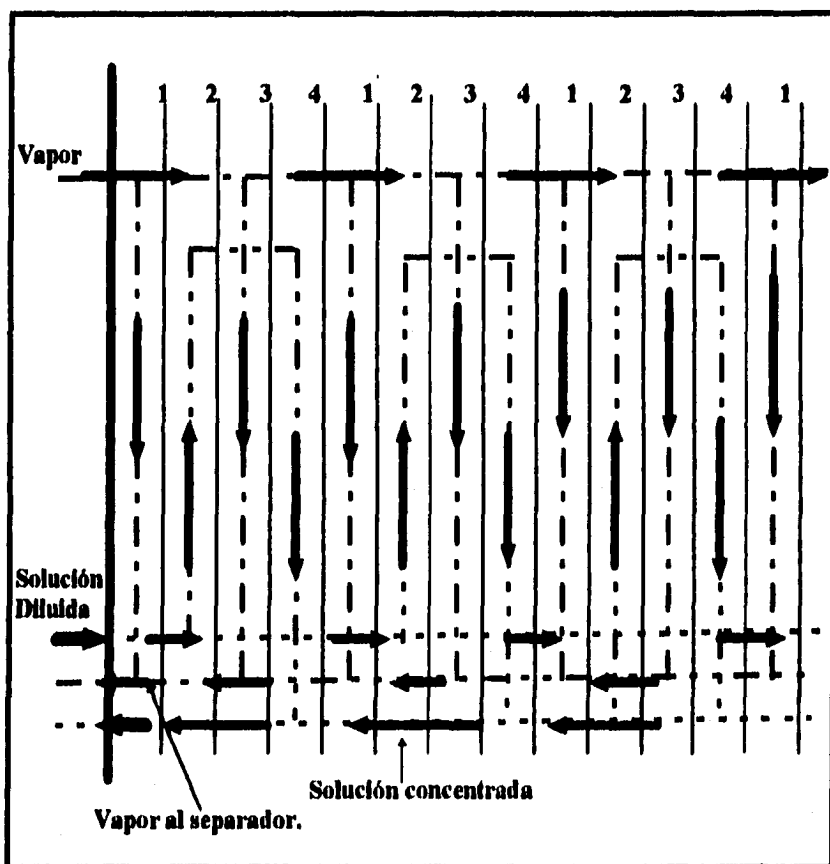


Fig. 1.14.- Arreglo de placas en un evaporador de placas.
 Fuente: Brennan, J.G., Las operaciones de la Ingeniería de los Alimentos, 1980.

1.1.4.-CRITERIO DE SELECCION DE UN SISTEMA DE EVAPORACION.

La selección adecuada de un evaporador depende de una diversidad de factores tanto de las características del fluido a concentrar como de las disposiciones que ofrece el equipo o condiciones a las que trabaja, por lo que se debe de analizar y detallar adecuadamente para asegurar que se cumplan los requerimientos mínimos de proceso, los costos tanto de capital como de operación y que se tenga un mínimo de tiempo muerto, es decir, mínimo tiempo fuera de operación. Una buena selección asegura la rentabilidad del proceso y una calidad aceptable del producto (1). Las propiedades físicas y químicas del fluido tanto de alimentación como del producto son factores claves para la selección de un equipo.

Viscosidad.

La viscosidad es uno de los factores de más importancia que influyen en la selección de un equipo, puesto que está directamente relacionada con el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. A medida que la viscosidad sea más alta los coeficientes se ven reducidos en una relación inversamente proporcional, por lo que se recomienda utilizar los valores más altos (de viscosidad), siendo estos los del producto, y con ello asegurar que se tenga un área de transferencia de calor máxima (Ver tabla 1.1).

Tabla 1.1.- Relación de viscosidades y condiciones para tipos de evaporadores.

VISCOSIDAD DEL FLUIDO	CONDICIONES DEL FLUIDO	TIPO DE EVAPORADOR
Baja (hasta 20cp)	No cristalizante, nucleación alta, ensuciamiento moderado	Circulación natural
Baja a moderada (20 a 1000 cp)	Cristalizante, nucleante, ensuciamiento moderado a alto	Circulación forzada con o sin ebullición suprimida
Moderada (150 a 1000 cp)	Ensuciamiento moderado, no cristalizante, no nucleante.	Tipo película
Alta (mayor de 1000 cp)	Todo tipo de condición	Película delgada agitado

Fuente: Anaya Durand A. Cálculo de evaporadores de múltiple efecto, No. 1, 1986.

Ensuciamiento.

El ensuciamiento se presenta en todos los equipos de transferencia de calor, es una consecuencia de las relaciones físicas y químicas que se suscitan en un proceso a determinadas condiciones de operación. La importancia de tomar en cuenta este factor es en la relación que guarda con los valores en los coeficientes de transferencia de calor, esto se puede observar por la forma en que se ven disminuidos estos, reduciendo así la capacidad de un equipo hasta el grado de que sea necesaria una limpieza.

Como equipo de transferencia de calor, en los evaporadores este fenómeno es reflejado como cristalización, sedimentación, reacción química, polimerización, corrosión o crecimiento de material orgánico.

También es importante tomar en cuenta que durante los procesos de evaporación, la velocidad influye en el grado de ensuciamiento, de ellos se puede decir que en los casos de altas velocidades del fluido el grado de ensuciamiento tiende a ser menor que en aquellos la velocidad es baja.

Cristalización.

Este criterio es importante especialmente cuando se requiere una presentación del producto en la que este sea de tipo cristalizado. Se recomienda el uso de un evaporador de circulación forzada en particular de superficie de calentamiento tubular para fomentar la circulación positiva y evitar la sedimentación de sólidos.

Sensibilidad térmica.

Este factor al igual que la viscosidad determina la selección ya que de antemano se deben conocer las características de la solución a concentrar, para evitar daños en el producto final. La mayoría de los productos alimenticios, lácteos, jugos y conservas de frutas, extractos de vegetales, productos alcohólicos y farmacéuticos, no deben exponerse a altas temperaturas puesto que estos materiales se degradan o cambian sus características deseadas. Estos productos requieren de un bajo tiempo de residencia así como temperaturas de operación bajas, por lo que se recomienda el uso de evaporadores que permitan la aplicación de vacío.

Así mismo, para obtener una buena calidad del producto se recomienda equipos construidos de acero inoxidable o aleaciones de mayor grado para evitar contaminaciones con metales (ver tabla 1.2), por lo que se recomienda evaporadores de placas o de película con operación a vacío. (1)

Formación de espumas.

Se entiende por espumación la formación de una capa estable de burbujas la cual yace sobre la superficie del líquido en ebullición. Cuando se lleva un líquido a la temperatura de ebullición inicia el burbujeo o nucleado originándose la formación de espuma sobre todo en materiales orgánicos como en el caso de los alimentos.

Es importante controlar el espumado durante la evaporación ya que con el derrame de espuma se presenta un arrastre de la solución a concentrar que trae consigo una pérdida del fluido, esto se puede evitar con el uso de agentes antiespumantes, pero en el caso de que estos no se puedan emplear es importante tomar precauciones para llevar a cabo la separación de vapor y líquido, recomendándose colocar placas deflectoras para romper la espuma al proyectarse sobre ésta.

Coefficiente de transferencia.

El coeficiente de transferencia de calor de película es una función de la velocidad, viscosidad, densidad, calor específico y conductividad térmica del fluido por lo que se recomienda un evaporador de película ya que entre más delgada sea ésta menor es la resistencia al flujo de calor.

La tabla 1.1 nos muestra una guía de selección del tipo de evaporador que presente coeficientes de transferencia de calor altos teniendo como base la viscosidad y las condiciones del fluido. (1)

Materiales de construcción.

El material de construcción está en relación directa con la naturaleza del fluido ya que muchas soluciones atacan las aleaciones metálicas de las paredes del evaporador o son contaminadas por ellos.

Entre los materiales de construcción se encuentra el fierro colado, el acero, acero inoxidable, níquel, cobre y aluminio, formando diversas aleaciones de las cuales se debe elegir al que presente menos corrosión y erosión por parte del fluido de proceso. (20)

Las condiciones de operación del proceso tales como la temperatura y presión tienen influencia en los espesores de la pared metálica de la superficie de calentamiento y otros componentes del equipo así como en la selección de los materiales de construcción y sus acabados. El equipo de vacío es un servicio crítico en los evaporadores de efecto múltiple o en las unidades operadas a vacío, por lo que

Capítulo 1

Criterios de selección de un sistema de evaporación

es necesario tomar en cuenta factores tales como las presiones de operación, las capacidades y la tolerancia a sólidos arrastrados, para la selección del equipo de vacío apropiado (1).

Los requerimientos metalúrgicos pueden favorecer la decisión entre un evaporador de circulación forzada y uno de circulación natural, así como entre un tubular y uno de placas.

En la rama alimentaria y farmacéutica se requiere definir aleaciones bien específicas por su higiene y pureza que demandan. La tabla 1.2 muestra una guía parcial de los materiales de construcción generalmente usados en evaporadores.

Tabla 1.2.- Materiales de construcción.

PRODUCTO	MATERIALES DE CONSTRUCCION
Alimentos procesados, jugos de frutas, productos lácteos.	Acero inoxidable tipo 304 o 316
Farmacéuticos	Acero inox. tipo 304 o 316. Monel o titanio
Nitrato de amonio	Acero inox. tipo 304
Sulfato de amonio	Acero inox. tipo 316
Sosa cáustica	Acero al carbón, Aleaciones de Monel o de Niquel, dependiendo de la conc.
Cloruro de Sodio	Acero inox. tipo 316 L.

Fuente: Chemical Engineering, Feb., No. 3, 1986.

1.2.- MERMELADAS.

Las frutas y las hortalizas forman un grupo muy variable de alimentos y una fuente importante de vitaminas para la alimentación humana. La mayoría de las frutas y hortalizas pueden comerse en estado fresco. La vida útil del producto fresco se prolonga por almacenamiento a temperaturas bajas

Para aprovechar estos productos a largo plazo, es necesario transformarlos empleando diferentes métodos de transformación, de tal forma que los organismos que provocan deterioro y las reacciones químicas y enzimáticas no se puedan desarrollar.

Los productos de frutas y hortalizas pueden dividirse en las siguientes clases:

- Enlatados.
- Concentrados.
- Jugos y Néctares.
- Congelados.
- Deshidratados.
- Mermeladas y confituras.
- Pastas o ates.
- Jaleas.
- Confitados.
- Encurtidos.
- Salsas.

(19)

1.2.1.- DEFINICION.

Las mermeladas y las confituras consisten en una mezcla de fruta y azúcar que por concentración se ha vuelto semisólida. La mermelada es elaborada con pulpa de fruta, la confitura además debe contener fruta entera o troceada.

La solidificación se debe a la presencia de pectina y ácidos en la fruta o por su adición en caso de su ausencia, la cual tiene el poder de solidificar una masa que contiene 65% de azúcares y hasta 1.8% de ácidos. Este contenido de ácidos debe resultar en un pH de 3 hasta 3.4 en la elaboración de mermeladas, también se añade pectina y ácido para mejorar la calidad y consistencia. A veces se usan conservadores como Sulfito, Benzoatos y Sorbatos de Sodio y Potasio y aditivos como colorantes y aromas.

Capítulo 1

Clasificación de mermeladas

La elaboración de esta clase de productos consiste de una rápida concentración de la fruta mezclada con azúcar hasta llegar al contenido de azúcares del 62% que corresponde a un contenido en sólidos solubles de 65 grados Brix. La concentración se lleva por evaporación.

En la elaboración de mermeladas y confituras a nivel semi industrial consta de las siguientes operaciones:

1. Recepción.
2. Selección.
3. Lavado.
4. Escurrido.
5. Mondado.
6. Extracción y refinación de la pulpa.
7. Concentración y evaporación al vacío.
8. Envasado en latas y frascos esterilizados.
9. Cerrado.
10. Esterilizado adicional a 100 °C. (solo para latas 45 min. para 500 gr.).
11. Etiquetado y empaçado.
12. Almacenamiento en lugares frescos, secos y de poca luz.

(19)

1.2.2.- CLASIFICACION.

Existen muchas fórmulas para mermeladas y confituras. Cada país tiene sus disposiciones respecto a la clasificación, que puede ser en base a la calidad de la mermelada; en base al tipo y uso de la misma; o bien, en cuanto al contenido de fruta en relación con el porcentaje de azúcar. En la tabla 1.3 se encuentra esta clasificación

Tabla 1.3.- Clasificación en base al contenido Azúcar-Fruta.

CALIDAD	FRUTA	AZUCAR
Primera	50%	50%
Segunda	45%	55%
Tercera	35%	65%

Fuente: Meyer R. Marco-Dott. Elaboración de frutas y Hortalizas, 1983.

1.2.3.- CONDICIONES Y CARACTERISTICAS DE ELABORACION.

Durante la elaboración de mermeladas es indispensable conocer ciertos aspectos que influyen en el control de este tanto en el aspecto técnico como de las materias primas, en calidad y función.

No existe una norma fija predeterminada, sobre la forma de efectuar la elaboración de mermelada. Cada fábrica tiene sus propios procesos de producción y elaboran su calidad peculiar, pero existen factores aplicables a todas las mermeladas de buena calidad que se deben fijar y normalizar, estos factores son:

- a) Contenido de sólidos solubles.
- b) Equilibrio azúcar invertido - sacarosa en la mermelada.
- c) Acidez y valor de pH en la mermelada.
- d) Condiciones de evaporación.

a) Contenido de sólidos solubles.

Las disposiciones legales (British Statutory Regulations), fijan un porcentaje mínimo del 68.5% de sólidos solubles en envases cerrados sin vacío y del 65% a los cerrados con vacío. Esta norma es aplicable para mermeladas de frutos cítricos, por lo que para el resto de las frutas se establece un margen de seguridad de un 15%, es decir, que debe de manejarse un porcentaje de sólidos solubles del 66.5 al 70%.

Si se desea saber el rendimiento teórico para conocer la cantidad de mermelada aproximada a obtener en un proceso, se debe de conocer los contenidos de sólidos solubles en las materias primas y del producto final, sabiendo estos puede aplicarse la siguiente fórmula para conocer dicho valor teórico, (23):

$$R_t = \frac{S}{M_{s.s.}} \times 100 \dots\dots\dots(1.7)$$

El rendimiento real en un proceso es similar al rendimiento teórico siempre y cuando se halla hecho una determinación confiable de los sólidos solubles de la formulación, además de que no se tengan pérdidas de sólidos por arrastre durante la evaporación.

La determinación de sólidos solubles en el producto terminado se obtiene con el uso de un el refractómetro.

b) Equilibrio azúcar invertido - sacarosa.

En esta relación es importante saber que se debe tener una cantidad menor de azúcar invertido que de sacarosa en las mermeladas, ya que una excesiva inversión da lugar a cambios significativos en el producto como lo son: sabor, consistencia y color. Esta relación es afectada por el tiempo y temperatura de cocción, por lo que se deben de establecer y controlar estas condiciones de proceso según sea el tipo de mermelada y de la fruta que se trate.

El porcentaje de azúcar invertido en relación al porcentaje de sólidos solubles en el producto final (66.5 - 70%) debe ser de un menor de un 35%. Se recomienda un rango del 28 al 32% para tener un producto de calidad. La inversión en las mermeladas ácidas debe mantenerse baja con soluciones "tampones", en las mermeladas de baja acidez se aumenta con la adición de azúcar invertido o de ácido.

c) Acidez y valor de pH.

La capacidad para formarse gel en una mermelada está en función del pH, de la pulpa o del jugo de fruta, por lo que debe ajustarse o controlarse. Por arriba de un pH de 3.4 se tiene un gel inconsistente, por lo cual los valores adecuados para dar una mermelada consistente se sitúa entre 3 y 3.4, y por abajo de $\text{pH} = 3$ se tiene problemas de sinéresis.

d) Condiciones de evaporación.**d.1) Tiempos de evaporación.**

Un tiempo de evaporación corto es de gran importancia para conservar el color y sabor natural de la fruta. Los factores más importantes que afectan el tiempo de evaporación son:

1) La relación entre el evaporador y la superficie de calentamiento, a altas cantidades de mezcla en relación con la superficie de calentamiento se prolonga más tiempo el proceso. Esta relación se hace más desfavorable con un aumento en el tamaño de los evaporadores. La mayoría de los evaporadores para la elaboración de mermeladas tienen una camisa de vapor de forma semiesférica, a manera de ejemplo tenemos que en un evaporador con un diámetro igual a 50 cm. la superficie de calentamiento será de 0.4 m^2 , dando un volumen de 36 lt.; al aumentar el tamaño del equipo a un diámetro igual a un metro, la superficie de calentamiento es de 1.6 m^2 para un volumen de 260 lt. Así, una burbuja para una semiesfera de 50 cm., recorre 25 cm. para llegar a la superficie mientras que para una semiesfera de 1m. la distancia para ascender esta burbuja es de 50 cm., como consecuencia las burbujas de

Capítulo 1 Factores que influyen en la calidad de una evaporación

vapor en un evaporador más grande con sobrecalentamiento constante. En un caso de un sobrecalentamiento, lo que se trata es de un cambio de estado en un proceso de transferencia de masa.

d.2) Temperatura de saturación y humedad

La presión es la temperatura ambiente para un vapor en un evaporador. La evaporación y la condensación se relacionan por la ley de Raoult. La presión de saturación de un líquido depende de la temperatura. La ley de Raoult establece que la presión de vapor de un líquido en un sistema de gases ideales es igual a la presión de vapor del líquido puro multiplicada por su fracción molar en la mezcla.

La ley de Raoult para un sistema de gases ideales es:

Intención: explicar la relación entre la presión de vapor y la temperatura.

En un sistema de gases ideales, la presión de vapor de un líquido en un sistema de gases ideales es igual a la presión de vapor del líquido puro multiplicada por su fracción molar en la mezcla. La ley de Raoult establece que la presión de vapor de un líquido en un sistema de gases ideales es igual a la presión de vapor del líquido puro multiplicada por su fracción molar en la mezcla.

La ley de Raoult para un sistema de gases ideales es:

Intención: explicar la relación entre la presión de vapor y la temperatura.

En un sistema de gases ideales, la presión de vapor de un líquido en un sistema de gases ideales es igual a la presión de vapor del líquido puro multiplicada por su fracción molar en la mezcla. La ley de Raoult establece que la presión de vapor de un líquido en un sistema de gases ideales es igual a la presión de vapor del líquido puro multiplicada por su fracción molar en la mezcla.

vapor en un evaporador más grande son sobrecalentadas experimentando la mezcla un sobrecalentamiento, lo que se traduce como un cambio desfavorable en las características finales de un producto.

d.2) Temperatura de calentamiento y evaporación.

La primera es la temperatura necesaria para empezar a trabajar con los evaporadores y la segunda es la temperatura precisa para hervir la mezcla de mermelada hasta llegar a la concentración en sólidos solubles deseada, estando ambas en función de la presión barométrica, por lo que debe controlarse durante el proceso para evitar una variación en las características finales del producto en diferentes lotes (color, sabor, inversión de azúcar).(23)

1.2.4.- FACTORES QUE INFLUYEN EN LA CALIDAD DE LA MERMELADA.

Relación: Azúcar-Pectina-Ácido.(Formación de gel).

En un medio ácido la pectina está cargada negativamente, la adición de azúcar afecta el equilibrio pectina-agua y a los conglomerados de pectina desestabilizados, y forma una red de fibras formando una estructura capaz de sostener los líquidos. La continuidad y la densidad de las fibras están determinadas por la concentración de pectina. Una alta concentración hace compactas las fibras.

La rigidez de la estructura es afectada por la concentración de azúcar y la acidez. En una alta concentración de azúcar hay menos agua que sostener por la estructura.

El ácido endurece las fibras de la red, pero si la acidez es más alta de la debida afecta su elasticidad resultando una mermelada dura, y en caso extremos hidroliza a la pectina.

Se ha encontrado que la formación de gel tiene lugar solamente dentro de un límite de pH, siendo este para mermeladas de un rango de 3 a 3.4. Por encima de 3.4 ninguna formación de gel ocurre dentro de un límite normal de contenido de sólidos solubles. La concentración de azúcar se sitúa del 67.5%, pero es posible elaborar mermeladas con un alto contenido de pectina y ácido, comprendiendo menos del 60% de azúcar. La cantidad de pectina depende de la calidad de ésta; el 1% debe ser ya suficiente para producir una mermelada consistente (23).

Materias primas

a) Azúcar. Se debe tener especial cuidado al pesarla y agregarla ya que este ingrediente representa el 100% de sólidos solubles. Con un exceso de azúcar rápidamente se llega a los grados Brix establecidos en el producto final y trae como consecuencia un mal cocimiento del producto y una deficiencia en la formación del gel, es decir un producto muy fluido y de baja consistencia. Por otro lado, una baja cantidad de azúcar trae como consecuencia que se tenga un producto muy pastoso o seco y oscuro por el excesivo tiempo que se tarda en llegar a la concentración final.

Esto último por el alto contenido de agua que tienen las frutas, además de que se tienen bajo rendimiento y pérdida por la sustitución de fruta por azúcar.

b) Pectina. El tipo de pectina a usar está en función del tipo de mermelada que se desee fabricar y muy en específico de las condiciones de proceso, ya que hay pectinas que se deben de adicionar a la mitad del proceso para que no se degraden y otras que son sometidas a condiciones extremas de temperatura y son aptas para usarse en productos de hornado por ejemplo. Una selección adecuada permite tener productos de calidad, para esto es recomendable realizar ensayos de gelificación para seleccionar el tipo y concentración.

c) Agua. Este ingrediente influye en la calidad del producto desde el punto de vista de los tiempos de evaporación ya que se presenta una sobrecocción si ésta está presente en una cantidad excesiva, por lo cual es recomendable agregar la misma cantidad para tener un producto uniforme.

d) Acido. Es importante el control de este ingrediente ya que permite que la pectina cumpla con su funciones, el valor recomendado para mermeladas es de 0.5 a 0.8%. Además de que se tiene control en la inversión de azúcar y mejora el gusto del producto.

e) Colorantes. Para algunos tipos de mermeladas donde la variación del color de la fruta prevalece, se hace necesario su adición pero se debe tener un estricto control en su concentración, para no tener problemas en su variación de color en cada lote; por otro lado es necesario el conocimiento de las concentraciones permitidas debido a su grado de toxicidad o reglamentaciones del país donde se utilice.

1.2.5.- DEFECTOS EN MERMELADAS.

Como se vio anteriormente la elaboración de mermeladas está sujeto a un número grande de variables, su control inadecuado provoca alteración en la calidad del producto; entre los principales defectos y sus causas se encuentran:

1) Mermelada poco firme.**Causas.**

- a) Cocción prolongada, causa hidrólisis de la pectina, dando la apariencia de un jarabe.
- b) Una acidez alta da lugar a la ruptura del sistema reticular, causando sinéresis.
- c) Una acidez demasiado baja reduce la capacidad de gelificación, impidiendo la formación del gel.
- d) La fruta o el agua contienen sales minerales que retrasan o impiden por completo la gelificación si se encuentran en concentraciones elevadas.
- e) La fruta carece de pectina o no se ha hecho la adición necesaria para que ocurra la formación de un gel.
- f) Alta concentración de azúcar en relación con la de pectina por una formulación mal equilibrada.
- g) Un excesivo enfriamiento antes del envasado origina la ruptura del gel.

2) Sinéresis.**Causas.**

- a) Acidez demasiado elevada.
- b) Deficiencia de pectina.
- c) Exceso de agua.
- d) Exceso de azúcar invertido.

3) Cambio de color.**Causas:**

- a) Caramelización del azúcar o pardeamiento de la clorofila por una cocción prolongada.
- b) Insuficiente enfriamiento después del envasado, sobre todo en envases grandes.
- c) Pulpa descolorida, pérdida por frutas mal lavadas, el anhídrido sulfuroso enmascara el verdadero color de la fruta y la pérdida de color se manifiesta después de la cocción.
- d) Empleo de soluciones amortiguadoras de pH en exceso .
- e) Contaminación con metales. Los fosfatos de magnesio y potasio, los oxalatos, el estaño y el hierro producen enturbiamiento dando un aspecto lechoso u oscuro.
- f) Causas biológicas. Los daños mecánicos o una excesiva maduración causan un pardeamiento.

4) Cristalización.**Causas.**

- a) Una acidez demasiado excesiva causa una alta inversión del azúcar originando una granulación de la Dextrosa.
- b) Una acidez demasiado baja provoca la granulación de la sacarosa.
- c) Una cocción excesiva provoca una alta inversión.
- d) Remanentes de un lote anterior, lo que puede provocar la granulación de Dextrosa.

5) Endurecimiento o encogimiento de la fruta en la mermelada.**Causas:**

- a) Por una precocción insuficiente de la fruta o piel de ésta. Se presenta cuando la piel o la fruta son demasiado duras, ya que no son capaces de absorber el azúcar correctamente; esto se aprecia para el caso de mermeladas de grosellas negras y en las de frutos cítricos.
- b) Fruto o piel precocidas en agua de elevada dureza.

(23)

1.2.6.- INTERRELACION DE ACTIVIDAD DE AGUA-ACTIVIDAD MICROBIANA EN LA MERMELADA COMO PRODUCTO FINAL.**1.2.6.1.- Tipos de microorganismos que se desarrollan en mermeladas y sus condiciones de crecimiento.**

Los alimentos del hombre están constituidos básicamente por productos vegetales, animales y derivados de estos, que sirven a la vez como sustrato de microorganismos, por lo que es incuestionable que nuestros alimentos tengan una interacción estrecha con estos.

En la mayor parte de los casos los m. o. utilizan a los alimentos como fuente de elementos nutritivos para su multiplicación. Este hecho puede dar lugar a la alteración de los alimentos; el deterioro obedece no solo al incremento de m. o. y a la utilización de sustancias nutritivas, sino también a la producción de cambios enzimáticos que originen modificaciones del sabor y apariencia por degradación o por síntesis de nuevos compuestos.

Si se trata de m. o. patógenos, el problema es crítico desde el punto de vista de salud. De ahí la importancia de conocer los tipos de m. o. que pueden crecer en un alimento en particular. Los m. o. se clasifican en tres grandes grupos:

- Mohos.
- Levaduras.
- Bacterias.

Mohos:

Se conoce como Mohos a ciertos hongos multicelulares filamentosos cuyo crecimiento en los alimentos se conoce fácilmente por su aspecto aterciopelado y sus esporas coloreadas. Pueden crecer sumergidos en el alimento o superficialmente. Se componen de filamentos individuales llamados hifas. Las hifas se clasifican en vegetativas, las cuales son la incorporación de nutrientes y fértiles, que poseen las estructuras reproductoras y soportes aéreos.

Condiciones de crecimiento:

- **Humedad:** Los hongos en general necesitan menos cantidad de agua que la mayor parte que las levaduras y bacterias para su multiplicación. Los alimentos con un contenido de humedad de 14 ó 15% evitan o disminuyen en gran medida el desarrollo de estos.
- **Temperatura:** La mayoría de los mohos son mesófilos crecen a temperatura ambiente dentro 25 y 30 °C y algunos a 35 y 37 °C.
- **Cierto tipo crece a temperaturas bajas llamados psicrófilos, por debajo de 0°C (entre -5 y -10 °C); y unos cuantos crecen a temperaturas elevadas por arriba de 40°C llamados termófilos.**
- **Necesidades de O₂ y pH:** Necesitan O₂ para desarrollarse y su demanda depende del tipo de mohos, el cual se abastece del medio ambiente. El intervalo de pH es de 2 a 8.5, pero casi todos crecen a un pH ácido.
- **Necesidades nutritivas:** utilizan gran diversidad de alimentos tanto sencillos como complejos, generalmente poseen alta cantidad de enzimas hidrolíticas algunas se cultivan para obtener sus amilasas, pectinasas y proteinasas.
- **Inhibidores:** Dentro de los productos químicos que inhiben a los hongos tenemos a los conservadores, como el ácido Sórbito, sorbato de Potasio, Propionatos y Acetatos y otros que son específicamente fungicidas.

(11)

Levaduras.

La mayoría de las levaduras son conocidas como hongos unicelulares microscópicos que no forman micelios y por lo tanto se representan como células sencillas. Las levaduras tienen forma redondeada, ovoide o elongada. La mayoría de las levaduras se reproducen asexualmente por gemación, pero unas pocas especies lo hacen por fisión simple como las bacterias. La gemación es un proceso en que la parte del protoplasma se hincha en sentido externo y la yema así formada aumenta de tamaño hasta la madurez y se separa de la célula madre. El tiempo de regeneración

de la mayoría de las células es de 20 a 30 min. en condiciones ideales. Las células que pueden reproducirse sexualmente se les llama "verdaderas"; este proceso implica la formación de ascosporas, sirviendo a la propia levadura de asca. De aquí que las levaduras verdaderas se clasifiquen como ascomicetos, por el contrario las levaduras "falsas", que no producen ascosporas pertenecen a los hongos imperfectos.

Condiciones de crecimiento:

- Las levaduras necesitan más cantidad de agua que los mohos, las que crecen en concentraciones altas de soluto se llaman osmófilos. La Actividad de agua (A_w) en que crecen es de 0.88-0.90. En particular cada levadura tiene un A_w óptima de crecimiento que están en función del pH, temperatura, propiedades nutritivas del sustrato, demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y presencia de sustancias inhibitoras.
- Temperatura óptima : 25-30 °C.
- No crecen en medio alcalino.
- DBO: La mayoría se desarrollan en medios aerobios, pero hay algunas especies que crecen lentamente en medios anaerobios.
- Sustrato: Su mejor ambiente esta en los alimentos que contienen azúcares y factores que le son satisfactorios.
- El pH ácido, el ácido sórbico, oléico y linoléico inhiben a las esporas.

Bacterias

Son los m. o. más pequeños siendo organismos unicelulares, que crecen a expensas del alimento encima o dentro de este, mediante la absorción de los nutrientes a través de una pared celular. Existen tres tipos según su forma y tamaño: esférica (cocos), de bastón (bacilos), y de bastón corvado (espirilios). Las bacterias típicas miden de 1-3 μ c. de largo por 1 μ c de ancho.

Las células pueden estar separadas, en agregados o en cadenas, pero algunas tienen flagelos que salen de los extremos de la célula colocados en torno a su circunferencia que les sirve para desplazarse. A menudo las células de las bacterias están protegidas por una membrana o cápsula externa que les permite ser resistente al calor o venenos químicos. El riesgo a las bacterias, es la formación de esporas, principalmente de la forma de los bastoncillos que se forma dentro de la célula y son resistentes a condiciones extremas.

Las enzimas que segregan las bacterias desdoblan los alimentos para su absorción; así mismo oxidan, fermentan, pudren, hidrolizan y enrancian a los

alimentos. Estas características, sumadas a la capacidad de sobrevivir al calor o frío extremas y a las altas concentraciones de sal y azúcar, y las funciones fisiológicas específicas hacen que se subdividan en diversas especies. (15)

Condiciones de crecimiento:

La temperatura de crecimiento varía según la especie, los psicrófilos pueden crecer en alimentos frescos hasta una temperatura de $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ y muy raramente a temperaturas de $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$; los mesófilos pueden crecer de 10 a $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, mientras que los termófilos su temperatura es de $55\text{ }^{\circ}\text{C}$. A temperatura por arriba de $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ el número de células bactericas y fúngicas vegetativas decrecen rápidamente excepto algunas especies. Las esporas de bacterias pueden sobrevivir expuestas a temperatura de $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ y más altas durante muchas horas pero a esta temperatura todas las demás formas quedan destruidas.

Las bacterias que dependen para su actividad del oxígeno libre se les denomina aerobias obligadas, son pocas en las que encontramos las pseudomonas, que crecen en la superficie de los alimentos. En el otro extremo están las anaerobias, que crecen en ausencia de O_2 , e incluso los vestigios de O_2 son tóxicos para ellas. Ver fig. (1.15). (12)

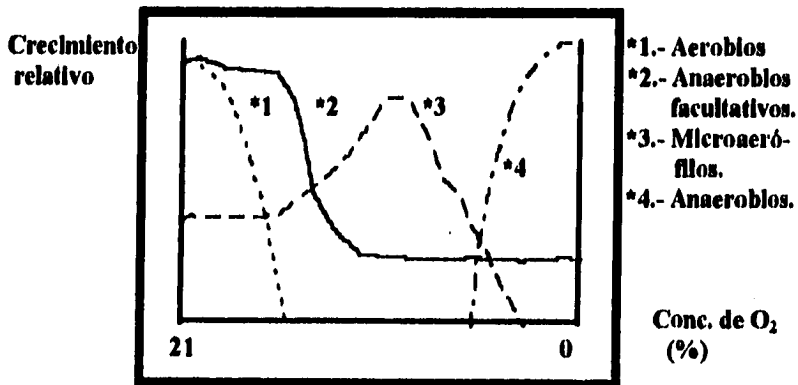


Fig. 1.15.- Relación de crecimiento de m. o. a diferentes conc. de O_2 .

Dentro de los factores químicos tenemos la acidez del producto alimenticio, el cual es un factor condicionante para el desarrollo de las bacterias, ya que es específico de cada especie. La inmensa mayoría de las bacterias no crece a pH inferiores a 4.5, sino que el crecimiento óptimo está en un pH de 7.5, ligeramente alcalino, excepto las bacterias productoras de ácidos, como las del ácido acético y láctico que pueden crecer en un pH de 3.4. Ver fig. (1.16). (21)

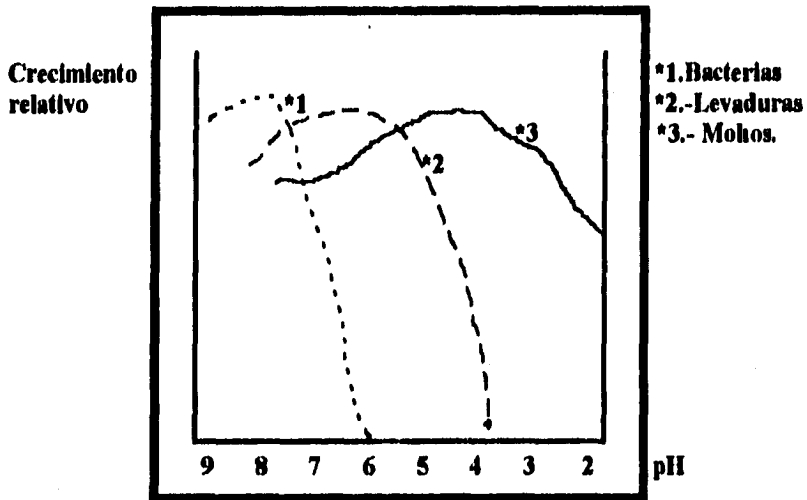


Fig.1.16.- Efectos de acidez en el crecimiento de los m. o.

En lo que respecta al contenido de azúcar en un alimento, una concentración cada vés mayor, ejerce un efecto inhibitor en las bacterias como se ilustra en la fig. (1.17), éstas son las que permiten menos concentración de azúcar que las levaduras y mucho menos que los mohos. Las bacterias no son tolerantes a las condiciones que imperan en productos que contienen concentraciones de azúcar tales como la fruta desecada, cómpotas, dulces o mermeladas.

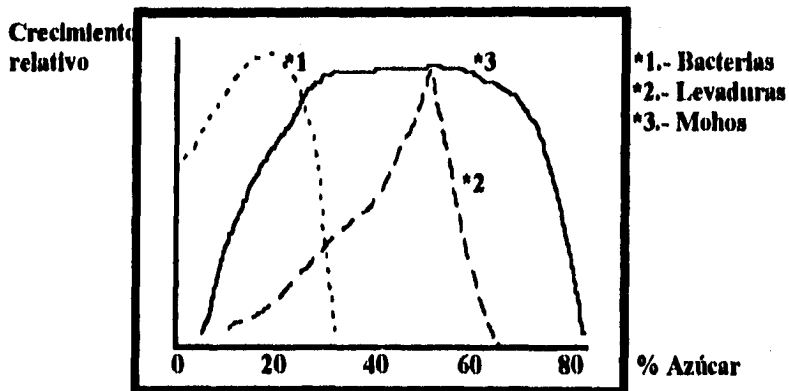


Fig. 1.17.- Efectos de la concentración de azúcar sobre el crecimiento de bacterias, levaduras y hongos.

La sal al igual que el azúcar surte efectos inhibidores en las bacterias excepto las denominadas halófilas que para su crecimiento necesitan de un 10% o más en el medio nutritivo, e incluso las hay aquellas que toleran hasta un 26%.

Dentro de los inhibidores de las bacterias y de los m. o. en general existe una gran diversidad de sustancias químicas presentes en los alimentos, ya sea natural o que se añadan. Ejemplos de sustancias naturales se tiene la lizosima y la conalbúmina en el huevo, las lacteninas en la leche y los aceites de ciertos vegetales. Entre las sustancias que se acumulan como subproducto de un proceso tenemos a los ácidos. (15).

Dentro de los productos químicos que se pueden añadir comúnmente como conservadores, son cuatro y que se encuentran regulados en el Programa Mundial de Alimentos, siendo: SO_2 , Ac. Sórbico, Nitrato de Sodio y Nicina.

1.2.6.2.- Actividad de agua como factor de crecimiento de microorganismos.

Los microorganismos necesitan de agua para su crecimiento y metabolismo y, por lo tanto, cualquier método de eliminación de agua evita la proliferación microbiana. Las necesidades de agua para el crecimiento de los microorganismos se define en términos de la actividad de agua de su ambiente. El crecimiento microbiano no tiene lugar en presencia de agua pura, ni tan poco en ausencia de esta.(22).

El agua presente tanto en alimentos naturales como procesados puede estar más o menos "disponible", se puede decir que se tienen dos tipos de agua: "Agua libre" y "agua ligada", siendo el agua libre la que comúnmente utilizan los m. o. para su desarrollo, además se ha demostrado que el agua ligada puede estar fuertemente unida, lo que hace difícil su disponibilidad de tal forma que el tipo de agua presente en los alimentos es tan importante para la estabilidad del mismo.

El método más sencillo para conocer la mayor o menor "disponibilidad" del agua en los diversos alimentos es la A_w , definida como el descenso de la presión parcial del vapor de agua (11), expresada por la siguiente relación:

$$A_w = \frac{P_w}{P_w^0} = \frac{n_1}{n_1} \dots\dots\dots(1.8)$$

Como se ve, la actividad de agua es una relación entre dos magnitudes de las mismas dimensiones y por consiguiente constituye una medida relativa con relación a un estado "estándar" (11), tomado como término de comparación; el estado estándar del agua pura cuya actividad se fija como norma igual a uno; siendo el valor para soluciones o alimentos inferior a uno. El descenso de ésta actividad físico química se

debe a los constituyentes químicos presentes que movilizan parcialmente al agua y disminuyen así su capacidad a vaporizarse y probablemente su reactividad química. (4)

Valores de A_w para el desarrollo de diversos microorganismos en los alimentos.

El efecto de la actividad de agua sobre el crecimiento de m. o. revisados por Scott (1957) y Christian (1963) demuestran que existen una A_w óptima que permite un crecimiento máximo y cuando reduce la A_w decrece la velocidad de crecimiento microbiana. Esta tendencia varía en diferentes grados dependiendo de los diferentes grupos de m. o. presentes.

Para la clasificación que se dio con anterioridad (Bacterias, Hongos y Levaduras), su actividad de agua óptima es en orden decreciente, es decir, las bacterias normalmente crecen a valores de A_w mayores de 0.90; las levaduras de 0.87 o mayores, y la mayoría de los hongos ya no proliferan a A_w menores de 0.80. Existen excepciones y variaciones (23). En la fig. 1.18 se aprecia en forma gráfica los rangos de actividad de agua en la que se desarrollan los distintos grupos de microorganismos.

El *Staphylococcus aureus*, cultivado anaeróticamente es inhibido a niveles de A_w de 0.90, mientras que en condiciones aerobias, su A_w mínima es de 0.86. Por otra parte las bacterias extremadamente halófilas pueden proliferar en A_w de 0.75, y los hongos y levaduras osmofílicas pueden crecer incluso a A_w de 0.62. Son muchos los factores que influyen en la A_w mínima compatible con el crecimiento microbiano. En general, bajo condiciones desfavorables, como presencia de agentes conservadores, pH bajo, o temperaturas de crecimiento no óptimas, disminuye la capacidad de los m. o. para proliferar a valores bajos de A_w .

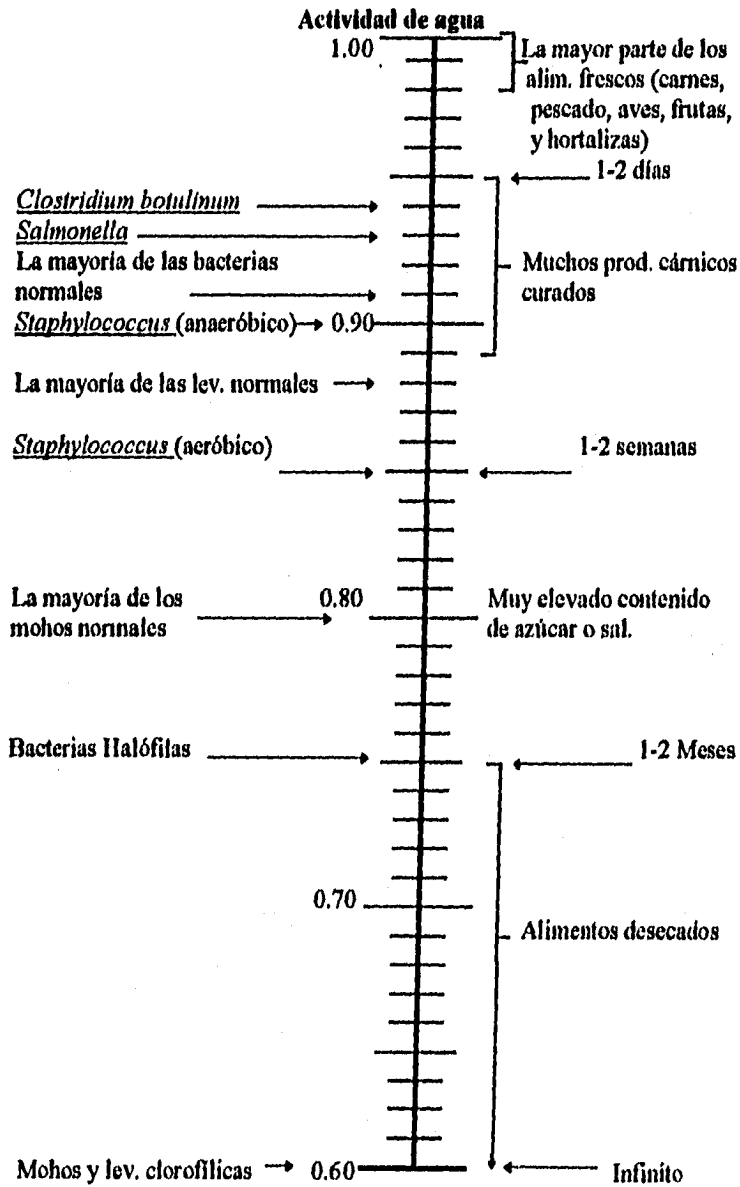


Fig. 1.18.- Relaciones entre A_w y crec. de M. O.; Fuente:(22);1978.

Capítulo 1 La temperatura en la muerte térmica de microorganismos

1.2.7.- LA TEMPERATURA DE PROCESO DE MERMELADAS EN LA MUERTE TÉRMICA DE LOS MICROORGANISMOS.

La calidad de las conservas y su vida de almacén dependen de la materia prima y aditivos utilizados, del estado de los recipientes y de las condiciones de fabricación, almacenamiento y transporte.

Otros aspectos que también se consideran importantes son los factores de temperatura y del tiempo de calentamiento de un proceso, incluyendo la transmisión de calor en el producto.

Las mermeladas, jaleas, confituras y pastas a base de azúcar se conservan fácilmente debido a su alto contenido de azúcar, a la presencia de ácidos y otras sustancias solubles presentes en la fruta y a su escaso contenido acuoso.

Con lo que respecta a la temperatura en la elaboración de mermeladas, está en función del tipo de fruta que se desea procesar. Para frutas muy sensibles al calor como la fresa y la frambuesa es necesario reducir la temperatura de ebullición con el descenso de la presión atmosférica (vacío), con el fin de evitar la excesiva pérdida de sabor o cambios en estas no deseados (caramelización), así también pérdidas de color no característico.

En productos como la jalea de frutas como la guayaba, membrillo, etc. se elaboran a temperatura de ebullición a presión atmosférica donde el color deseado se alcanza a esas condiciones.

El proceso de cocción destruye los m. o. presentes en la materia prima, pero es posible que algunos m. o. esporulados sobrevivan sino se hace una adecuada cocción, no alcanzando las temperaturas y tiempos adecuados o el proceso en sí determina un fallo como método de pasteurización, es decir, las temperaturas y tiempos de calentamiento lo son para el proceso, pero no para una adecuada destrucción microbiana.

En cualquier estudio de termoresistencia debe entenderse bien el concepto de muerte microbiana, el cual puede decirse que es la incapacidad de reproducción de los m. o. al no proporcionárseles las condiciones aptas para su desarrollo, hasta ahora conocidas. Las formas vegetativas de hongos, levaduras y bacterias se destruyen casi instantáneamente a 100 °C., pero las esporas de ciertas bacterias son extraordinariamente resistentes al calor. De esta manera encontrar la muerte bacteriana, está en función de la temperatura y del tiempo, que varía en diferentes especies permaneciendo los demás factores constantes, para ello las condiciones

Capítulo 1 La temperatura en la muerte térmica de microorganismos

letales de un m. o. no pueden expresarse solo en términos de temperatura, sino también señalar un tiempo de exposición a una temperatura determinada.

Para la evaluación de un proceso se requieren los datos de muerte térmica referidas a más de una temperatura. Tal curva se obtiene representando en escala logarítmica el tiempo de muerte térmica frente a una temperatura de calentamiento. El tiempo de muerte térmica (TDT) puede definirse como el tiempo requerido a una temp. específica, para inactivar una proporción de esporas; cuanto mayor sea la proporción mayor es el margen de seguridad.

La inclinación de la curva TDT se define como "Z" que es el número de grados de la línea que atraviesa un ciclo logarítmico del tiempo de muerte térmica. El valor para el *Cl. botulinum* es normalmente de 10 °C. El valor de Z depende del tipo de m. o. y del medio en que se suspende durante su calentamiento, y de su recuperación. Perkin y col. (1950), Stumbo y col. (1975) consideran que el valor más usado para la mayoría de m. o. es de 7.8. Por lo tanto las esporas son más resistentes a valores menores de temperatura de 121.1 °C. y menos resistentes a temperaturas mayores de 121.1 °C. que las precisadas cuando se usan un valor de $Z=10$ °C. Ver fig. (1.19).

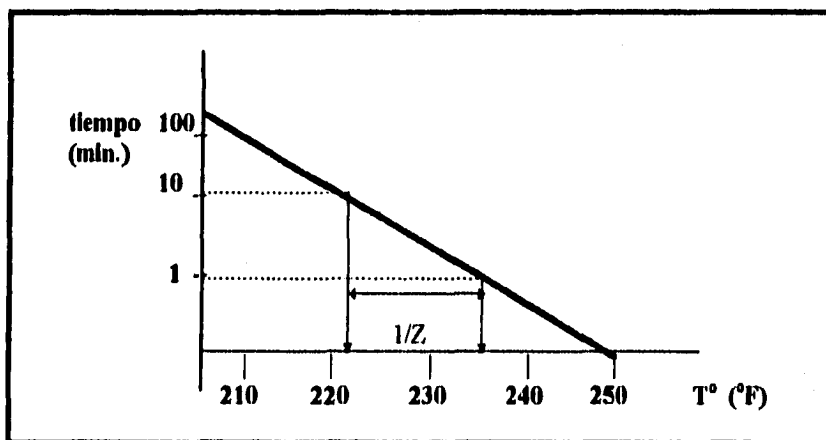


Fig. 1.19.- Representación de Z.
Fuente: Herson A.C, Conservas alimenticias, 1980.

Por otro lado tenemos el valor "D₀", otra representación de la muerte térmica, que se refiere al tiempo de reducción decimal: Tiempo de exposición al calor expresado en min. para reducir la población viva de m. o. a una 1/10 de la parte inicial de estos a una temperatura cte. Ver la Fig.(1.20).

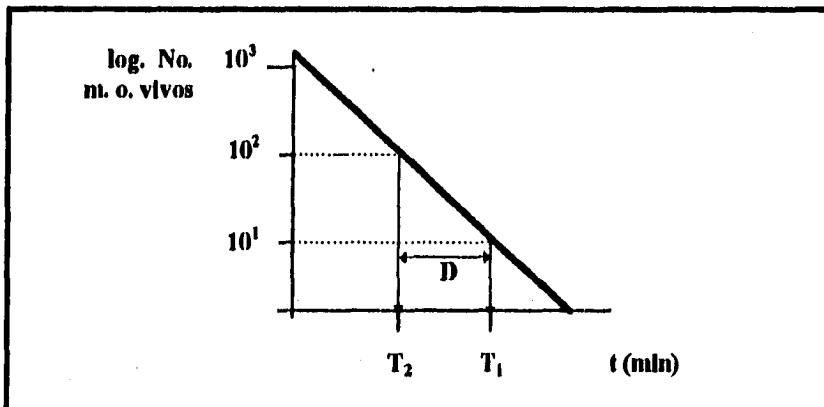


Fig. 1.20.- Curva de muerte térmica.
Fuente: Herson A.C., Conservas alimenticias, 1980.

Por ejemplo, un proceso de una duración D_0 min. inactivará el 90% de las esporas y la representación de D frente a la correspondiente temperatura dará una curva TDT, cualquiera de cuyas partes determinará las condiciones de tiempo y temperatura.

Las curvas TDT corrientemente son referidas a un grado de inactivación del *Cl. botulinum* equivalente a un proceso de $12D_0$.

Para establecer la intensidad con que los alimentos deben procesarse, es necesario prestar atención a las probabilidades de supervivencia térmica de las esporas, cosa que la muerte sigue un caso práctico de tipo logarítmico. Ello significa que si una muestra, de un tamaño dado, se somete a un calentamiento a temperatura cte. en cada unidad sucesiva de unidad de tiempo se destruye la misma proporción de bacterias sobrevivientes. La curva de supervivencia térmica puede definirse mediante la ec.:

$$t = D_0 \cdot (\log. a - \log. b) \dots \dots \dots (1.9)$$

El factor de reducción decimal debe aplicarse a un m. o. conocido, y para que tenga seguridad, el m. o. en cuestión ha de ser significativamente importante; el seleccionado para los alimentos de acidez media a baja ($pH > 4.5$) es el *Cl. Botulinum*.

Se ha ideado una unidad de medida que se utiliza para comparar el poder esterilizante relativo de diferentes tratamientos térmicos. Esta unidad equivale a 1 min. a $121.1^\circ C.$, se indica con el símbolo F ; usando las coordenadas de la curva

Capítulo 1 La temperatura en la muerte térmica de microorganismos

TDT, a partir de este punto pueden trazarse diversas líneas rectas correspondientes a los distintos valores de Z. Para definir totalmente a F, los valores de Z se indican como exponentes, ejemplo: F⁸, F⁹, F¹⁰. Puesto que los valores de Z de la curva de destrucción térmica del *Cl. botulinum* es de 10 °C, y dado que este valor es muy corrientemente usado en la mayoría de las esporas F¹⁰_{121.1 °C} se escribe generalmente como F₀. La ecuación que representa a el equivalente en min. que debe permanecer una temperatura para destruir los m. o. en un alimento y relacionado con la muerte térmica del *Cl. botulinum* es:

$$F_0 = \frac{1}{\log^{-1}\left(\frac{250-T}{Z}\right)} \dots\dots\dots(1.10)$$

Influencia del pH en el tratamiento térmico.

A valores de pH menores que 4.5 no existe riesgo alguno de producción de toxina de *Cl. botulinum*. Por otro lado, los m. o. productores de alteración son relativamente termolábiles, por lo que los tratamientos son menos duros. Para los alimentos ácidos (pH= 4.0 a 4.5), el tratamiento se ajusta generalmente a un punto donde se reduzca el "amargor" por el crecimiento de m. o. *Bacillus coagulans*. Ello permite al mismo tiempo evitar la alteración por mesófilos, como la *B. polymixa*, *B. macerans*, y por anaerobios butíricos. Para estos casos basta un F¹⁰_{121.1°C} = 0.7.

Los alimentos cuyo pH es menor que 4, como en el caso de las conservas (mermeladas, jaleas, frutas y hortalizas), generalmente no sufren más alteraciones que las provocadas por bacterias no esporuladas, levaduras y mohos por lo que en consecuencia no necesitan de tratamientos a presión. Para tales productos no es conveniente emplear la temperatura de referencia de los 121.1°C., por lo que los valores de D de estos m. o. significativos se dan a temperaturas menores de 65 o 70 °C.(Stumbo, 1973). Stumbo ha señalado para los *Lactobacillus*, *Leuconostoc*, Levaduras y Mohos unos valores D_{65.3 °C}. de 0.5 a 1.0 min.

Así, de lo anteriormente visto, es necesario reconsiderar de acuerdo a las características de la fruta, temperatura de proceso y tiempo de este, si es útil aplicar una pasteurización posterior al producto, claro está, auxiliándose de otras pruebas como: A_w, acidez, eficacia de los conservadores adicionados y pruebas microbiológicas, que determinen un indicio de crecimiento microbiano; o por el contrario que aseguren la calidad del producto, en respuesta a un efectivo tratamiento térmico y de proceso. (14).

1.2.8 CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LA FRAMBUESA PARA LA ELABORACION DE MERMELEDA.

La frambuesa es del género fr. Frambois; femenino botánico y agri., fruto del frambueso. Es un fruto múltiple que está formado por pequeñas drupas amarillentas o de color rojizo, agrupados alrededor de un receptáculo cónico.

La frambuesa después de la fresa es la fruta más popular para la fabricación de la mermelada en los países productores de este tipo de fruta (países Europeos). La mayoría de las variedades rojas son muy apropiadas para hacer mermelada, ya que presentan un color y sabor característico. Su composición se presenta en la tabla 1.4.

Tabla 1.4. Composición de frambuesa.

COMPONENTE	CANTIDAD
Acidez (Ac. Cltrico hid.)	1.2 - 3.4
pH	2.9 - 3.4
°Brix	4.5 - 8.0
Pectina	0.4 - 0.8

Los puntos principales que debe reunir la fruta para la fabricación de la mermelada son:

- Sabor: El fruto debe conservar el sabor fuerte y característico.
- Color: Debe ser escarlata o carmesí, lo más uniformemente posible.
- Tamaño: El fruto puede ser de tamaño variado, ya que se forma una mezcla homogénea durante el proceso.
- Textura. Las bayas deben de ser lo suficientemente consistentes para evitar pérdidas innecesarias de jugo, ya sea durante el transporte, almacenamiento de materia prima o proceso.
- Cuando la fruta no se va a utilizar inmediatamente es recomendable conservarla en contenedores que retengan el jugo para evitar mermas. Previo lavado y desinfectado del contenedor y la fruta, ya que si se quiere aprovechar el jugo desprendido de la fruta es necesario que esté en condiciones higiénicas.
- Semillas: Estas no deben ser demasiado grandes ni numerosas, para evitar el fenómeno de la ceguera, es decir, absorben el color o enturbian la mermelada dando al producto final la ausencia de estas. (24)

1.3.- ESCALAMIENTO.**1.3.1.- DEFINICION.**

El término "escalamiento", se entiende desde el punto de vista técnico como el proceso mediante el cual se transfieren condiciones y resultados de un proceso de una escala a otra. Generalmente se hace de una escala pequeña a una grande, por ejemplo cuando se experimenta a nivel laboratorio o piloto se han encontrado las condiciones óptimas de un proceso en específico y existe la necesidad de transferir estas condiciones a equipos de mayor capacidad con la finalidad de lograr una mayor producción.

Objetivo:

Uno de los objetivos del escalamiento es suministrar datos de diseño de un proyecto como fase previa a una planta industrial e incluso producir pequeñas cantidades en planta piloto.

Otro objetivo, es estudiar el comportamiento de una planta industrial en funcionamiento, de la cual la planta pequeña es una replica de esta y cuya principal misión es mostrar los efectos de cambios de forma y condiciones de operación más rápida y económicamente de lo que sería viable mediante experimentos en aquella.(23)

Antes de realizar un escalamiento es necesario determinar las condiciones y las variables que intervienen en el proceso para establecer las condiciones que permitan dicho escalamiento. Una herramienta útil, es la aplicación de un análisis dimensional o las variables que en un fenómeno en específico intervienen; también es factible la utilización de números adimensionales ya establecidos que también son el resultado de un análisis dimensional, que explican con ellos los diferentes fenómenos físicos.

1.3.2.- ANALISIS DIMENSIONAL.

En el análisis dimensional, se hace una relación de las variables que intervienen en un fenómeno para establecer las ecuaciones que lo rigen, ya sea en forma homogénea o heterogénea, es decir si de la relación resulta una ecuación sin unidades de dimensión la ecuación es homogénea entre ambos miembros de esta. Por otro lado si las ecuaciones resultantes tienen unidades de medida entre ambos miembros, y el factor de proporcionalidad requerirá de sus propias unidades para hacer homogénea a los dos miembros, la ecuación es heterogénea. Por ejemplo: En el estudio de la transmisión de calor, la ecuación que rige este fenómeno es:

$$h = 0.5 \left(\frac{\Delta T}{D} \right)^{0.23} \dots\dots\dots(1.11)$$

Donde:

h = Coeficiente de transmisión de calor [=] BTU/hrft²°F

ΔT = diferencias de temperaturas entre la pared del tubo y la circundante [=]°F.

D= Diámetro del tubo [=] in.

0.5= Es la cte. numérica (dimensional con sus propias unidades para homogeneizar la ecuación.

Es importante señalar que para hacer un análisis dimensional, todas las variables involucradas se deben de manejar en el mismo sistema de unidades.

1.3.2.1.- Métodos de análisis dimensional.

Los principales métodos del análisis dimensional son tres:

1. Método de Buckingham.
2. Método de Rayleigh.
3. Método de ecuaciones diferenciales.

De los que más se han estudiado y que tienen mayor aplicación son los dos primeros, que se describen a continuación.

1.- Método de Buckingham.

Este método para su aplicación se rige de los siguientes pasos:
 Considerar y establecer las variables que influyen en el fenómeno de que se trate. A manera de ejemplo, tenemos que la caída de presión, ΔP debido al rozamiento de las paredes en un tubo pueden influir el diámetro, la distancia L, la rugosidad de la pared ε, la densidad ρ, la viscosidad μ y la velocidad V del fluido.

1.- Se formulan las ecuaciones para cada una de las variables en función de las unidades fundamentales de estas; establecidas en cualquier sistema de unidades que se desee, por ejemplo: [P] = Kg/cm² = F.L⁻²

$$[\rho] = \text{Kg/m}^3 = \text{m.L}^{-3}, \dots \text{y así sucesivamente.}$$

Si hay diversas variables con las mismas unidades fundamentales se escoge solo una de ellas para el análisis y añadir al final de este las restantes a los grupos adimensionales resultantes. Ejemplo:

[D]= unidad de longitud = metros =L
 [L]= unidad de longitud metros = L
 [e]= unidad de longitud = metros = L.

2.- Formar la matriz con los exponentes de cada magnitud fundamental de cada variable y/o cte. universal que influya en el fenómeno. Ejemplo:

	P	D	ρ	μ	V	gc
L	-2	1	-3		
M	0	0	1		
F	1	0	0		
t	0	0	0		

3.-Determinar el valor de J de la matriz. Donde J es el número de magnitudes fundamentales. Del ejemplo tenemos: 4 (L, M, T, t).

4.- Determinar el valor de "I", donde I= No. de grupos sin dimensión, que será igual al número de variables (n), quedando: $y= n - J$. Del ejemplo, para la matriz de paso 4, tenemos:

$$I=6 - 4 = 2$$

Donde el número 2 significa que la relación de las variables que influyen en el fenómeno se reduce a dos razones adimensionales Π , que explican el fenómeno.

5.- Se forman cada grupo Π con las n variables y denotarlos con una letra en forma de exponentes. Del ejemplo:

$$\Pi_1 = \rho^a \mu^{b1} V^{c1} gc^{d1} \Delta P$$

$$\Pi_2 = \rho^{a2} \mu^{b2} V^{c2} gc^{d2} D ,$$

donde la última variable queda elevada a la unidad de cada grupo.

6.- Sustituir para cada grupo "pi" formado, a cada unas de las variables por sus unidades fundamentales e igualar a cero. Del ejemplo, para Π_1 :

$$0 = (M L^{-3})^{a1} (M L^{-1} t^{-1})^{b1} (L t^{-1})^{c1} (M L t^{-2} F^{-1})^{d1} (F L^{-2})^1$$

7.- Sumar los exponentes de cada una de las variables y separarlos en ec. independientes para cada una de las magnitudes fundamentales, de tal forma que el número de ecuaciones sea igual a J con igual número de incógnitas. Es decir:

$$L: 0 = -3a_1 - b_1 + c_1 + d_1 - 2$$

$$M: 0 = a_1 + b_1 + d_1$$

$$F: 0 = -d_1 + 1$$

$$t: 0 = -b_1 - c_1 - 2d_1$$

Esto debe hacerse para cada grupo adimensional resultante.

8.- Resolver el sistema de ecuaciones para encontrar cada una de las incógnitas.

9.- Sustituir el valor encontrado para cada una de las incógnitas en cada una de sus variables correspondientes.

10.- Agrupar las variables para formar una razón adimensional en forma algebraica. Del ejemplo:

$$\Pi_1 = \rho^{-1} \cdot V^{-2} \cdot gc^{-1} \Delta P^1 = \frac{\Delta P \cdot gc}{V^2 \cdot \rho}$$

2.- Método de Rayleigh.

En la aplicación de este método se siguen los siguientes pasos:

1.- Considerar y establecer las variables que intervienen en el fenómeno a estudiar. Siguiendo con las variables del ejemplo anterior, es decir:

$$\Delta P, D, L, \epsilon, \rho, \mu, V$$

2.- De las variables anteriores se selecciona la de mayor interés o la de estudio y se expresa como función exponencial de las demás y de las posibles constantes, o sea:

$$X_1 = k (X_2^{a_2} X_3^{a_3} \dots X_n^{a_n})$$

Del ejemplo:

$$\Delta P = k (D^{a_2} L^{a_3} \epsilon^{a_4} \rho^{a_5} \mu^{a_6} V^{a_7} gc^{a_8})$$

3.- Se sustituye cada una de las variables por sus unidades fundamentales .
Del ejemplo:

$$F L^{-2} = L^{a_2} L^{a_3} L^{a_4} (M L^{-3})^{a_5} (M L^{-1} t^{-1})^{a_6} (L t^{-1})^{a_7} (M L t^{-2} F^{-1})^{a_8}$$

4.- Sumar los exponentes de cada una de las variables y separarlos en ecuaciones independientes para cada una de las magnitudes fundamentales. Por ejemplo:

$$\begin{aligned} L: -2 &= a_2 + a_3 + a_4 - 3a_5 - a_6 + a_7 + a_8 \\ M: 0 &= a_5 + a_6 + a_8 \\ F: 1 &= -a_8 \\ t: a &= -a_6 - a_7 - 2a_8 \end{aligned}$$

5.- El siguiente paso es resolver el sistema de ecuaciones. Para este método generalmente el No. de incógnitas (n) es mayor que el No. de ecuaciones (p), por lo que se utiliza la siguiente expresión que pone a las variables en función de otras. (n - l - p) = No. de exponentes o incógnitas elegidos, y se resuelve el sistema para las incógnitas restantes en función de las elegidas. A ejemplo:

Si se elige a₃, a₄ y a₆, las ecuaciones quedarán de esta manera:

$$\begin{aligned} a_2 &= -a_3 - a_4 - a_6 \\ a_5 &= 1 - a_6 \\ a_7 &= 2 - a_6 \\ a_8 &= -1 \end{aligned}$$

6.- Sustituir los valores de los exponentes que no fueron elegidos (a₂, a₅, a₇ y a₈) en forma de función exponencial del paso 2. Ejemplo:

$$\Delta P = k D^{(-a_3 - a_4 - a_6)} L^{a_3} E^{a_4} \rho^{(1 - a_6)} \mu^{a_6} V^{(2 - a_6)} gc^{-1},$$

7.- Agrupar las magnitudes elevadas a los mismos exponentes y acomodarlos en grupos:

$$\Delta P gc / V^2 \rho = k [(L/D)^{a_3} (E/D)^{a_4} (\mu/V D \rho)^{a_6}]$$

De tal manera que un conjunto de razones adimensionales este en función de uno de ellos, de la forma:

$$\Pi_1 = f(\Pi_2, \Pi_3, \dots, \Pi_n) \dots\dots\dots(1.12)$$

Aplicado al ejemplo, es:

$$\frac{\Delta P \cdot g_c}{V^2 \cdot \rho} = \frac{V \cdot D \cdot \rho}{\mu} \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\varepsilon}{D}$$

El resultado es idéntico al método de Buckingham, los números adimensionales L/D y ε/D , son los que por el método de Buckingham se asignaron automáticamente por repetirse las unidades fundamentales de las variables.

3.- Método de ecuaciones diferenciales.

Los dos métodos anteriores se limitan a agrupar en razones o números adimensionales un cierto número de variables que se supone influye en un determinado fenómeno, sin contribución alguna a la selección de aquellas razones.

En cambio, este método, al partir de ecuaciones diferenciales de conservación de materia, cantidad de movimiento y energía que puedan resultar aplicables a un problema determinado, así como de las condiciones límites (iniciales y de contorno) que procedan, es poco probable que se omita ninguna variable relevante, cosa que sólo sucedería si la expresión de estas últimas fuera incorrecta.

Dada la homogeneidad dimensional de todas las ecuaciones de conservación, si en cada una de ellas se dividieran todos sus términos por uno cualquiera de los mismos, resultarán tantas relaciones adimensionales independientes como términos menos uno. Completadas las razones adimensionales que así se obtengan de las ecuaciones con las que puedan deducirse de las condiciones límite se habrá completado el análisis dimensional, con la ventaja adicional de apreciarse claramente el significado físico de todas las razones obtenidas.

Después de un estudio realizado con detalle por Kiklenberg y Mooy obtuvieron una serie de ecuaciones diferenciales de conservación simplificadas para los tres tipos de transporte que se pueden observar en la Tabla 1.5 (23).

Tabla 1.5.- Ecuaciones de conservación de simplificadas.

Corriente de propiedad	Por convección	Por transporte molecular	Por Generación					
			III ₁	III ₂	III ₃	III ₄		
Ecuación de conservación								
Cantidad de movimiento*	$\rho \bar{v} \nabla \cdot \bar{v}$	$= \mu \nabla^2 \bar{v}$	$- \nabla p$	$+$	$\rho \bar{g}$	$- \rho \beta \bar{g} (T - \bar{T}) - \rho \bar{\epsilon}_A \bar{g} (\rho - \bar{\rho})$	(1.13)	
Energía**	$\rho C_p v \nabla T$	$=$	$K \nabla^2 T$	$-$	$h_{AB} r_A$	$+$	$\mu \phi_v$	(1.14)
Componente A	$v \cdot \nabla \rho_A$	$=$	$M_B / M_{AB} \nabla^2 \rho_A$	$+$	r_A		(1.15)	

*En esta sección, el término III₁ aparece exclusivamente cuando la convección natural es despreciable.

** $h_{AB} = h_A - h_B = h_A / M_A - h_B / M_B$, siendo h_A y h_B las entalpías molares parciales de A y B, respectivamente, y M_A , M_B los respectivos pesos moleculares.

Fuente: Ingeniería Química. Sotelo Sancho J.L. ; 1983.

Capítulo 1 Grupos adim. que relacionan las variables en la transf. de calor

1.3.3.- GRUPOS ADIMENSIONALES QUE RELACIONAN LAS VARIABLES QUE INFLUYEN EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR.

En la mayoría de los procesos que implican la transferencia de calor tanto en líquidos como gases interviene la convección y la conducción, aunque esta última es menos importante.

En los procesos industriales, a la convección se le da la importancia por los efectos que causa sobre la velocidad en la transferencia de calor, la cual aumenta o disminuye el coeficiente de transferencia de calor.

También tenemos, que el tipo de flujo, ya sea laminar o turbulento ejerce un efecto considerable en dicho coeficiente denominado coeficiente de película, ya que mayor parte de la resistencia a la transferencia se encuentra en forma de una película delgada cercana a la pared, de lo que se deduce que mientras más turbulento sea el flujo mayor será el coeficiente.

La mayoría de las correlaciones para predecir los coeficientes de transferencia de calor son semiempíricas y dependen de las propiedades físicas del fluido, su velocidad, de la diferencial de temperaturas y de la geometría del sistema físico (equipo). Para establecer las relaciones de datos de los coeficientes de transferencia se utilizan números adimensionales de los cuales los más importantes son el No. de Reynolds y el No. de Prandtl y el No. de Nusselt. (10). En la tabla 1.6 se muestran los diferentes números adimensionales que son el resultado de la integración de los diferentes ecuaciones de conservación.

La integración de cada uno de ellos, para las condiciones límites que procedan proporcionarán los perfiles de velocidad, temperatura y concentraciones en los sistemas que se trate, deduciéndose de ellos evidentemente los flujos de cantidad de movimiento (tensiones de rozamiento), de calor y de los componentes en los puntos que se desee.

Por consiguiente para que exista semejanza entre dos sistemas respecto a cada uno de los fenómenos de transporte, es indispensable que las ecuaciones diferenciales de conservación que representan sean idénticos en ambas condiciones límites tales, que a partir de la integración de las mismas se lleguen a perfiles de velocidad, temperaturas o concentraciones geoméricamente semejantes correspondientes de los mismos. (23).

Capítulo 1 Grupos adim. que relacionan las variables en la transf. de calor

Tabla 1.6 Grupos adimensionales.

CANTIDAD DE MOVIMIENTO	ENERGIA	MATERIA
<p>[1.13] I/II</p> <p>Fuerzas de Inercia</p> <p>Fuerzas de Rozamiento</p> <p>No. de Reynolds</p> $Re = \frac{V \rho L}{\mu}$	<p>[1.14] I/II</p> <p>Corrientes convectivas</p> <p>Corrientes conductivas</p> <p>No. de Peclet</p> $Pe = \frac{\rho C_p V L}{k}$	<p>[1.15] I/II</p> <p>Corrientes convectivas A</p> <p>Corrientes diferencial A</p> <p>No. de Peclet másico</p> $Pe_{AB} = \frac{V L}{D_{AB}}$
<p>[1.13] III₁/I.</p> <p>Fuerzas de Presión</p> <p>Fuerzas de inercia</p> <p>No. de Euler</p> $Eu = \frac{p}{\rho V^2}$	<p>[1.14] I/II = Pe</p> <p>[1.13] I/II = Re</p> <p>No. de Prandtl</p> $Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{C_p \mu}{k}$	<p>[1.15] $\frac{I/II}{I/II} = \frac{Pe_{AB}}{Re}$</p> <p>[1.14] $\frac{I/II}{I/II} = \frac{Pe_{AB}}{Re}$</p> <p>No. de Schmidt.</p> $Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$
<p>[1.13] I/III₂</p> <p>Fuerzas de inercia</p> <p>Fuerzas de gravedad</p> <p>No. de Froude</p> $Fr = \frac{V^2}{L g}$	<p>[1.14] III₂/I</p> <p>Corrientes de calor con reacción química.</p> <p>Corrientes convectivas de calor</p> <p>No. de Damköhler III</p> $Da_{III} = \frac{h_{AB} r_A L}{\rho C_p V T}$	<p>[1.15] $\frac{III_2}{I}$</p> <p>Corrientes de A con reacción química</p> <p>Corrientes convectivas d' A</p> <p>No. de Damköhler I</p> $Da_I = \frac{r_A' L}{V \rho}$

Fuente: Sotelo Sancho, Ingeniería química, 1983.

Continúa...

Capítulo 1 Grupos adm. que relacionan las variables en la transf. de calor

Tabla 1.6. (continuación)

CANTIDAD DE MOVIMIENTO	ENERGIA	MATERIA
$[1.13] \frac{I}{II} \frac{III_2}{II}$ <p>(Fuerzas de inercia) (Fuerzas Convectivas térmicas) (Fuerzas de rozamiento)²</p> <p>No. de Grashof</p> $Gr = \frac{r^2 L^2 g \bar{\beta} \Delta T}{\mu^2}$	$[1.14] \frac{III_2}{II}$ <p>Corrientes de calor con reacción química</p> <hr/> <p>Corrientes conductivas de calor</p> <p>No. de Damköhler IV</p> $Da_{IV} = \frac{\bar{h}_{AB} r_A L^2}{K T} = \frac{Da_{III}}{Pe}$	$[1.15] \frac{III_2}{II}$ <p>Corrientes de A con reacción química</p> <hr/> <p>Corrientes convectivas A</p> <p>No. de Damköhler I.</p> $Da_{II} = \frac{r'_A L^2}{Da_{AB} \rho_A} = \frac{Da_I}{Pe_{AB}}$
$[1.13] \frac{I}{II} \frac{III_4}{II}$ <p>(F. de inercia) (Fuerzas convectivas de conc.) (Fuerzas de rozamiento)²</p> <p>No. de Grashof de conc.</p> $Gr_{AB} = \frac{r^2 L^3 g \xi_A \Delta \rho_A}{\mu^2}$	$[1.14] \frac{III_4}{II}$ <p>Corrientes disipadoras de energía-</p> <hr/> <p>Corrientes conductivas de calor</p> <p>No. de Brinkman</p> $Br = \frac{\mu V_A}{K T}$	
	$[1.14] \frac{I+II}{II} = \frac{h\Delta T/L}{II}$ <p>Corrientes convectivas y conductivas de calor</p> <hr/> <p>Corrientes conductivas de calor</p> <p>No. de Nusselt</p> $Nu_L = \frac{hL}{K}$	$[1.15] \frac{I+II}{II} = \frac{k_A \Delta \rho_A / L}{II}$ <p>Corrientes convectivas y diferenciales de A</p> <hr/> <p>Corrientes diferenciales de A</p> <p>No. de Nusselt másico</p> $Nu_{AB} = \frac{K_A L}{D_{AB}}$

Fuente: Sotelo Sancho, Ingeniería química, 1983.

Continúa...

Capítulo 1 Grupos adim. que relacionan las variables en la transf. de calor

Tabla 1.6 (continuación)

CANTIDAD DE MOVIMIENTO	ENERGIA	MATERIA
	<p>[1.14] $\frac{I+II}{I} = \frac{h\Delta T/L}{I}$</p> <p>Corrientes convectivas y conductivas</p> <hr/> <p>Corrientes convectivas de calor</p> <p>No. de Stanton</p> $St = \frac{h}{\rho C_p V} = \frac{Nu}{Pe}$	<p>[1.15] $\frac{I+II}{I} = \frac{k_A \Delta \rho_A / L}{I}$</p> <p>Corrientes convectivas y diferenciales de A</p> <hr/> <p>Corrientes convectivas de A</p> <p>No. de Sherwood</p> $Sh = \frac{K_A}{V} = \frac{Nu_{AB}}{Pe_{AB}}$
<p>[1.13] $\frac{I}{\sigma_s / L^2}$</p> <p>Fuerzas de inercia</p> <hr/> <p>Fuerzas de tensión superficial</p> <p>No. de Weber</p> $We = \frac{rV^2L}{\sigma_s}$	<p>[1.14] $\frac{I}{\sigma \epsilon T^4 / L}$</p> <p>Corrientes convectivas de calor</p> <hr/> <p>Corrientes de radiación de calor</p> <p>No. de Thring</p> $Th = \frac{rC_p V}{\sigma \epsilon T^4}$	
	<p>Temperatura de emisor</p> <hr/> <p>Temperatura de receptor</p> <p>Razon de temperaturas</p> $rT = \frac{T_s}{T_r}$	

Fuente: Sotelo Sancho, Ingeniería Química, 1983.

Capítulo 1 Grupos adim. que relacionan las variables en la transf. de calor

De la tabla anterior los números adimensionales que más explican y contribuyen al estudio sobre la transferencia de calor por las variables que relacionan, se encuentran el No. de Re, el No. de Pr., Nu y el No. de Gr.

El No. de Reynolds.- Relaciona las fuerzas de inercia entre las fuerzas de rozamiento, es decir relaciona el impulso y las fuerzas viscosas de un fluido reflejando un índice de flujo. (27),(8).

El No. de Prandtl.- Es la relación del componente cortante de la difusividad de ímpetu μ/ρ , a la difusividad de calor $K/\rho cp$, y correlaciona físicamente al espesor relativo de las capa hidrodinámica con la capa límite térmica.(10)

El No. de Nusselt.- relaciona el flujo convectivo y conductivo. Estudia los dos mecanismos de transferencia que se presentan simultáneamente en un proceso y contempla las fuerzas de inercia y de resistencia del fluido así como la difusividad de calor de este.

Según el tipo de convección que predomina (natural o forzada) en el proceso puede utilizarse cualquiera de las dos ecuaciones siguientes, para el estudio de la transferencia de calor:

- 1.- $Nu. = f(Gr, Pr.)$ Para convección natural.
- 2.- $Nu. = f(Re, Pr.)$ Para convección forzada.

Donde:

Gr. = no de Grashof

(23)

El No. de Gr., es un número adimensional que puede interpretarse físicamente como el cociente de las fuerzas de empuje a las fuerzas viscosas en la convección natural, quedando definido como:

$$Gr = \frac{(g\beta(T_s - T_w) \cdot L^3)}{\mu^2}$$

(18)

1.3.4.- TEORIA DE LA SEMEJANZA.

Regresando al planteamiento del escalamiento, se sabe que todo proceso es complejo, en el sentido de que se presentan una diversidad de variables y también pueden participar los tres mecanismos de transporte, como lo son: transferencia de momentum, energía y materia donde en ocasiones hay reacciones.

El principio de semejanza no sólo se basa en la forma y el tamaño de los equipos de proceso, y composición del producto, sino que se pone en juego todos los mecanismos de transporte antes mencionados, es decir perfiles de fuerza, velocidades, temperaturas, y/o concentraciones.

El principio de semejanza de esta manera, se expresa como una relación lineal:

$$m' = k * m \dots\dots\dots(1.16)$$

Donde:

- m' = Prototipo o nivel industrial.
- m = Maqueta o nivel piloto.
- k = Cte. de proporcionalidad o factor de escala.

Si las variables en juego están inmersas en el factor de proporcionalidad en su totalidad, se dice que hay una semejanza total: Por el contrario si no todas las variables entran en juego, se dice que hay una semejanza parcial.

La teoría de la semejanza puede explicar un sistema sencillo o uno sumamente complejo donde participen las tres propiedades extensivas de transporte: Energía, materia y movimiento. Aun con la posibilidad de que ocurra una reacción química, donde todo el sistema prototipo como el de maqueta guarden una relación en el equipo y las propiedades del fluido y las demás condiciones de proceso.

En la fig. (1.21) se representa a manera de ejemplo, a dos modelos de tuberías en la que fluyen dos fluidos en régimen laminar y estacionario, de mezclas binarias A+B y A'+B' para prototipo y maqueta respectivamente.

Como se trata de coordenadas cilíndricas, las características del equipo son:

Longitud (L), Diámetro (d), Espesor (e), Rugosidad de la pared (ε). Y su razón de simetría en ambos sistemas debe ser constante de tal manera que entre dos puntos P_m y P_p se cumpla esta, es decir:

$$\frac{N'}{N} = \frac{r'}{r} = k \dots\dots\dots(1.17)$$

Tal relación se le define como puntos correspondientes, es decir a cada punto P_m le corresponde un punto en la P_p , donde en dichos puntos se especifican las propiedades de los fluidos: Viscosidad (μ), Densidad (ρ), Conductividad térmica (K), Difusividad de materia (D_{AB}), Calor específico (cp), Entalpía (h'_{AB}) y velocidad de reacción (V_A), Coeficiente de dilatación térmica (β) y Coeficiente de concentración (ξ), así como las variables microscópicas del fluido: Velocidad (V_z), Presión (P), Temperatura (T) y Concentración (C_A). (Ver fig. 1.21)

De acuerdo con la relación (1.16), si se da esta entre todas las variables y magnitudes dependientes e independientes, se obtienen estas:

$$L' = k_L * L ; D' = k_D * D ; e' = k_e * e ; \epsilon' = k_\epsilon * \epsilon \dots\dots\dots(1.18)$$

$$\rho' = k_\rho * \rho ; v' = k_v * v ; K' = k_K * K ; D'_{AB} = k_D * D_{AB} ; Cp' = k_{Cp} * Cp ;$$

$$h'_{AB} = k_h * \bar{h}_{AB} ; r'_A = k_r * r_A ; \beta' = k_\beta * \beta ; \xi' = k_\xi * \xi \dots\dots\dots(1.19)$$

$$V'_z = k_v * V_z ; p' = k_p * p ; T' = k_T * T ; \rho'_A = k_{\rho_A} * \rho_A \dots\dots\dots(1.20)$$

Si se cumplen todas las relaciones entre ellas, la semejanza es total. De no ser así mínimo deben cumplirse las relaciones (1.18), indispensables para el criterio de escalamiento geométrico.

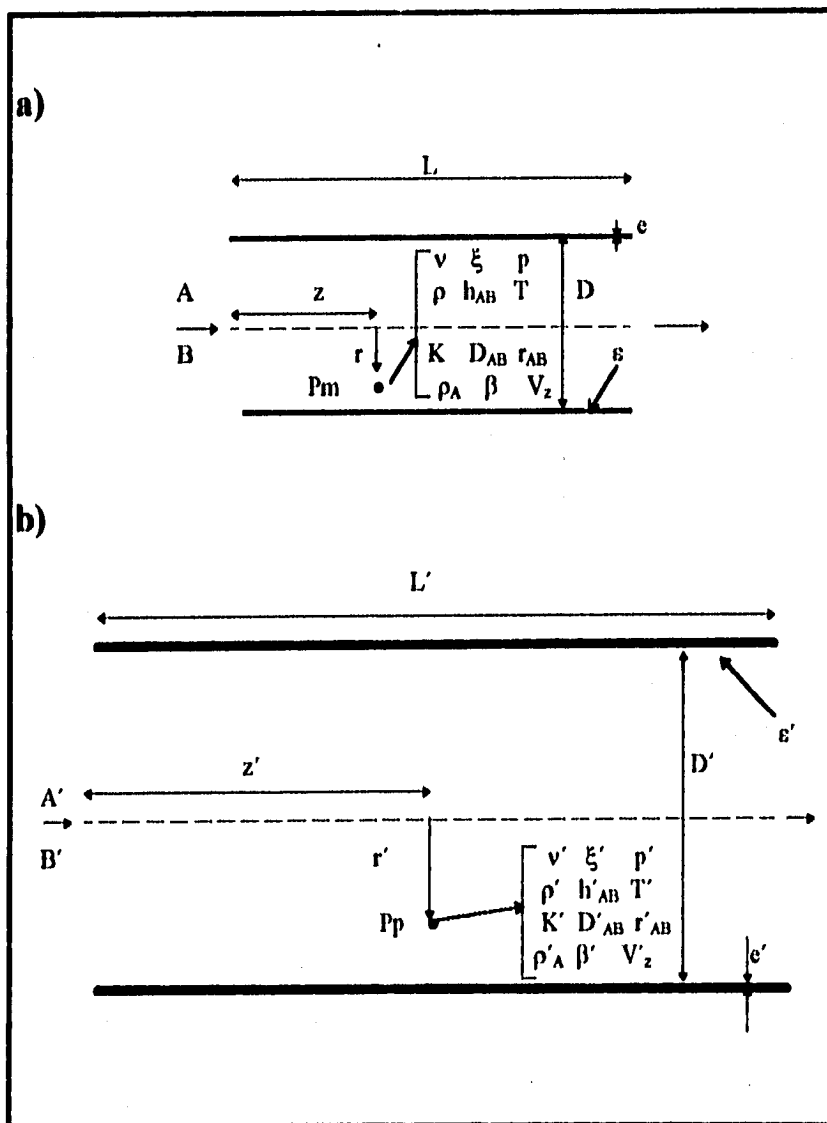


Fig. 1.21.- Semejanza: maqueta (a); Prototipo (b).
Fuente: Novella Costa E., Ingeniería química. Vol. 1, 1983.

Capítulo 1

Teoría de la semejanza y criterios de escalamiento

Cualquier otra relación adicional que se de en 1.19 y 1.20 se referirá a alguno o algunos de los fenómenos de transporte o bien a alguna reacción química simultánea.

Las ecuaciones que describen a cada uno de los fenómenos de transporte se encuentran simplificadas en la tabla (1.5)

1.3.4.1.-Criterios de escalamiento.

Los procesos en general se escalan utilizando criterios que, se basan en un análisis dimensional o de las ecuaciones diferenciales que explican el fenómeno físico así como de las variables que intervienen.

Los criterios de semejanza se ocupan de las relaciones de sistemas físicos de diferentes tamaños.

Los criterios de semejanza para el escalamiento en ingeniería son:

- Criterio geométrico.
- Criterio dinámico.
- Criterio térmico.
- Criterio químico
- Criterio de las concentraciones.

1.3.4.1.1.- Criterio de semejanza geométrica.

Dos sistemas son geoméricamente semejantes cuando cada punto de cada uno de ellos tiene un punto correspondiente en el otro, es decir han de tener la misma forma y relación de dimensiones entre los dos sistemas.

Para que se cumpla este criterio debe establecerse la siguiente relación, que se muestra en 1.18 y (b) o sus correspondientes en el sistema de coordenadas.

Aun cuando la semejanza geométrica puede ser expresada en forma analítica, esto es dividiendo las relaciones de las variables fundamentales que se repiten en un análisis dimensional, y a manera de ejemplo:

$$\frac{L'}{D'} = \frac{L}{D} = \omega_1 \quad ; \quad \frac{L'}{e'} = \frac{L}{e} = \omega_2 \quad ; \quad \frac{L'}{e'} = \frac{L}{e} = \omega_3 \quad , \quad \dots\dots\dots(1.21)$$

Llamados factores de forma ,es más cómodo el uso de los denominados factores de escala ,pues uno de ellos equivale a diversos factores de forma. Así dos sistemas

dinámicos de flujo geoméricamente semejantes y con propiedades físicas y químicas iguales se les denomina "sistemas homólogos". (23).

1.3.4.1.2.- Criterio de semejanza dinámica.

El criterio dinámico se tiene cuando en la planta piloto y la planta prototipo existen las mismas relaciones de fuerza. Por ejemplo: los regímenes de turbulencia deben ser semejantes en ambas escalas; las fuerzas que aceleran o retardan masas en movimiento en sistemas dinámicos.

En sistemas que operan con fluidos o en sistemas compuestos con partículas sólidas discretas, la semejanza cinemática incluye a la semejanza dinámica ya que el movimiento de las masas es función de las fuerzas aplicadas .

En sistemas que operan con fluidos, las principales fuerzas que actúan son: inerciales (I.), gravitacionales (G), viscosas (V) y de tensión superficial (σ_s), de tal forma que:

$$\frac{(F_I)_p}{(F_I)_m} = \frac{(F_V)_p}{(F_V)_m} = \frac{(F_G)_p}{(F_G)_m} = \frac{(F_{\sigma_s})_p}{(F_{\sigma_s})_m} = F^* \tag{6}$$

De manera análoga esto lo vemos expresado en la ecuación de cantidad de movimiento (ec. 1.13), correspondiéndole tres ecuaciones escalares, una para cada componente de escala

Ahora, dicha ecuación queda representada de la siguiente manera, y de tal forma que la ec. 1.13 en coordenadas cilíndricas, tenemos para el ejemplo:

$$v_z \frac{\delta v_z}{\delta v} = v \frac{1}{r} \left[\frac{\delta}{\delta r} \left(r \frac{\delta v_z}{\delta r} \right) \right] - \frac{1}{\rho} \frac{\delta p}{\delta z} + g_z - \beta g_z (T - T) - \xi_A g_z (\rho_A - \rho_A) \dots \dots (1.22)$$

Donde V_θ y V_r son nulas, y solo para la dirección z., V_z ; y tomando en cuenta que la ecuación (1.22) es para la maqueta, para el prototipo y cumpliendo la semejanza geométrica, su ecuación es:

$$v'_z \frac{\delta v'_z}{\delta v'} = v' \frac{1}{r'} \left[\frac{\delta}{\delta r'} \left(r' \frac{\delta v'_z}{\delta r'} \right) \right] - \frac{1}{\rho'} \frac{\delta p'}{\delta z'} + g'_z - \beta' g'_z (T' - T') - \xi'_A g'_z (\rho'_A - \rho'_A) \dots (1.23)$$

Capítulo 1 Teoría de la semejanza y criterios de escalamiento

Aplicando semejanza entre ambos sistemas, es decir, las relaciones que incluyen a las variables en el proceso comunes en ambas ecuaciones (1.22) y (1.23), la última queda de la siguiente manera, de acuerdo con la relación (1.18):

$$\frac{k'_v \cdot v' \delta'_z}{k_v \delta_z} = \frac{k_v \cdot k_v}{k_v^2} \cdot \frac{1}{r} \left[\frac{\delta}{\delta'} \left(r \cdot \frac{\delta v_z}{\delta'} \right) \right] - \frac{k_p}{k_p k_s} \cdot \frac{\delta p}{\delta z} + g_s - (k_p k_T) \beta_g (\bar{T}' - \bar{T}) - (k_p k_{\rho_A}) \xi_A g (\bar{\rho}_A - \bar{\rho}) \dots (1.24)$$

Obteniéndose diversos coeficientes para cada relación, y de acuerdo al criterio de semejanza dinámica, todos los coeficientes de la ecuación (1.24) deben ser iguales:

$$\frac{k_v^2}{k_s} = \frac{k_v \cdot k_v}{k_s^2} = \frac{k_p}{k_p k_s} = 1 = (k_p k_T) = (k_p k_{\rho_A}) \dots (1.25)$$

Igualando cada miembro de la expresión, por separado teniendo en cuenta el significado de los valores de escala, k, según la ecuación (1.18) a (1.20) resultan los siguientes números adimensionales:

$$1.^{\circ} = 2.^{\circ} \quad \frac{v'_z L}{v} = \frac{v_z L}{v} \quad \therefore Re' = Re \dots (1.26)$$

$$1.^{\circ} = 3.^{\circ} \quad \frac{p'}{v'^2 \rho'} = \frac{p}{v^2 \rho} \quad \therefore Eu' = Eu \dots (1.27)$$

$$1.^{\circ} = 4.^{\circ} \quad \frac{v'^2}{L' g_z} = \frac{v^2}{L g_z} \quad \therefore Fr' = Fr \dots (1.28)$$

$$1.^{\circ} = 5.^{\circ} \quad \frac{L' \beta' T'}{v'^2} = \frac{L \beta T}{v^2} \quad \therefore Gr' = Gr \dots (1.29)$$

$$1.^{\circ} = 6.^{\circ} \quad \frac{L' \xi'_A \rho'_A}{v'^2} = \frac{L \xi_A \rho_A}{v^2} \quad \therefore Gr'_{AB} = Gr_{AB} \dots (1.30)$$

De esto se deduce que el criterio de semejanza dinámica explica la igualdad de los dos sistemas con números adimensionales de las fuerzas que intervienen en los mismos.

Si consideramos que la fuerzas de convección térmicas y de concentración fueran nulas, incluyendo a las de gravedad hasta con los números de Reynolds y Euler para que el criterio se cumpla íntegramente. Y por otro lado si interviniese la tensión superficial, es necesario tomar en cuenta la igualdad del número de Weber, la $\rho V^2 L / \sigma_s$, en los dos sistemas y para casos donde se presente superficies libres líquido-gas.

Como en el ejemplo manejado, donde se explica el criterio de semejanza es para casos donde el fluido es en régimen laminar, y para los casos donde el flujo es en régimen turbulento se aplica la misma ecuación (1.13) pero promediada en un intervalo de tiempo, resultando valores medios en todas las variables llegándose a los mismos resultados de fuerzas y análogos razones entre ellas como criterio de semejanza dinámica.

1.3.4.1.3.- Criterio de semejanza térmica.

El criterio de semejanza térmica se ocupa de sistemas en los cuales ocurre un flujo de calor, e introduce otra dimensión, la temperatura.

“Dos sistemas geoméricamente semejantes son térmicamente semejantes cuando la diferencial de temperatura correspondientes mantienen una razón cte. y si los sistemas están en movimiento son cinéticamente semejantes”.

El flujo de calor puede ocurrir de un punto a otro por cualquiera de los siguientes mecanismos: Conducción (C), convección (N), radiación (R), así, para la semejanza térmica debe cumplirse la siguiente relación:

$$\frac{(H_C)_P}{(H_C)_m} = \frac{(H_N)_P}{(H_N)_m} = \frac{(H_R)_P}{(H_R)_m} = \Pi^* \dots\dots\dots(1.31)$$

Donde: H = Cantidad de calor transferido por segundo

Similar que para semejanza dinámica, el tratamiento para comprobar la semejanza térmica es de igual manera. Para este caso la ecuación que se aplica, es la de conservación de energía que corresponde a la ilustrada en (1.14); y para el ejemplo, en coordenadas cilíndricas tenemos que para el componente de la velocidad V_z no es nulo, quedando como:

$$\rho C_p v_z \frac{\delta T}{\delta z} = k \left[\frac{1}{r} \cdot \frac{\delta}{\delta r} \left(r \cdot \frac{\delta T}{\delta r} \right) + \frac{\delta^2 T}{\delta z^2} \right] - (h_{AB} \cdot r_A) + \mu \left(\frac{\delta v_z}{\delta r} \right)^2 \dots\dots\dots(1.32)$$

De igual manera suponiendo semejanza geométrica entre los dos sistemas y que se cumplan las relaciones a todas las variables en juego de (1.16) a (1.18), la ecuación de conservación de energía para el prototipo es:

$$\rho' C_p' v_z' \frac{\delta T'}{\delta z'} = k \left[\frac{1}{r'} \cdot \frac{\delta}{\delta r'} \left(r' \frac{\delta T'}{\delta z'} \right) + \frac{\delta^2 T'}{\delta z'^2} \right] - (h'_{AB} \cdot r'_A) + \mu' \left(\frac{\delta v_z'}{\delta r'} \right)^2 \dots\dots(1.33)$$

Se hace el mismo procedimiento que la semejanza dinámica, en relación a las ecuaciones (1.18) a (1.20), si se tiene semejanza entre maqueta y prototipo; obteniendo los coeficientes; e igualando estos, cumpliendo la condición de que estos deben ser iguales, tenemos:

$$\frac{k_{Cp} k_\nu k_T}{k_r} = \frac{k_h k_T}{k_\mu^2 k_\rho} = \frac{k_h k_r}{k_\rho} = \frac{k_\nu k_{\nu_2}}{k_\mu^2} \dots\dots\dots(1.34)$$

Separando e igualando por separado, teniendo en cuenta el significado de los factores de escala, k, para los distintos miembro:

$$1.^{\circ} = 2.^{\circ} \quad \frac{C_p' L' v_z' \rho'}{K} = \frac{C_p L v_z \rho}{K} \quad \therefore Pe' = Pe \dots\dots\dots(1.35)$$

$$1.^{\circ} = 3.^{\circ} \quad \frac{h'_{AB} r'_A L'}{\rho' C_p' v_z' T'} = \frac{h_{AB} r_A L}{\rho C_p v_z T} \quad \therefore Da'_{III} = Da_{III} \dots\dots\dots(1.36)$$

$$1.^{\circ} = 4.^{\circ} \quad \frac{\rho' v' V_z'^2}{K T'} = \frac{\rho v V_z^2}{K T} \quad \therefore Br' = Br \dots\dots\dots(1.37)$$

Deduciendo pues, que la semejanza térmica implica la igualdad en los dos sistemas de las tres razones adimensionales o de otras independientes, que se obtienen a partir de los mismos siendo estos los números de Pr, Da_{III}, Nu o St (ver tabla 1.6).

En el caso de que en el proceso no se presente reacción química, la semejanza térmica queda establecida a solo relaciones de dos números dimensionales entre los que están el Pe, Pr, Br, Nu o St.; desapareciendo los No. de Da_{III} y Da_{IV}. También, si la disipación de energía mecánica es despreciable, la semejanza térmica se consigue con la igualdad de una de las razones restantes, excluyendo a la de Br. Por el contrario si se presenta intercambio calorífico por radiación, se agregan a estas relaciones los números de Tr_{hing} = ρC_pV/σεT³ y de la relación de temperaturas siendo: T_e/T_r.

1.3.4.1.4.- Criterio de semejanza de concentraciones.

Para establecer la relación de semejanza entre dos sistemas se observa la ecuación de conservación de materia donde se analiza la variación de la densidad en relación a las direcciones del sistema, y la ecuación esta representada en (1.15).

Para el ejemplo manejado la ecuación en coordenadas cilíndricas y donde el componente de velocidad, Vz, no es nulo (régimen laminar), toma la forma de:

$$v_z \frac{\delta \rho_A}{\delta z} = \frac{M_B}{M} D_{AB} \left[\frac{1}{r} \frac{\delta}{\delta r} \left(r \frac{\delta \rho_A}{\delta r} \right) + \frac{\delta^2 \rho_A}{\delta z^2} \right] + r_A \dots\dots\dots(1.38)$$

Suponiendo que exista semejanza geométrica entre los dos sistemas, cumpliéndose las relaciones de (1.15) a (1.17) la ecuación para el prototipo queda de la forma siguiente:

$$v'_z \frac{\delta \rho'_A}{\delta z'} = \frac{M'_B}{M'} D'_{AB} \left[\frac{1}{r'} \frac{\delta}{\delta r'} \left(r' \frac{\delta \rho'_A}{\delta r'} \right) + \frac{\delta^2 \rho'_A}{\delta z'^2} \right] + r'_A \dots\dots\dots(1.39)$$

Dando la igualdad a los coeficientes de la ecuación como requisito para los factores de escala, quedan:

$$\frac{k_{v_z} k_{\rho_A}}{k_t} = \frac{k_{D_{AB}} k_{\rho_A}}{k_t^2} = k_{t_A} \dots\dots\dots(1.40)$$

Iguando por separado los tres miembros de la expresión, se deduce:

$$1.^{\circ} = 2.^{\circ} \quad \frac{v'_z L'}{D'_{AB}} = \frac{v_z L}{D_{AB}} \quad \therefore Pe'_{AB} = Pe_{AB} \dots\dots\dots(1.41)$$

$$1.^{\circ} = 3.^{\circ} \quad \frac{r'_A L'}{v'_z \rho'_A} = \frac{r_A L}{v_z \rho_A} \quad \therefore Da'_1 = Da_1 \dots\dots\dots(1.42)$$

Con esto se indica que además de la semejanza geométrica y dinámica, en la semejanza de las concentraciones influye la igualdad entre estas dos razones, o también de otros dos independientes, como el No. de Sc, Da_B, Nu_{AB} o Sh deducidos de los dos No. anteriores.

Se entiende también, que en el caso de que no se produzcan transformaciones químicas, la semejanza de concentraciones se establece con la relación de igualdad de un número adimensional, en uno o cualquiera de estos: Pe_{AB}, Sc, Nu_{AB} o el Sh.

1.3.4.1.5.- Criterio de semejanza química.

La semejanza química se ocupa de sistemas reactivos donde la composición varía de punto a punto, donde las concentraciones de los compo nes están variando a través del tiempo. No es necesario que las composiciones químicas en los dos sistemas sean las mismas, pero si debe de haber una relación fija entre las concentraciones de las especies químicas que se deseen comparar.

La velocidad de reacción se ve influenciada por la temperatura y concentraciones del sistema, por lo que para que exista semejanza química debe de haber semejanza térmica y de concentraciones respectivamente, además de la geométrica.

Por consiguiente el criterio de semejanza química, respecto a los reaccionantes A' y A denominados correspondientes de ambos sistemas se reduce a la suma de los criterios de semejanza térmica y de concentraciones. Concretamente a la suma de las relaciones (1.36) y (1.42), o sus equivalentes

$$Da'_{IV} = Da_{IV} \dots\dots\dots(1.43)$$

$$Da'_{II} = Da_{II} \dots\dots\dots(1.44)$$

puesto que también se cumple la igualdad de los números de Pe térmico y másico en ambos sistemas.

Para establecer semejanza química en sistemas donde participen varios reaccionantes deben cumplirse cada una de estas relaciones: (1.36) y (1.46) o (1.43) y (1.44) para cada uno de ellos.

Es importante recalcar que para un escalamiento, mínimo, en un sistema debe cumplirse la semejanza geométrica, esta a su vez será requisito para que se pueda aplicar el criterio de semejanza dinámica; y estas son importantes para poder aplicar a las siguientes: térmica y de concentraciones, y estas dos a su vez, requisito para aplicar el criterio de semejanza química.

1.3.5.- REGIMENES CONTROLANTES.

Como se ha visto en los criterios de escalamiento, en dos sistemas, siempre se trata de llegar a una igualdad de los mismos con una diversidad de razones adimensionales, a través del análisis dimensional, donde en teoría conseguir tal igualdad es posible pero en la práctica el construir una maqueta para el estudio de los

procesos físicos o químicos con miras a su posterior desarrollo en prototipo, debe procurarse que la semejanza se establezca con la simple igualdad de un número adimensional o con dos como máximo, ya que una relación mayoritaria es imposible por la complejidad de las operaciones.

Por ejemplo, para alcanzar la semejanza dinámica casi siempre indispensable para un escalamiento, se procura que los efectos de las fuerzas convectivas, de gravedad, y de tensión superficial sean despreciables frente a las fuerzas de viscosidad o de rozamiento, estableciendo así una igualdad de los No. de Reynolds en los dos sistemas, trayendo como consecuencia la igualdad de los No. de Euler y alcanzar la semejanza. En este caso, el mecanismo de transporte de cantidad de movimiento que, para efectos prácticos implica las fuerzas de viscosidad (Reynolds), se denomina mecanismo o régimen controlante.

Para los procesos donde impera la transmisión de calor como mecanismo controlante, específicamente la convección forzada, el régimen es dinámico; si la etapa de proceso es de convección natural o de radiación, el régimen controlante es térmico. Otro caso, es el de transferencia de materia, donde el régimen controlante es dinámico o de concentraciones.

1.3.6.- METODOS DE ESCALAMIENTO.

Según se ha revisado, en los criterios de escalamiento, dependiendo de las características de proceso o procesos, para cumplir con este entre maqueta y prototipo, se deben de conocer las condiciones y los mecanismos de transporte imperantes, y así con ellos se establecen una serie completa de razones o números adimensionales, que corresponden a la semejanza entre los dos sistemas llegando a la relación funcional general del tipo (1.12).

1.3.6.1.- Ecuaciones de escala.

Para tomar en cuenta una ecuación que nos refiera el mecanismo y régimen controlante es necesario saber que estos sean puros, es decir, que la velocidad del proceso global dependa solo de un número adimensional, llegando a una expresión del tipo (1.12) pero solo en función de dos grupos, nombrándose a estas ecuaciones: "Representativas de los criterios de semejanza que les corresponde". Al seleccionar los criterios de escalamiento aplicables, según sea el caso, se reducen las ecuaciones de escala correspondientes que incluyan a las variables independientes relevantes del fenómeno.

Con el criterio seleccionado o tipos de transporte predominantes, se selecciona de las tablas (1.6) a (1.9), las ecuaciones para la realización del escalamiento

A continuación se enumeran una serie de procesos de ingeniería con ciertos fuerzas controlantes.

- En sistemas líquido-gas, en el que la superficie libre de líquido se altera continuamente (lluvias y chorros en el seno de gases, ondas y vórtices en las superficies líquidas, etc.), el régimen es dinámico con las fuerzas de gravedad controlantes.
- Régimen dinámico con fuerzas de tensión superficial controlantes es el caso de una dispersión de líquidos inmiscibles; si sus viscosidades y densidades son parecidas, el grado de dispersión y el tamaño de las gotas dependerá solo de la geometría del sistema, del vigor de la agitación y de las tensiones interfaciales de los líquidos.
- En muchos hornos y reactores a temperaturas elevadas, los efectos convectivos son despreciables debido a la elevada viscosidad cinemática de los gases calientes, y el mecanismo de conducción solo es importante en cuanto se refiere a las paredes y a las pérdidas a través de estas, constituyendo buenos ejemplos de régimen térmico, con la radiación como mecanismo controlante.
- Finalmente, las numerosas reacciones químicas homogéneas y heterogéneas, particularmente estas últimas, ofrecen variados ejemplos de regímenes dinámico, térmico, de concentración y químico.

(23)

Tabla 1.7. Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Transporte de fluidos (sin transporte de calor y materia).

$$\text{Ecuación general: } \frac{\Delta p}{\rho V^2} = \Phi \left(\frac{\rho V L}{\mu}, \frac{V^2}{L g}, \frac{\rho V^2 L}{\sigma_s} \right)$$

Régimen y mecanismo controlante	Criterios de semejanza	Ecuaciones de escala			
		Velocidades	Caudales volumétricos	Pérdidas de presión	Potencias
Dinámico Fuerzas de viscosidad	$\frac{\Delta p}{\rho V^2} = \Phi \left(\frac{\rho V L}{\mu} \right)$	$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{Q'_v}{Q} = \frac{\rho' \mu' L'}{\rho \mu L}$	$\frac{\Delta p'}{\Delta p} = \frac{\rho \mu'^2 L^2}{\rho' \mu^2 L^2}$	$\frac{W'}{W} = \frac{\rho^2 \mu'^3 L'}{\rho'^2 \mu^3 L}$
Dinámico Fuerzas de gravedad	$\frac{\Delta p}{\rho V^2} = \Phi \left(\frac{V^2}{L g} \right)$	$\frac{V'}{V} = \frac{L'^{\frac{1}{2}}}{L^{\frac{1}{2}}}$	$\frac{Q'_v}{Q} = \frac{L'^{\frac{5}{2}}}{L^{\frac{5}{2}}}$	$\frac{\Delta p'}{\Delta p} = \frac{\rho' L'}{\rho L}$	$\frac{W'}{W} = \frac{\rho' L'^{\frac{7}{2}}}{\rho L^{\frac{7}{2}}}$
Dinámico Fuerzas de tensión superficial	$\frac{\Delta p}{\rho V^2} = \Phi \left(\frac{\rho V^2 L}{\sigma_s} \right)$	$\frac{V'}{V} = \frac{L'^{\frac{1}{2}}}{L^{\frac{1}{2}}} \therefore \frac{N'}{N} = \frac{L'^{\frac{3}{2}}}{L^{\frac{3}{2}}}$ (N=r.p.m.)			$\frac{W'}{L^3} = \frac{W}{L^3} \therefore \frac{N'}{N} = \frac{L'^{\frac{2}{3}}}{L^{\frac{2}{3}}}$

Fuente: Ingeniería Química. Sotelo Sancho J.L. ; 1983

Tabla 1.8. Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Transmisión de calor (fuerza gravitatoria solo en convección ; flujo monofásico; disipación de energía despreciable; sin reacción química).

$$\text{Ecuacion General: } \frac{Q}{\rho C_p V L} = \frac{h}{\rho C_p V} = \phi \left(\frac{\rho V L C_p}{k}, \frac{\rho^2 L^3 g \beta (\Delta T)}{\mu^2}, \frac{\rho C_p V T_c}{\sigma \epsilon T^3}, \frac{T_c}{T_r} \right)$$

$\text{St} \quad \text{Pe} \quad \text{Gr} \quad \text{Th} \quad rT$

Régimen y mecanismos controlantes	Criterio de semejanza	Ecuaciones de escala			
		Temperatura o diferencia de temperaturas	Velocidades	Coefficientes de transmisión de calor	Caudales de calor
Dinámico Fuerzas de viscosidad	$\frac{h}{\rho C_p V} = \phi \left(\frac{\rho V L C_p}{k} \right)$		$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{h'}{h} = \frac{C_p \mu' L}{C_p \mu L'}$	$\frac{Q'}{Q} = \frac{C_p \mu' L' \Delta T'}{C_p \mu L \Delta T}$
Térmico Corrientes de convección natural	$\frac{h}{\rho C_p V} = \phi \left(\frac{\rho^2 L^3 g \beta \Delta T}{\mu^2} \right)$	$\frac{(\Delta T)'}{(\Delta T)} = \frac{\rho^2 \mu'^2 \beta L^3}{\rho'^2 \mu^2 \beta' L'^3}$	$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{h'}{h} = \frac{C_p \mu' L}{C_p \mu L'}$	$\frac{Q'}{Q} = \frac{C_p \rho'^2 \mu'^3 \beta}{C_p \rho^2 \mu^3 \beta'}$
Térmico Corrientes de radiación	$\frac{h}{\rho C_p V} = \phi \left(\frac{\rho C_p V T_c}{\sigma \epsilon T^3}, \frac{T_c}{T_r} \right)$	$\frac{T'}{T} = \frac{C_p'^{\frac{1}{3}} \rho'^{\frac{1}{3}} \epsilon^{\frac{1}{3}} V'^{\frac{1}{3}}}{C_p^{\frac{1}{3}} \rho^{\frac{1}{3}} \epsilon^{\frac{1}{3}} V^{\frac{1}{3}}}$	$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{h'}{h} = \frac{C_p \mu' L}{C_p \mu L'}$	$\frac{Q'}{Q} = \frac{C_p'^{\frac{4}{3}} \mu'^{\frac{4}{3}} \epsilon^{\frac{1}{3}} L'^{\frac{2}{3}}}{C_p^{\frac{4}{3}} \mu^{\frac{4}{3}} \epsilon^{\frac{1}{3}} L^{\frac{2}{3}}}$

Fuente: Ingeniería Química. Sotelo Sancho J. L. ; 1983

Tabla 1.9. Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Transferencia de materia (Fuerza gravitatoria despreciable; flujo monofásico; disipación de energía despreciable; sin reacción química).

$$\text{Ecuación general: } \frac{M_A}{VL^2(\Delta\phi_A)} = \frac{K_A}{V} = \Phi \left(\frac{VL}{D_{AB}}, \frac{\rho^2 L^3 g \xi_A (\Delta\phi_A)}{\mu^2} \right)$$

Sh Pe_{AB} Gr_{AB}

Regimen y mecanismo controlantes	Criterio de semejanza	Ecuaciones de escala			
		Diferencia de concentraciones	Velocidades	Coefficientes de transferencia de materia	Caudal masico de A
Dinámico Fuerzas de viscosidad	$\frac{K_A}{V} = \Phi \left(\frac{VL}{D_{AB}} \right)$		$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{K'_A}{K_A} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{m'_A}{m_A} = \frac{\rho \mu' L' (\Delta\phi_A)'}{\rho' \mu L (\Delta\phi_A)}$
De concentración Corrientes de convección natural	$\frac{K_A}{V} = \Phi \left(\frac{\rho^2 L^3 g \xi_A (\Delta\phi_A)}{\mu^2} \right)$	$\frac{(\Delta\phi_A)'}{(\Delta\phi_A)}$ igual a: $\frac{\rho^2 \mu'^2 \xi_A L^3}{\rho'^2 \mu^2 \xi'_A L'^3}$	$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{K'_A}{K_A} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{m'_A}{m_A} = \frac{\rho^3 \mu'^3 \xi_A L^2}{\rho'^3 \mu^3 \xi'_A L'^2}$

Fuente: Ingeniería Química. Sotelo Sancho J. L. ; 1983

Tabla 1.10. Criterios de semejanza y ecuaciones de escala: Reacciones químicas (Fuerza gravitatoria despreciable; flujo monofásico; disipación de energía despreciable; una sola reacción).

Ecuación general: $\frac{r_A L}{V \rho_A} = \Phi \left(\frac{\rho V L C_p}{K}, \frac{V L}{D_{AB}}, \frac{\rho C_p V}{\sigma \varepsilon T^3}, \frac{T_c}{T}, \frac{\bar{h}_{AB} r_A L}{\rho C_p V T} \right) \therefore \frac{\bar{h}_{AB} r_A L}{\rho C_p V T} = \Phi \left(\frac{\rho V L C_p}{K}, \frac{V L}{D_{AB}}, \frac{\rho C_p V}{\sigma \varepsilon T^3}, \frac{T_c}{T}, \frac{r_A L}{V \rho_A} \right)$

Da_1 Pe Pe_{AB} Th rT Da_{III} Da_{IV} Pe Pe_{AB} Th rT Da_1

Régimen y mecanismo controlante	Criterio de semejanza	Ecuaciones de escala		
		Temperaturas	Velocidades	Velocidades de reacción
Dinámico Fuerzas de viscosidad	$\frac{r_A L}{V \rho_A} = \Phi \left(\frac{\rho V L C_p}{k} \right) = \Phi \left(\frac{V L}{D_{AB}} \right)$		$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{r'_A}{r_A} = \frac{\rho \mu' L^2 \rho'_A}{\rho' \mu L'^2 \rho_A}$
Térmico Corrientes de radiación	$\frac{\bar{h}_{AB} r_A L}{\rho C_p V T} = \Phi \left(\frac{\rho C_p V}{\sigma \varepsilon T^3}, \frac{T_c}{T} \right)$	$\frac{T'}{T} = \frac{\rho'^{1/3} C_p'^{1/3} \varepsilon'^{1/3} V'^{1/3}}{\rho^{1/3} C_p^{1/3} \varepsilon^{1/3} V^{1/3}}$	$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\frac{r'_A}{r_A} = \frac{C_p'^4 \mu'^4 \varepsilon'^3 L'^7 \bar{h}_{AB}}{C_p^4 \mu^4 \varepsilon^3 L^7 \bar{h}'_{AB}}$
Químico			$\frac{V'}{V} = \frac{\rho \mu' L}{\rho' \mu L'}$	$\left. \begin{aligned} \frac{r'_A}{r_A} &= \frac{\rho \mu' L^2 \rho'_A}{\rho' \mu L'^2 \rho_A} = \\ &= \frac{C_p' \mu' L^2 T \bar{h}_{AB}}{C_p \mu L^2 T \bar{h}'_{AB}} \end{aligned} \right\} \frac{\bar{h}_{AB} \rho_A}{\bar{h}'_{AB} \rho'_A} = \frac{\rho C_p T}{\rho' C_p' T}$

Fuente: Ingeniería Química. Sotelo Sancho J. L. ; 1983

1.3.6.2.- Método de extrapolación.

Se recomienda estos métodos de extrapolación de datos cuando la semejanza dinámica, mínima para establecer las semejanzas restantes no se alcanza entre dos sistemas de una manera estricta, aún con la simple igualdad de los No. de Reynolds; por ejemplo, cuando se utilizan gases y que para obtener su semejanza entre el sistema maqueta y prototipo, su velocidad del primero resulta ser cercana a la del sonido, o el número de revoluciones de un agitador en la misma se hace tan elevado que son inevitables las cavitaciones o haber calentamiento del líquido, lo cual estos son casos en que resulta imposible la semejanza perseguida.

Se tienen diferentes métodos de extrapolación, de los cuales su característica comprende la exactitud en la obtención de datos entre uno y otro. A continuación se describen en orden creciente de precisión dichos métodos:

a) Cálculo de coeficiente de transporte global medio en una maqueta.

Se construye una maqueta geoméricamente semejante al prototipo y en ella se determina experimentalmente el coeficiente de transmisión de calor global medio, $U_m = Q / [A_m(\Delta T)_m]$, o de transferencia de materia $K_G = N_A / [A_m(\Delta P)_m]$, con los mismos fluidos y los mismos intervalos de caudales que han de utilizarse en el prototipo. Suponiendo que estos valores también son aplicables al prototipo, se diseña este basándose en los mismos.

Este método es muy empírico, aunque en ocasiones no ha dado malos resultados, exige elevados factores de seguridad.

b) Estimación de los coeficientes de transporte individuales medios en una maqueta.

Este método supone que la transferencia de calor y de materia se lleva a cabo en una forma exponencial, explicada en la relación de cálculo de los coeficientes individuales medios donde la relación de números adimensionales participantes toma la siguiente forma :

$$\Pi_1 = C \Pi_2^X \Pi_3^Y \dots\dots\dots(1.45)$$

Donde X y Y son ctes. y están débilmente afectadas por la geometría del sistema, mientras que C es cte. y lo está mucho más, pues realmente constituye un factor de forma (1.21), que se determina experimentalmente; por lo que nunca deben

utilizarse ecuaciones como la (1.45) para sistemas prototipos con distintas formas geométricas que de las maquetas donde se obtuvieron solo así se ofrece una garantía en el escalamiento.

Una de las desventajas, es que resulta complicada la experimentación por tener que determinarse por separado los coeficientes de transporte individuales involucrados en el coeficiente global, por lo que deben deducirse dos ecuaciones del tipo (1.45).

c) Extrapolación proplamente dicha.

Este método se basa, previa construcción de la maqueta y de un programa experimental más reducido que el método anterior y consiste en llevar la experimentación sin tomar en cuenta la semejanza dinámica, ni térmica u otra que preocupe en la influencia entre los dos sistemas, y para extrapolar los resultados al prototipo se utiliza la ecuación que resulta de dividir la ec. (1.45) hecha para el prototipo, por la misma que es para la maqueta, es decir de una forma:

$$\frac{\Pi'_1}{\Pi_1} = \left[\frac{\Pi'_2}{\Pi_2} \right]^x \left[\frac{\Pi'_3}{\Pi_3} \right]^y \dots\dots\dots(1.46)$$

Donde se observa que c ha desaparecido, como lo mostraba la ecuación (1.46), lo que la hace más sencilla y aún más para sistemas homólogos (sistemas que guardan una relación geométrica semejante), desapareciendo aquellas relaciones físicas dando lugar solamente a las dimensiones lineales y velocidades relacionadas a las ecuaciones de escala.

A manera de ejemplo: Para un intercambiador de calor, se toma en cuenta de la tabla (1.6) la ec. que corresponde a la (1.45), que es:

$$\frac{h'}{\rho C_p V} = \left[\frac{Re'}{Re} \right]^x \left[\frac{Pr'}{Pr} \right]^y \dots\dots\dots(1.47)$$

Donde la experimentación en este equipo, en la maqueta, consiste en encontrar un valor del coeficiente de transmisión de calor, h, y utilizando los valores de x y y que se encuentran en la bibliografía para diferentes geometrías lo más semejantes

posibles y con esto estimar el valor de h' para el prototipo. Los valores obtenidos por este método son confiables por la reducida variación en los exponentes y su valor casi siempre es inferior a la unidad.

d) Semejanza estricta.

La extrapolación propiamente dicha por el método de semejanza estricta es exactamente lo mismo que una semejanza total. Si las razones adimensionales de la forma de la ecuación (1.12) fueran iguales en maqueta y prototipo la expresión resultante es:

$$\Pi'_1 = \Pi_1 ; \Pi'_2 = \Pi_2 ; \Pi'_3 = \Pi_3 ; \dots ; \Pi'_n = \Pi_n \dots\dots\dots(1.48)$$

con lo que la maqueta y el prototipo serían estrictamente semejantes.

Este método es el más exacto, pero prácticamente es imposible alcanzar la semejanza por lo que es recomendable y práctico utilizar los métodos anteriormente reseñados.

CAPITULO

II

ETAPA EXPERIMENTAL

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

ANALISIS DE LOS MECANISMOS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA ELABORACION DE UNA MERMELEDA DE FRAMBUESA POR EVAPORACION AL VACIO QUE PERMITAN REALIZAR UN ESCALAMIENTO DE NIVEL PILOTO A NIVEL INDUSTRIAL

OBJETIVOS PARTICULARES

- 1. Determinar las condiciones de proceso para la elaboración de mermelada de frambuesa que permitan establecer los coeficientes de transferencia de calor, como vía de una metodología de escalamiento de un proceso industrial en evaporación simple.**
- 2. Con los criterios de escalamiento y análisis de los resultados obtenidos a través de la experimentación proponer y realizar una metodología de escalamiento para un proceso de evaporación en la elaboración de mermelada a nivel industrial**

Para dar cumplimiento al objetivo 1 y en base a los No. adimensionales obtenidos a través del análisis dimensional realizado que se describe en el capítulo 4, se plantean las siguientes actividades, denominándolas **FASES**, con dichos resultados se pretende continuar con la metodología que de una alternativa de escalamiento para la producción de alimentos concentrados y evaporados a nivel industrial.

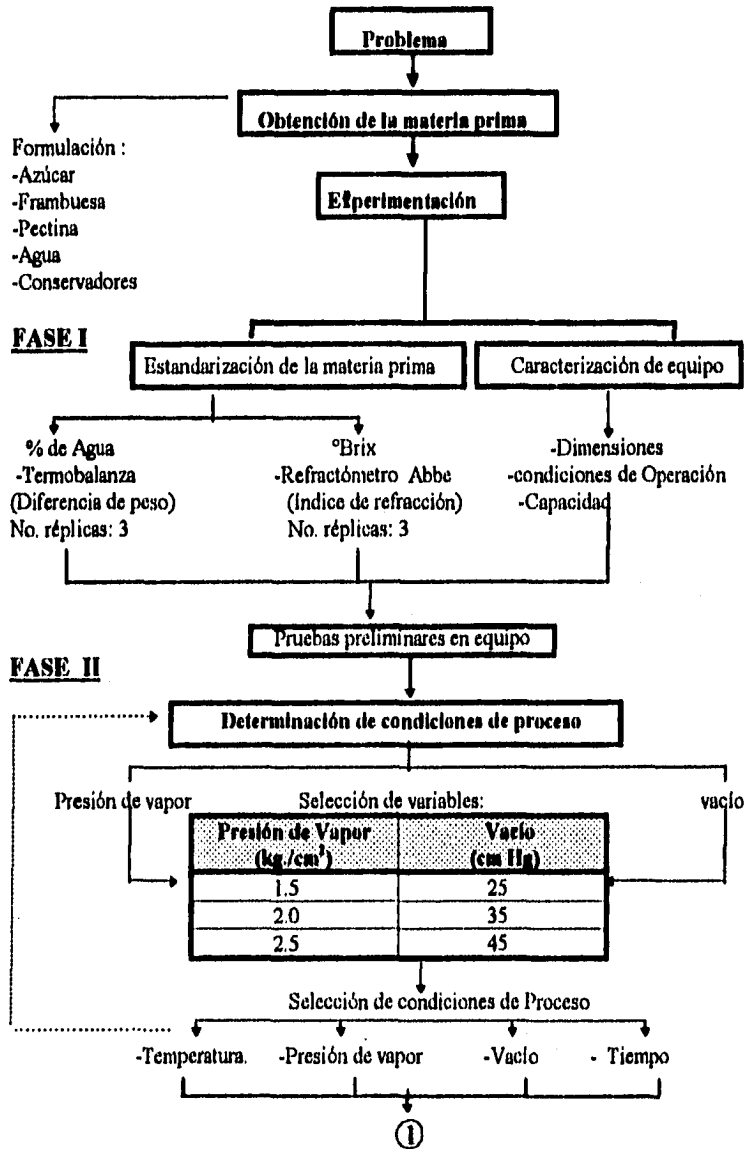
Se decidió describir el análisis dimensional en el capítulo 4 para llevar una secuencia del escalamiento para su mejor comprensión desde el propio análisis dimensional donde se hace la selección y agrupación de variables, hasta la integración de dichas razones adimensionales con los criterios de escalamiento para obtener las condiciones y características en prototipo.

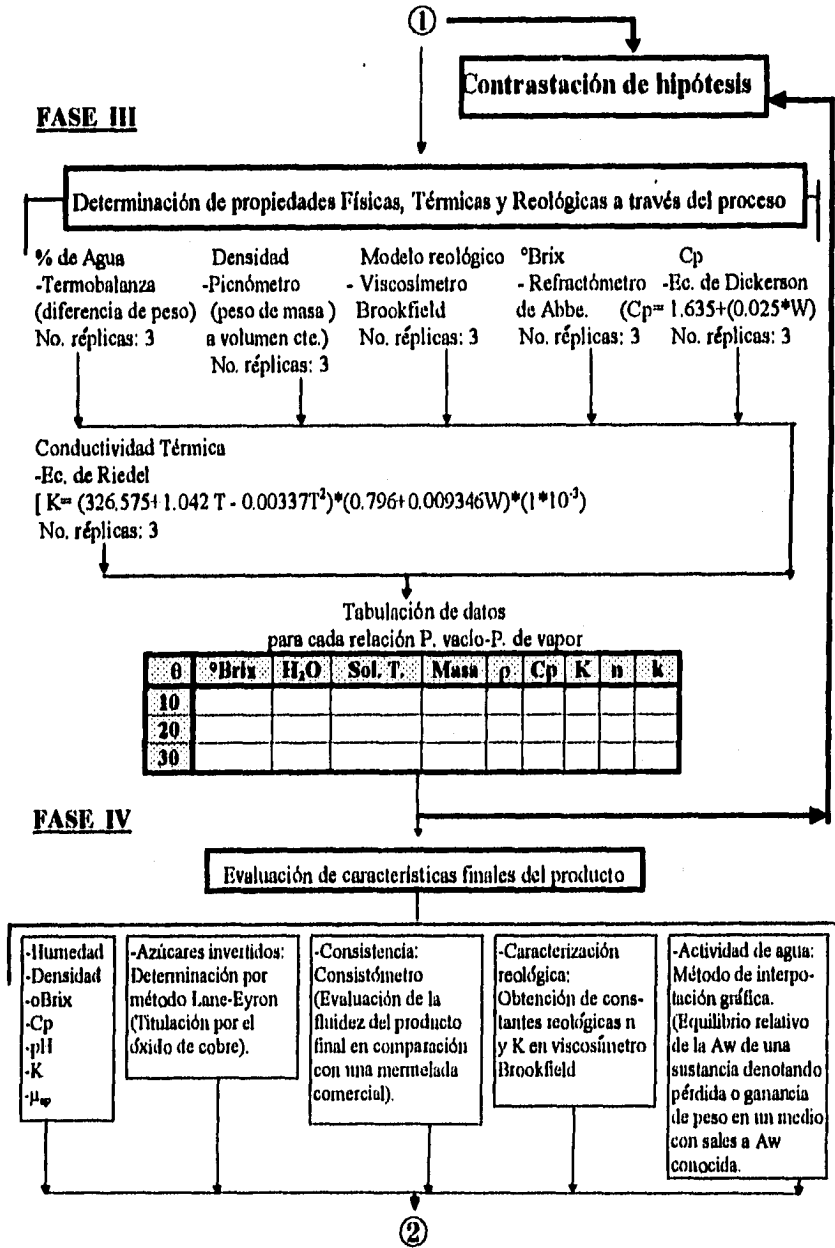
FASES:

1. Determinar el contenido de sólidos solubles en la materia prima para su estandarización y caracterización del equipo para fijar los límites de presión de trabajo del equipo y selección de las más adecuadas para fijar la experimentación.
2. Determinar condiciones de proceso en la elaboración de mermelada de frambuesa por evaporación al vacío en base a diferentes condiciones de presión de vapor como medio de calentamiento y vacío en el interior de la cámara para control de la temperatura de ebullición y tiempo de proceso.
3. Determinación de las propiedades físicas, térmicas y reológicas a través del proceso de evaporación.
4. Evaluación de las características finales del producto para reportar un índice de calidad.
5. Cálculo de los coeficientes globales de transferencia de calor y números adimensionales para la obtención de la ecuación empírica que rija el comportamiento de transferencia de calor en el evaporador utilizado.
6. Obtención de la ecuación empírica de transferencia de calor en base al coeficiente de película del lado del alimento, y al consumo de vapor más bajo, por regresión múltiple según el método Colburn, para establecer las constantes de transferencia de calor que sirvan como base para la realización del escalamiento.

Para entender de manera más completa el desarrollo experimental se propone el siguiente cuadro metodológico. Donde se mencionan métodos, fórmulas y ecuaciones necesarias.

CUADRO METODOLOGICO

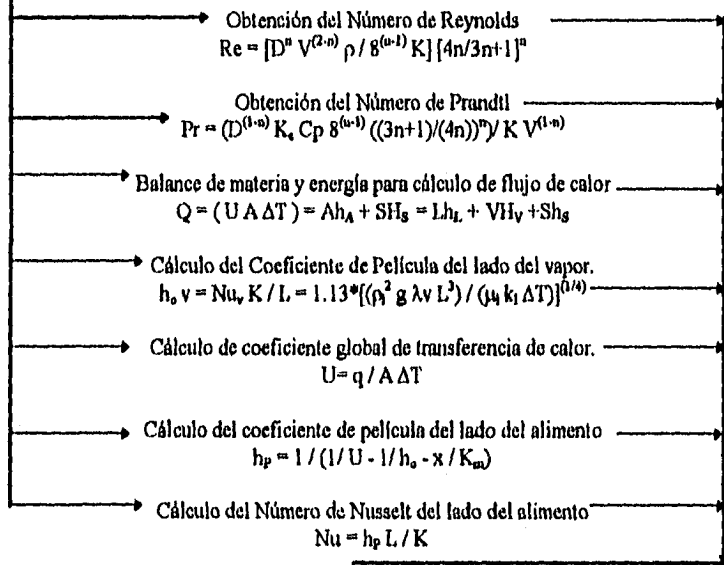




②

FASE V

Obtención de Números adimensionales y Coeficientes globales de transferencia
 A partir de las propiedades termofísicas determinadas, que involucren a estas variables en la transferencia de calor.



Tabulación de Datos para cada una de las combinaciones de las presiones de vapor y vacío

P. de vapor (Kg/cm ²)	Presión de vacío (cm. de Hg)							
	45, 35, 25							
1.5, 2.0, 2.5	Tiempo	Re	Pr	Q	U	h _v	h _p	Nu
	10							
	20							
	30							

FASE VI

Determinación y selección de las constantes de transferencia de calor, en base al coeficiente de película más alto del lado del alimento y al consumo de vapor más bajo, y por el método estadístico de Regresión múltiple, del método de Colburn (5), para establecer la ecuación que rija la transferencia de calor del evaporador al vacío por lotes; que sirva como base para establecer el escalamiento a nivel industrial.

DISEÑO EXPERIMENTAL

A través de la experimentación se persiguen dos objetivos fundamentales:

1. Determinar las condiciones de proceso.
2. Determinar las constantes de transferencia de calor para realizar el escalamiento.

II.1.- HIPOTESIS

Para establecer las condiciones de proceso se planteó variar el vacío en la cámara y la presión de calefacción, ya que en una hipótesis viable se piensa que estas dos variables afectan el tiempo de proceso, la temperatura y como consecuencia la economía de este y la calidad del producto, la cual se refleja en el color, apariencia y textura del producto.

Dichas variables al combinarse entre sí en la experimentación se espera que den resultados diferentes en los tiempos, temperaturas, economía en el consumo de vapor e indirectamente la calidad del producto. Esto viene dado ya que al utilizarse vacíos mayores, a una presión de vapor constante se tiene una diferencia de temperaturas mayor, pero una ebullición rápida lo cual acelera el proceso de evaporación, con esto reduciéndose el tiempo y posiblemente el consumo de vapor. Por otro lado, al utilizar presiones de vapor cada vez altas, a un vacío constante, se esperan también tiempos cortos pero tal vez un consumo de vapor excesivo, que no se compensaría con una combinación de vacío también alta.

También si se utilizara una presión de vapor baja, el consumo de vapor se reduciría notablemente pero tal vez el tiempo sería considerable, que analizándolo con el tiempo total del proceso resultaría un consumo también considerable, y el mismo concepto sería aplicable con la utilización de un vacío bajo.

Por otro lado, es importante tomar en cuenta el tiempo de proceso ya que se puede evaporar a temperaturas muy bajas pero los tiempos de proceso aumentan de manera significativa, y esto se refleja en los altos costos y producciones bajas.

Al hacer las variaciones en las presiones de trabajo, se piensa que la viscosidad y la densidad se ven afectadas de manera significativa. Con respecto al vacío se cree que afecta más significativamente a la viscosidad ya que a vacíos mayores se tiene una temperatura más baja dentro de la cámara lo que propicia estar trabajando con viscosidades altas y disminuir la transferencia de calor reflejándose en el coeficiente global de transferencia de calor.

Por el lado de las presiones de vapor se piensa que hay un efecto de menor grado en la viscosidad y la densidad y a aunque se varíe la presión de vapor, la temperatura en la cámara será la misma al vacío establecido.

Como consecuencia de lo anterior se piensa que al aumentar o disminuir la densidad y la viscosidad, el coeficiente de transferencia de calor se ve afectado en una forma inversa, debido a la resistencia que opone la densidad y la viscosidad.

Variables

Las variables participantes en la experimentación, son las siguientes:

- **Variables Independientes:**
Presión de vapor y Vacío.
- **Variables Dependientes:**
Densidad, humedad, índice de consistencia, índice de comportamiento, capacidad calorífica, conductividad térmica, °Brix y porcentaje de sólidos totales.
- **Variables de respuesta:**
Tiempo de proceso, Consumo de vapor, Temperatura de proceso y Coeficiente global de transferencia de calor
- **-Niveles de variación:**
 - Presión de vapor = 3
 - Vacío = 3

Repeticiones = 3. (para la determinación de las propiedades físicas y reológicas.
0 (para cada corrida o combinación de presiones).

- **Métodos estadísticos aplicados:**
 - Medidas de tendencia central (a las propiedades físicas, térmicas, características finales del producto);
 - Regresión lineal (para la determinación de las constantes de transferencia de calor y constantes reológicas).

FASE I**II.2.- MATERIA PRIMA.****a) Fruta.**

Para la obtención de la mermelada de frambuesa, la fruta con la cual se trabajó fue de la variedad roja condiciones sobremaduras, con cierta cantidad de jugo desprendido. Se recibió envasada en cubetas de plástico de 19 Litros, adicionada con 4.25 kg. de azúcar por 17.0 kg. de fruta; se mantuvo en conservación por refrigeración a 5 °C, hasta su procesamiento. La Compañía que suministró la fruta fue la Empresa Tropical Fruits and Juice de México S.A. de C.V.

b) Azúcar y aditivos.

Se utilizó azúcar granulada estándar. En el caso de los conservadores se usaron Benzoato de Sodio y Sorbato de Potasio. Como agente gelificante se utilizó pectina de bajo metoxilo con el nombre comercial de RS-100 de la Compañía HELM de México. El tipo de pectina utilizada no afecta la transferencia de calor durante el proceso, ya que sus propiedades gelificantes se manifiestan principalmente a temperatura ambiente o menores, es decir, la pectina no incrementa la viscosidad durante el proceso.

II.3. FORMULACION.

La formulación que se presenta en la tabla 2.1, es la que se obtuvo en forma experimental a través de las pruebas subjetivas. Se tomó en base a referencia bibliográfica (17), expresada en %, siendo en este caso para una mermelada de primera calidad, (ver pág. 31, cap. I). Que corresponde a una relación 50% - 50% de fruta y azúcar respectivamente, con una concentración final de 65%.

En relación a los conservadores adicionados se tomaron los sugeridos por la Norma Oficial Mexicana -F- No. 130 y 132 en la cantidad máxima permitida que son de 0.02 % en peso; que son aplicables a mermeladas y otros derivados de frutas.(30,31)

Con respecto al porcentaje de agua y pectina agregados, se hicieron pruebas subjetivas en las que se evaluó la presencia de sinéresis después de 24 Horas y la fluidez observando mantener una mermelada firme y semisólida. La pectina utilizada fue de un grado 100. Utilizándose como base máxima de partida (para las pruebas

subjetivas), el porcentaje recomendado por la Norma NOM-F- 130 y 132, aplicado a frutas y derivados., que es del 4.5 % de pectina en base seca, máximo permitido, encontrándose la cantidad adecuada, que se observa en la tabla 2.1 (en base húmeda).

Con respecto a la cocción se observó que con un 20% de agua adicionada en relación a la fruta (3% en base a la mezcla) se tuvo un buen sabor, no así en porcentajes menores de agua (sabor crudo).

Estas pruebas se hicieron a nivel laboratorio a presión atmosférica , por lo que se tuvo un color demasiado oscuro debido a la elevada temperatura de ebullición.

Tabla 2.1.- Formulación de mermelada de frambuesa.

INGREDIENTES	%
Frambuesa roja	45.378
Azúcar granulada	45.328
Pectina	0.136
Agua Potable	9.064
Benzoato de sodio	0.018
Sorbato de potasio	0.018

II.4. ESTANDARIZACION DE LA MATERIA PRIMA.

Se entiende como materia prima a la mezcla compuesta por los ingredientes de la formulación (ver tabla 2.1), no incluyendo a la pectina cuando se encuentra en estado sólido (polvo), ya que se recomienda incorporarla una vés que el fluido ha alcanzado la temperatura de ebullición para su mejor dispersión y así evitar la formación de grumos por la baja temperatura de la mezcla a la entrada del evaporador.

Antes de realizar las pruebas preliminares en el evaporador se determinaron el contenido de sólidos solubles (°Brix) de la materia prima con un previo mezclado para homogeneizar la mezcla y tener una muestra confiable.

El hecho de realizar esta prueba a la materia prima tuvo la finalidad de:

Conocer las condiciones iniciales de la mezcla a evaporar para tratar de partir en cada una de las corridas posteriores con el mismo contenido de sólidos solubles iniciales y así poder comparar los resultados de tiempo de proceso y consumo de vapor en las corridas de toda la experimentación.

El contenido de sólidos solubles se determinó por refractometría con un refractómetro Abbe. Se agitó vigorosamente cada cubeta y se tomó un litro de cada una, para medir los °Brix. por triplicado.

II.5. CARACTERIZACION DEL EQUIPO DE EVAPORACION

La caracterización del equipo se hizo con el fin de obtener las características físicas, dimensiones y de funcionamiento, así como la capacidad para poder fijar una masa de alimentación, además de poder determinar los rangos de operación de presión de vapor y vacío, y las dimensiones para su escalamiento posterior.

La experimentación en planta piloto se realizó en los "Laboratorios Experimentales Multidisciplinarios (LEM's)", de la carrera de Ingeniería en Alimentos, en la sección de LEM. IV, ubicados en la nave 2000 de Campo IV, de la Facultad de Estudios Superiores de Cuautitlán-UNAM.

Se utilizó un equipo de evaporación simple (batch), de convección forzada, lograda por un agitador de marco sin deflectores con una velocidad de agitación de 60 r.p.m., con sistema de vacío para el control de la temperatura de ebullición dentro de la cámara. El evaporador utilizado tiene las siguientes características de construcción y diseño (ver tabla 2.2)

Tabla 2.2- Características de construcción y diseño del equipo de evaporación.

CARACTERISTICAS	DIMENSIONES
Material de construcción	Acero inoxidable Tipo 304.
Espesor de pared.(zona de transferencia)	0.06 m
Area total.	1.043 m ² .
Area de transferencia.	0.2389 m ² .
Diámetro de cámara.	0.3900m.
Diámetro de agitador.	0.3300 m.
Velocidad de agitador.	60 r.p.m.
Capacidad de carga.	50 L.
Presión de Vapor máxima permitida	3.5 Kg/cm ²
Vacío máximo alcanzado	45 cm. de Hg.

II.6. PRUEBAS PRELIMINARES.

Antes de elegir la serie de presiones de vapor y de vacío a trabajar se realizaron corridas preliminares para asegurar una buena experimentación, tener mayor conocimiento del funcionamiento del equipo y del comportamiento del fluido durante la evaporación.

Se alimentó al evaporador a su máxima capacidad, teniéndose problemas de espumado, es decir, el sombrero de la espuma llegó hasta el borde de la entrada del condensador y por la succión del vacío que se aplicó, ésta llegaba a entrar al condensador teniéndose mermas del producto, además de un posible daño al sistema de vacío.

El problema anterior se pretendió corregir con el uso de anti-espumante, pero el efecto de este sobre la espuma fue casi nulo es decir, se continuó con el problema (aún con el máximo permitido: 0.03%), cabe notar que en la dos pruebas anteriores el vacío aplicado se realizó únicamente con la bomba de vacío con la que cuenta el equipo, pero no se logró el vacío máximo que se obtuvo durante la caracterización debido a que al empezar a ebullición la mezcla, se perdía vacío rápidamente quedando por abajo de los 15 cm de Hg. teniéndose en ese momento problemas de espumado, lo que obligaba a para la bomba de vacío y como consecuencia de esto se elevaba la temperatura de la cámara llegando a estar por arriba de los 90 °C, continuando el espumado por lo que se tenía que cortar el sistema de calefacción, es decir, parar totalmente el equipo.

Como segunda opción se disminuyó la masa de alimentación a un 80% (40 L de la capacidad), continuando con los mismos problemas.

Posteriormente se utilizó una línea auxiliar de vacío con una alimentación de 40 Kg., para alcanzar desde el inicio del proceso un vacío mínimo por arriba de 25 cm de Hg., lográndose en los primeros 5 min. de iniciado el proceso el rompimiento total de la espuma incluso sin el uso de anti-espumante.

FASE II

II.7. DETERMINACION DE CONDICIONES DE PROCESO

Para la determinación de las condiciones de proceso se disponía de 140 kg. de fruta que distribuidos en las 9 relaciones diferentes de presión de vapor - vacío resultado de los niveles de variación con las que se prepararon mezclas según la formulación, alimentándose en cada corrida una masa de alimentación de 34.2 kg. Los demás ingredientes, sus cantidades en peso se encuentran en la tabla 2.3:

Tabla 2.3 Cantidad de ingredientes de formulación.

INGREDIENTES	PESO EN KG.
Frambuesa roja	15.52
Azúcar granulada	15.52
Pectina	0.0465
Agua Potable	3.1
Benzoato de sodio	0.006 gr.
Sorbato de potasio	0.006 gr.

Para llevar a cabo la experimentación en el equipo de evaporación se siguió la siguiente secuencia para la determinación de condiciones de proceso y muestreo en base a las experiencias tomadas durante la caracterización y pruebas preliminares. (Ver fig 2.1 a 2.4).

Antes de iniciar la experimentación para determinar las condiciones de proceso (Tiempo, temperatura y consumo de vapor) se decidió tomar muestras cada 10 min. en cada corrida. No se fijaron intervalos menores de tiempo para interrumpir en lo mínimo posible a la concentración, es decir, si se hubiera muestreado cada 2 o 5 min. se desestabilizaría el coeficiente de transferencia de calor por un mayor número de veces interrumpido, no teniendo datos confiables para el análisis de transferencia de calor.

Por otro lado se fijó tomar en cada muestreo la cantidad de 600 ml. de muestra que sirviera para dar seguimiento a la concentración y determinación de condiciones de proceso. Determinar las propiedades físicas, térmicas y reológicas a través de la concentración, así como sus respectivas repeticiones.

II.7.1. Selección de niveles de variación de presión de vapor y vacío.

En base a la caracterización del equipo y a las pruebas preliminares se establecieron los niveles de variación de la presión de vapor y vacío para determinar las condiciones de proceso y con éstas también las propiedades del fluido a través de éste.

Como la bomba opera a un vacío máximo de 45 cm de Hg. se propuso trabajar a 25, 35 y 45 cm de Hg., es decir, a un vacío bajo, medio y máximo.

Por otro lado se seleccionaron tres niveles de presión de vapor como medio de calefacción de 1.5, 2.0 y 2.5 Kg/cm², ya que el máximo permitido en la chaqueta antes de dispararse la válvula de seguridad es de 3.0 a 3.5 Kg/cm², por lo cual se seleccionaron estos tres niveles con el mismo rango entre ellos (ver tabla 2.4).

Los niveles de variación utilizadas para las dos presiones fueron las siguientes:

Tabla 2.4 Niveles de variación de presión de vapor y vacío.

PRESION DE VAPOR (kg. / cm²)	VACÍO (cm Hg)
1.5	25
2.0	35
2.5	45

II.7.2. Determinación del tiempo y temperatura de proceso y consumo de vapor.

Para la determinación de las condiciones de proceso se realizaron 9 corridas, cronometrando el tiempo desde el momento de la aplicación de vapor de calentamiento hasta llegar a una concentración de 65 ° Brix, parando el cronómetro durante cada muestreo para no contabilizar ese tiempo.

Para la determinación del consumo de vapor se midieron los condensados de cada corrida depositándolos en una cubeta que se colocó bajo la salida de condensados, cerrando la llave de la línea que retorna los condensados a la caldera y la línea que descarga al drenaje.

Se seleccionó aquel proceso que tuvo menor tiempo y con un menor consumo de vapor.

Con respecto a la temperatura, ésta fue una consecuencia del proceso elegido y de su respectivo vacío aplicado.

La temperatura de proceso de cada corrida se midió con un termómetro de bulbo en el producto final, comparándola con el medidor de temperatura con el que cuenta el equipo resultando muy similares.

El trabajo en el equipo durante la realización de cada una de las corridas incluyó las siguientes operaciones, en las cuales la secuencia de proceso fue con el fin de obtener una uniformidad de las pruebas realizadas:

1. Obtención previa del vacío.
2. Succión del producto.
3. Concentración.
4. Muestreo. Realizada en forma intermitente durante la concentración.
5. Vaciado del evaporador.

Obtención previa del vacío.

La obtención previa del vacío se llevó a cabo con las siguientes operaciones, ver la fig. II.1:

1. Cerrado de la compuerta del evaporador.
2. Cerrado del grifo rompe vacío.
3. Cerrado de la llave de succión del producto.
4. Cerrado de la llave de descarga del evaporador.
5. Cerrado de la llave de descarga del condensador.
6. Apertura de la alimentación de agua de la bomba.
7. Funcionamiento de la bomba de vacío.

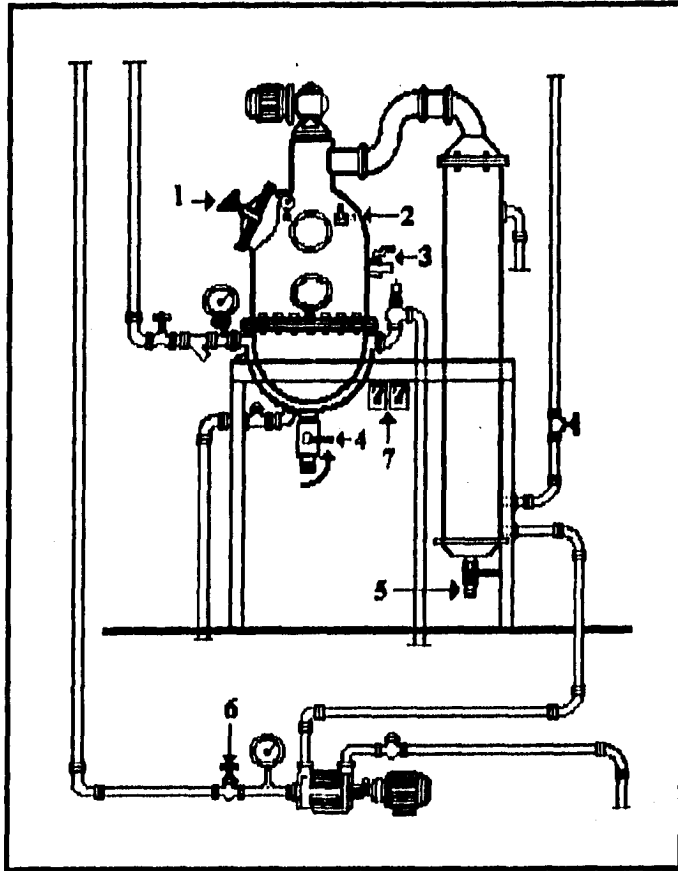


Fig. 2.1.- Obtención previa del vacío en el interior de la cámara.

Llenado del evaporador por succión.

Una vez que el evaporador alcanzó el vacío, se succionó la mezcla a concentrar mediante las siguientes operaciones, esto se aprecia en la figura 2.2:

1. Conexión de la manguera a la llave de succión.
2. Introducción de la manguera en el tanque que contiene la solución.
3. Apertura de la llave de succión para que el producto ingrese al interior de la cámara de evaporación.

4. Cerrado de la llave de succión cuando la carga propuesta de mezcla (34.2 Kg.) se haya terminado de introducir.

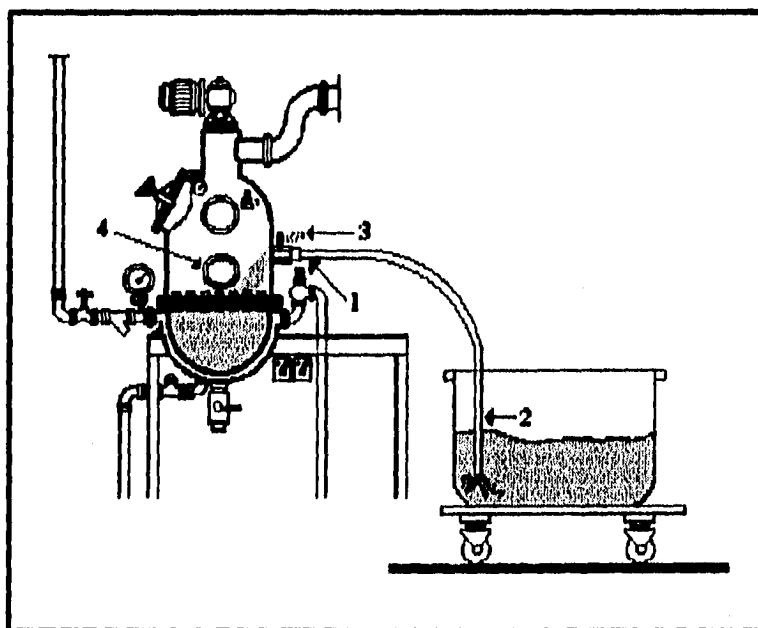


Fig. 2.2.- Llenado del evaporador por succión.

Concentración.

Después de haber sido llenada la cámara de evaporación, el seguimiento de la concentración y la toma de muestras se hizo mediante las siguientes operaciones, de forma gráfica se aprecia en la figura 2.3:

1. Funcionamiento del agitador-mezclador.
2. Funcionamiento de la bomba de vacío en forma constante y al vacío requerido para cada corrida.
3. Apertura de la válvula de descarga para la purga del condensado.
4. Apertura de la llave de entrada del agua fría al condensador.
5. Apertura de la entrada de vapor de calefacción, controlándose que la presión fuera la requerida, mediante la válvula de apertura y checando ésta en el manómetro.

6. Mantenimiento de la ebullición del producto a las condiciones de presión de vapor-vacío establecidos para cada corrida.

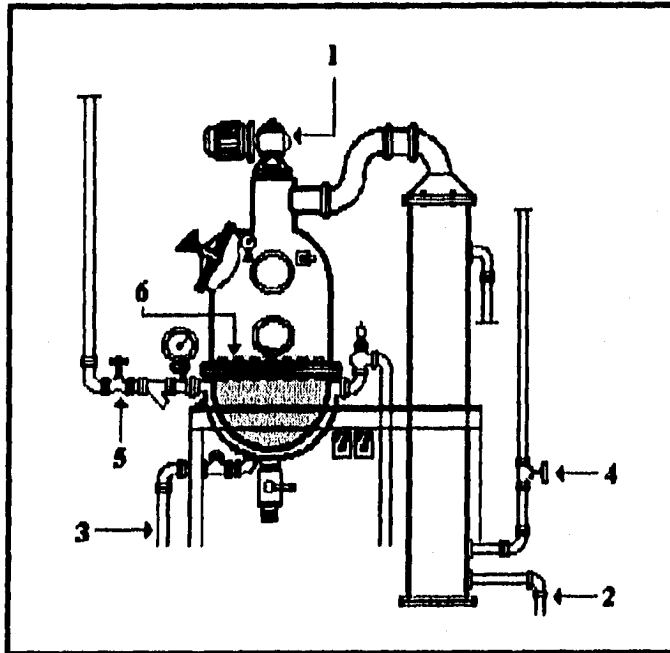


Fig. 2.3.- Concentración de mermelada.

Muestreo

Las tomas de muestra, ver fig. 2.4., realizadas cada 10 min. constó de los siguientes pasos:

1. Apagado de la bomba de vacío.
2. Cerrado de la llave de alimentación de agua a la bomba.
3. Rompimiento del vacío en el interior de la cámara mediante la apertura de del grifo rompe-vacío.
4. Cerrado completo del flujo de alimentación de vapor.
5. Colocación de un recipiente para la toma de muestras en la parte inferior de la cámara.
6. Apertura en forma lenta de la llave de descarga del evaporador hasta recolectada la cantidad de muestra requerida.
7. Cerrado de la llave.

8. Arranque del equipo para continuar con la concentración. (Para este paso las operaciones que se realizaron fueron las de la parte de concentración).

Vaciado del evaporador.

En estas operaciones la secuencia de estas fue de manera similar a la de la toma de muestras.

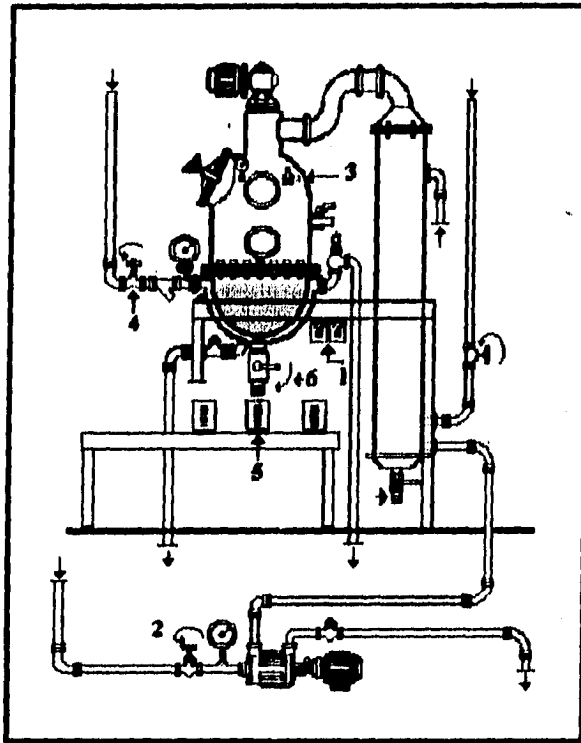


Fig. 2.4.- Muestreo y/o vaciado de la cámara de evaporación.

FASE III

II.8. DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES FISICAS, TERMICAS Y REOLOGICAS DURANTE EL PROCESO DE EVAPORACION.

La importancia de dar seguimiento al comportamiento de estas propiedades a través del proceso radica en que influyen en la transferencia de calor además de que son necesarias para la determinación de las constantes de transferencia de calor como lo explica la hipótesis.

a) Determinación de °Brix.

La determinación de °Brix en cada muestreo se realizó por índice de refracción con un refractómetro marca Abbe con precisión de 0.1 °Brix.

La muestra utilizada en cada medición se separó de semillas y pulpa quedando solamente la miel, realizándose tres mediciones de °Brix de ésta.

Como análisis estadístico a los resultados de las repeticiones se les realizó un promedio, calculando su desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente y desechar aquellos valores que aumentaran por arriba del 10% el coeficiente de variación.

b) Determinación de porcentaje de agua.

El porcentaje de agua se determinó por diferencia de peso en la evaporación de esta en una termobalanza marca O'haus con precisión de 0.1% (0.1 gr de pérdida de peso en muestra).

La muestra colocada en cada medición fue de 10 gr., llevándola hasta su completo secado sin llegar a la aparición de manchas oscuras, es decir, sin que se llegara a quemar. A cada muestra se les hizo tres repeticiones, aplicándole un análisis estadístico igual que para la determinación de °Brix.

c) Determinación de densidad.

La densidad se determinó por la medición de peso de una muestra a un volumen constante en un picnómetro con capacidad de 25 ml.

Cada una de las mediciones de las diferentes muestras se realizó a temperatura de proceso correspondiente; realizándose tres repeticiones y aplicándole un análisis

Capítulo 2 Determinación de propiedades físicas, térmicas y reológicas

estadístico de promedio similar al de °Brix, eliminando aquellos valores que influyeron en un alto (10%) coeficiente de variación, por error experimental.

d) Determinación del modelo y constantes reológicas.

La caracterización se hizo utilizando viscosímetro Brookfield RVT de 8 velocidades y 6 husos diferentes. La determinación del modelo y constante reológicas se hizo por el método Mitscka.

Se colocaron 600 ml. de muestra en un vaso de precipitado a baño María en una cuba eléctrica, hasta alcanzada la temperatura de proceso correspondiente según el número de muestra, manteniéndola cte. durante la caracterización.

Una vez alcanzada la temperatura correspondiente, se seleccionó el número de huso para obtener el mayor número de lecturas que estuvieran en un intervalo de 10 al 90% de torque. Se realizaron las curvas ascendente y descendente de los porcentajes de Torque y las velocidades del viscosímetro a intervalos de 2 min.; presentándose un grado de tixotropía en todas las muestras por lo que fue necesario llevarlas al equilibrio para la caracterización definitiva. Una vez alcanzado el equilibrio se determinó el % de torque de la diferentes velocidades dentro del rango establecido para la determinación de n y K_C y del modelo reológico.

e) Determinación de sólidos totales.

Los sólidos totales se calcularon por diferencia entre el contenido de agua de la muestra y el peso total de la masa obtenido a través de un balance de materia.

f) Determinación de Capacidad calorífica.

El C_p se determinó por cálculo numérico con la ecuación de Dickerson, tomándose el promedio del contenido de agua, según el número de muestra. La ecuación es la siguiente:

$$(C_p = 1.635 + (0.025 \times [\%_{\text{Agua}}]))$$

g) Determinación de Conductividad térmica.

La conductividad térmica se determinó por la ecuación de Riedel, tomándose los valores promedio del contenido de agua y el valor de temperatura de proceso según la muestra. La ecuación es la siguiente:

$$K = (326.575 + 1.042 T - 0.00337T^2) * (0.796 + 0.009346[\%_{\text{Agua}}]) * (1 * 10^{-3})$$

FASE IV

II.9. EVALUACION DE LAS CARACTERISTICAS FINALES DEL PRODUCTO.

Las características finales del producto que se evaluaron se encuentran en la tabla 2.5. Se evaluaron a 74 °C temperatura de salida del producto a las condiciones de proceso seleccionadas, excepto para la consistencia que se realizó a temperatura ambiente (25 °C), que es la temperatura promedio en su comercialización.

Tabla 2.5 Características evaluadas al producto.

PROPIEDADES	UNIDADES
Humedad	%
Grados Brix	%
Densidad	kg. / m ³
pH	-----
Viscosidad Ap.	cp*
Azúcares invertidos	%
Actividad de agua	-----
Cond. Térmica	W/m°C
Capacidad Cal.	KJ/kg°C
Modelo Reológico	-----
Ctes. Reológicas : K	Pa*s ⁿ
n	-----

La humedad, °Brix, densidad, Conductividad térmica y capacidad calorífica así como el modelo y ctes. reológicas se reportan los valores obtenidos de la muestra que correspondió al producto final a las condiciones de proceso seleccionadas.

Para el pH, viscosidad aparente, azúcares invertidos, consistencia y actividad de agua sus materiales y métodos fueron los siguientes:

a) Determinación de pH.

El pH se evaluó por el diferencial de potencial, en un potenciómetro con precisión de 0.1 en la escala de pH (0.1 a 14).

Capítulo 2

Evaluación de las características finales del producto

Se colocaron 5 gr de muestra en 20 ml. de agua destilada para hacer una dilución, previamente se calibró el equipo con una solución buffer y limpiándose los electrodos con agua destilada.

A continuación los electrodos se introdujeron en la muestra y se esperó a que se estabilizara la aguja indicadora para la posterior toma de lectura. Esta prueba se repitió tres veces a cada muestra y se les realizó un promedio a los valores obtenidos aplicándole como método estadístico la desviación estándar y el coeficiente de variación para ver el porcentaje de error cometido experimentalmente y eliminar aquellos valores que influyeron en un coeficiente de variación mayor del 10%.

b) Determinación de viscosidad aparente.

La viscosidad aparente se calculó con el % de Torque a 60 R.P.M. por ser la velocidad de agitación a la que fue sometida la mermelada en el proceso, después de llevarla al equilibrio en un viscosímetro Brookfield RVT de 8 velocidades con el huso No. 3.

La expresión utilizada para el cálculo de la viscosidad fue:

$$\mu_{ap} = (\% \text{ Torque}_{60 \text{ R.P.M.}}) (\text{Factor de Huso No. 3}) [=] \text{Centipoises.}$$

c) Determinación de azúcares invertidos.

El porcentaje de azúcares invertidos se evaluó por titulación de la reducción del Oxido de Cu^{+++} a Cu^{++} según el método de Lane - Eyrton. El equipo y material utilizado fue el siguiente:

- Sol. de Sulfato cúprico (69.28 gr por litro de agua destilada) \Rightarrow Sol Feehling A.
- Sol. de Hidróxido de Sodio (130.0 gr. por litro de agua destilada) \Rightarrow Sol Feehling B
- Sol. al 2% en peso de muestra de mermelada con agua destilada.
- Indicador de azul de metileno.
- Parrilla eléctrica.
- Mosca imantada.
- Matraces Erlenmayer de 100 ml.
- Soporte universal y accesorios.
- Bureta de 50 ml.
- Pipetas graduadas de 25 ml.
- Vasos de precipitado.

Capítulo 2

Evaluación de las características finales del producto

La muestra se preparó pesando 5 gr. de mermelada en 250 ml. de agua destilada, posteriormente se sometió a la filtración en un cedazo para eliminar las semillas y fibras gruesas de la pulpa.

El análisis se realizó mediante las siguientes operaciones:

- Se agregó al matraz Erlenmeyer 25 ml. de sol. de Fehling A y 25 ml de sol. de feehling B, obteniendo una solución de azul intenso
- De esa solución obtenida se agregaron 25 ml. a otro matraz Erlenmeyer el cual se puso en la parrilla eléctrica manteniéndola a ebullición y agitación cte. con la mosca.
- Por otro lado se llenó la bureta con la solución de la muestra y se procedió a la titulación hasta que el color azul intenso se tornó claro, en ese momento se añadieron 3 gotas de indicador, continuando la titulación por goteo. cuando se tuvo un color rojizo se paró la titulación, midiéndose en ese momento el gasto de la bureta.
- El valor del gasto se comparó con la tabla de azúcares invertidos, obteniéndose el porcentaje correspondiente a ese gasto.

d) Determinación de la consistencia.

La consistencia se evaluó tanto en el producto experimental como en una mermelada comercial de marca "Delicatessen", con el fin de tener un parámetro de comparación.

La determinación se hizo por desplazamiento, en un consistómetro diseñado por el Laboratorio de Propiedades Reológicas y Funcionales de los Alimentos (LAPRYFAL) de campo 1 en la sección de posgrado, con una sensibilidad de 0.1 cm.

Se colocó una muestra de 125 ml en el portamuestras dejándolo correr posteriormente sobre la pista del consistómetro, cronometrando el desplazamiento a un tiempo cte. de 5 min.

Se realizaron tres repeticiones tanto a la mermelada comercial como la experimental y se aplicó el mismo método estadístico que para las pruebas anteriores.

e) Determinación de Actividad de agua (Aw).

La actividad de agua se determinó por el método de interpolación gráfica

El conocimiento de la actividad de agua en un alimento es importante, ya que es un indicio del crecimiento de m.o. en este, y con este valor se tiene la idea de saber cual o cuales son los m.o. que están en sus medios óptimos de desarrollo, es decir se pueden tener hongos, bacterias o levaduras.

Las pruebas realizadas de actividad de agua en la mermelada consistió en el uso de diferentes soluciones de sales en saturación, con actividad de agua conocida; las cuales fueron aisladas del medio ambiente (atmósferas controladas), en recipientes con tapa. Para su determinación, se colocó una muestra de 1.0 gramos en cada uno de los recipientes con la respectiva sal y se sometieron a temperatura cte. (25 °C) durante 24 Hrs.. Lo que se esperaba de estas muestras era la pérdida o ganancia del peso en la muestra al final del periodo antes señalado, y esto estaría en función de los cambios de humedad relativa a la estuviera la mermelada al estar en equilibrio con la sal donde se encontrara. Para determinar el valor de actividad de agua, se obtuvo la diferencia de pesos, como lo indica la técnica, dichos valores se graficaron contra la actividad de agua de las sales (ver tabla 2.6) respectivas, y el punto de intersección de la recta obtenida con el eje de las X dio el valor de la Aw. para la mermelada.

Para la determinación de Aw se propuso realizar dos corridas, debido a la dificultad y tiempo que se lleva en realizar, además de la disponibilidad en la cantidad necesaria de las sales.

La actividad de agua de las sales usadas fueron las siguientes:

Tabla 2.6.- Actividad de agua de diferentes sales.

SALES	ACTIVIDAD DE AGUA (a 25°C)
Cloruro de Litio	0.123
Acetato de Potasio	0.23
Nitrato de Magnesio	0.52
Bromuro de Sodio	0.59
Yoduro de Potasio	0.66
Cloruro de Sodio	0.75
Sulfato de Amonio	0.79
Nitrato de Potasio	0.94

Fuente: Food Science and Technology ; Series a monographs. Throller John A.

FASE V

II.10. CALCULO DE COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y NUMEROS ADIMENSIONALES PARA LA OBTENCION DE LA ECUACION EMPIRICA QUE RIJA EL COMPORTAMIENTO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL PROCESO.

Con los valores obtenidos de la determinación de las propiedades físicas, térmicas y reológicas se calcularon los valores de Reynolds y Prandtl generalizados para cada una de la relaciones de presión de vapor - vacío y a través del proceso.

Una vez calculados los valores de los números adimensionales que relacionan las fuerzas viscosas y las fuerzas de inercia (Re) y del componente cortante de la difusividad de impetu con respecto a la difusividad de calor (Pr), se calculó el número de Nusselt a través de un balance de materia y energía, con la siguiente metodología:

La expresión básica para determinar la capacidad de transferencia de calor de un evaporador de simple efecto es la ecuación (2.1) se define como:

$$q = U A \Delta T \dots \dots \dots (2.1)$$

Para calcular el calor suministrado, fue necesario realizar un balance de calor y materiales en el evaporador de la fig. 2.5. La alimentación al evaporador F, con un contenido de sólidos x_{sf} , una temperatura T_F y una entalpía h_F . La salida consiste, del producto concentrado P con un contenido de sólidos x_{sp} , una temperatura T_1 y una entalpía h_p . El evaporado E se desprende como disolvente puro con un contenido de sólidos $x_{se} = 0$, una temperatura T_1 y una entalpía H_B . La entrada de vapor de agua saturado V con una temperatura de T_{vs} y una entalpía H_{vs} . El vapor de agua condensado L sale a una temperatura T_{ls} , esto es, a la temperatura de saturación y con una entalpía de h_{ls} . Esto significa que el vapor de agua sólo transfiere su calor latente, λ_v , que es:

$$\lambda_v = H_{vs} - H_{ls} \dots \dots \dots (2.2)$$

Puesto que el vapor V_B está en equilibrio con el líquido L_B , las temperaturas de ambos son iguales. La presión P_1 es la de vapor de saturación del líquido de composición x_p a su punto de ebullición T_1 (esto supone que no hay elevación en el punto de ebullición).

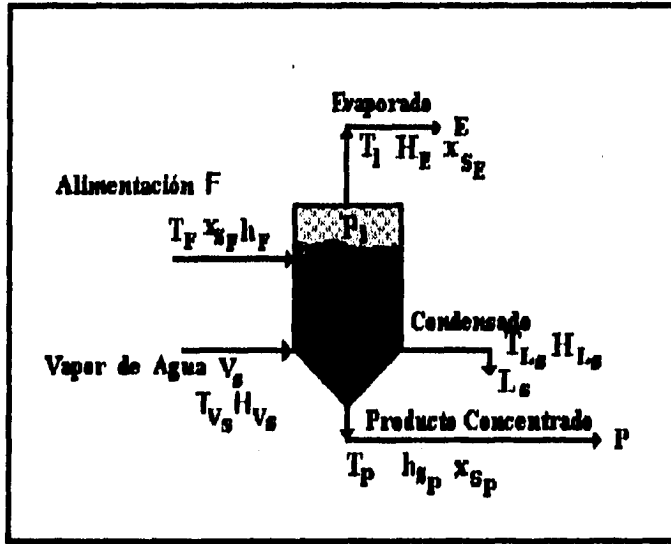


Fig 2.5. Balance de calor y de masa para un evaporador de efecto simple.
 (Fuente: Geankoplis Christie J. Procesos de las operaciones unitarias
 C.E.C.S.A.1978).

Considerando que no hay pérdidas de calor, el calor total de entrada es igual al calor total de salida:

$$\text{Calor de la alimentación} + \text{Calor en el vapor de agua} = \text{Calor en líquido concentrado} + \text{Calor en el vapor} + \text{Calor en el vapor que va condensado} \dots \dots \dots (2.3)$$

Esto supone que no hay pérdidas de calor por convección y radiación.

Expresando el calor en términos de todas las masas participantes y sus respectivas entalpías, la ecuación 2.1 resulta la siguiente expresión:

$$Fh_F + Vh_{V_s} = E\lambda_E + LH_{L_s} + Ph_P \dots \dots \dots (2.4)$$

Sustituyendo la ecuación (2.2) en la ecuación (3.4):

$$Fh_F + V\lambda_v = E\lambda_E + Ph_P \dots \dots \dots (2.5)$$

Entonces, el calor q, transferido en el evaporador es

Capítulo 2 Balances de materia y energía y cálculo de números adim.

$$q = V(H_{V_s} - h_{L_s}) = V \lambda_V \dots \dots \dots (2.6)$$

El calor latente λ_V del vapor de agua a la temperatura de saturación T_V para cada presión de vapor manejada, así como el calor latente, λ_E de la masa de evaporado, a su respectiva temperatura T_1 o vacío, se obtuvieron de las tablas de vapor. (Ver tabla 2.7)

En lo que respecta al cálculo de las entalpías de la alimentación y de los productos no se obtuvieron directamente por no haber los datos respectivos para los diferentes tipos de alimentos, por lo cual se establecieron aproximaciones para determinar el balance de calor con la ecuaciones siguientes:

$$q_F = F C_{pF} \Delta T \dots \dots \dots (2.7)$$

$$q_P = P C_{pP} \Delta T \dots \dots \dots (2.7')$$

Tabla 2.7.- Valores de calor latente y temperaturas para vapor de calefacción y evaporado utilizados en los balances de materia y energía.

Propiedad	PRESION DE VAPOR (Kg/cm ²)			VACIO (cm de Hg)		
	1.5	2.0	2.5	25	35	45
Temperatura (°C)	126.96	130.47	140.35	74.0	66.0	56.0
Calor latente, λ (KJ/Kg)	2182.896	2172.819	2143.71	2323.86	2343.68	2368.23

Donde los respectivos C_p de alimentación y producto se obtuvieron con el uso de la ecuación de Dickerson para cada corrida y a cada muestreo de estos.

Una obtenidos los cálculos de velocidad de transferencia de calor q , se calcularon los coeficientes globales de transferencia de calor despejado de la ecuación (2.1), resultando:

$$U = q / A \Delta T' \dots \dots \dots (2.8)$$

Paralelamente se cálculo h_V (coeficiente de película del lado del vapor) con la siguiente expresión:

Capítulo 2 Balances de materia y energía y cálculo de números admi.

$$h_v = 1.13 \left(\frac{\rho_{\bar{T}}^2 \times g \times \lambda_v \times K_{\bar{T}}^3}{\mu_{\bar{T}} \times L_c \times (T_v - T_w)} \right)^{0.25} \dots\dots\dots(2.9)$$

El valor de L_c se refiere a la longitud característica de la figura geométrica donde se esta realizando la condensación del vapor. En este caso, al tratarse de una media esfera, la longitud donde se lleva el recorrido de la condensación es la cuarta parte del perímetro de una esfera. Resultando en este caso una longitud de 0.3063m.

La temperatura en la pared del lado del vapor no se pudo determinar experimentalmente, debido a que no se pudo instalar termopares en esa zona por no ser desmontable la chaqueta de vapor. Se determinó el h_v , por interacción suponiendo una temperatura en la pared, se calculo h_v tomando las propiedades a la temperatura promedio del resultado de sumar la temperatura de calefacción y la temperatura supuesta de la pared, es decir:

$$\bar{T} = (T_{\text{vapor}}^{\circ} + T_{\text{sup. pared}}^{\circ}) / 2 \dots\dots\dots(2.10)$$

Todas las variables de la expresión (2.9), se evaluaron a la temperatura promedio, a excepción de la λ_v , la cual se evaluó a la temperatura de calefacción.

Con el h_v supuesto, y la resistencia del metal conocida y el Coeficiente global de transferencia, se calculó el h_p supuesto (Coeficiente global de película del lado del alimento), mediante la siguiente expresión:

$$H_p = \frac{1}{\frac{1}{U} - \frac{1}{h_v} - \frac{x_M}{K_M}} \dots\dots\dots(2.11)$$

y se evaluó la suma de las resistencias, y que a su vez se sustituyó en la siguiente expresión para evaluar un ΔT :

$$\Delta T = R_v / \Sigma R (T_v^{\circ} - T_p^{\circ}) \dots\dots\dots(2.12)$$

si ese ΔT resultara ser similar al supuesto para el cálculo de h_v , eso era la temperatura de pared, por lo tanto le correspondería ese valor de h_v .

Finalmente con los valores de h_p se calcularon los valores del número de Nusselt, con la expresión:

$$Nu = \frac{h_p D}{K} \dots\dots\dots(2.13)$$

FASE VI

II.11. OBTENCION DE ECUACION EMPIRICA DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN BASE AL COEFICIENTE DE PELICULA MAS ALTO DEL LADO DEL ALIMENTO Y CONSUMO DE VAPOR MAS BAJO.

Obtenidos los valores de los Números adimensionales, se hicieron los tratamientos de estos para obtener la ecuación empírica que rija el comportamiento de transferencia de calor en el equipo, de la forma:

$$Nu = a Re^b Pr^c$$

aplicando el método de Colburn (20.), de regresión lineal y encontrar las constantes empíricas a, b y c. El método consiste en la aplicación de una serie de regresiones lineales.

Para obtener los valores correspondientes de a, b y c, se representó los datos experimentales de la mermelada de forma que en primer lugar se tuviera una relación entre el No. de Nusselt y el No. de Reynolds, es decir, que sirvieran para hallar el valor apropiado del exponente "b". Esto pudo hacerse en una representación doble logarítmica de los datos obtenidos para el fluido alimenticio, es decir, sacar la pendiente de la relación del Log. de Nu Vs. Log. de Re., con el objeto de eliminar la influencia del No. de Prandtl, donde la pendiente toma el valor de b.

Luego utilizando ya el valor estimado de b, para la obtención de c, se representaron los datos correspondientes de manera que aparecieran en la forma de Log. de [Nu / (Re*b)] en función del Log. del No. de Prandtl y así se determinó el valor de "c" a través de la pendiente resultante.

Finalmente empleando este valor de c, se representó una vez mas los datos correspondientes, de modo que el Log. de [Nu / (Pr*c)] apareciera en función del Log. del No. de Re encontrándose el valor de la constante "a", nuevamente con el valor de la pendiente de esta regresión.

CAPITULO

III

RESULTADOS Y DISCUSION

III.1.- DETERMINACION DE °BRUX A LA MATERIA PRIMA.

La determinación de grados brix a la materia prima fue muy importante para la experimentación, ya que como se observa en la tabla 3.1, el contenido de sólidos solubles fué muy variable en la materia prima e indirectamente también el contenido de agua. En lo que respecta al contenido de agua, es importante saberlo, porque si la finalidad de la evaporación es eliminar agua, es necesario partir de un mismo contenido en todas las corridas para poder realizar una comparación y análisis entre sus resultados.

Los °Brix. fueron con los que se dio seguimiento a la concentración para establecer las condiciones de proceso, por lo que fue necesario partir de una misma concentración inicial en cada corrida.

Tabla 3.1 Resultados de estandarización de la materia prima.

No. MUESTRA	GRADOS BRUX
	\bar{x}
1	30.0
2	27.0
3	27.8
4	27.8
5	28.2
6	28.4
7	23.5
8	24.1
9	23.9

Para disminuir las variaciones tan grandes que se obtuvieron, se tomó la decisión de realizar una mezcla entre la fruta de las diferentes cubetas para tener un rango más homogéneo, que mezclado con el resto de los ingredientes resultó de 45 a 50 °Brix. No se redujo más el rango ya que es muy difícil por no contarse con el equipo de la capacidad necesaria para un mezclado completo.

La estandarización de la materia prima es importante tanto para la elaboración de mermelada, así como cuando se desea obtener datos para diseño o escalamiento.

En la elaboración ayuda a tener un producto final con características uniformes, es decir, la consistencia, color, relación fruta-azúcar y sabor deben de

ser uniformes al estandarizar la materia prima; lo mismo para el diseño de equipo o escalamiento, como en este caso, es necesario para poder realizar un buen estudio y comparación entre los resultados que se persiguen.

III.2.- PRUEBAS PRELIMINARES.

En la realización de pruebas preliminares se vio que la frambuesa tiene la propiedad de formar espuma, lo cual es problemático para la elaboración de mermelada al vacío, ya que es un equipo cerrado y no hay forma de retirar la espuma sin tener mermas. Se demostró que aún con el uso de antiespumante en su concentración máxima permitida no fue suficiente para suprimirla; solamente con el uso de vacío por arriba de 20 cm. Hg.

La acción determinante del vacío sobre la espuma consiste en romper la tensión superficial de las paredes de las burbujas al tratar de eliminar el aire del interior de la cámara. Se creó que antes de romperse la burbuja sufre una elongación que se incrementa hasta el grado de romperla debido a la diferencia de presiones entre el interior de la burbuja para su formación, la presión atmosférica y la fuerza contraria que corresponde al vacío.

III.3.- DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE PROCESO.

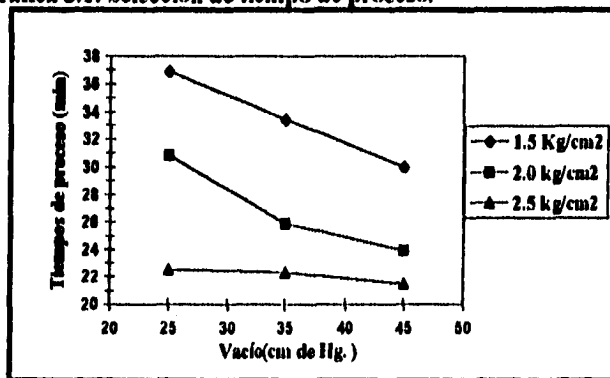
III.3.1.- Selección del tiempo de proceso.

Como producto final se planteo llegar a una concentración final de 65 °Brix, obteniéndose así los siguientes tiempos de proceso para cada una de las combinaciones de presiones, que se muestran en la tabla 3.2, donde se observa un incremento de tiempo de hasta 64.1 % al disminuir la presión de vapor de 2.5 hasta 1.5 kg/cm² para un vacío constante de 25 cm Hg. Esta influencia se aprecia más en la gráfica 3.1, y va de mayor a menor con respecto al tiempo, es decir, a presiones bajas le corresponden tiempos de proceso mayores, que van disminuyendo al aumentar la presión de calefacción, lo que afirma la hipótesis de que al trabajar con presiones muy pequeñas el tiempo se incrementa en proporciones considerables. Esto se debe a la menor cantidad de vapor suministrada y por lo tanto una cantidad menor de calor latente disponible dentro de la chaqueta.

Tabla 3.2 Tiempos de proceso para diferentes presiones. (min.)

Presión de Vapor (kg / cm ²)	Vacío (cm. de Hg.)		
	25 (T = 74°C)	35 (T = 66°C)	45 (T = 56°C)
1.5	36.94	33.47	30.00
2.0	30.85	25.91	23.92
2.5	22.51	22.33	21.53

Gráfica 3.1. Selección de tiempo de proceso.



Analizando la variación del vacío aplicado, se observa que también existe una influencia apreciable sobre los tiempos de proceso, que descienden conforme aumenta el vacío. Existe una diferencia de 6.94 min. entre utilizar 45 o 25 cm. Hg., tanto con presión de vapor constante de 1.5 como 2.0 kg./cm². Esta diferencia de minutos corresponde a un 29.0 %.

Haciendo una comparación entre los tiempos que corresponden a (2.5 kg./cm²) a los diferentes vacíos manejados, la diferencia es de sólo un min. escaso, que equivale 4.4 % de tiempo más entre utilizar 25 en lugar de 45 cm. Hg. Esto se debe a que se está alimentando un exceso de vapor que rompe la influencia de los vacíos, teniendo un tiempo similar para ambos casos y que es muy conveniente trabajar con el vacío de 25 cm. Hg. ya que la diferencia de tiempo no es demasiada; además de que con la temp.= 74 °C que corresponde a ese vacío no afecta al producto.

En base a lo anterior, se decidió preseleccionar las condiciones de 2.5 kg./cm² y 25 cm de Hg. por ser las condiciones que tienen un tiempo menor y se

aplica menos vacío. Esto tiene importancia desde el punto de vista económico, ya que al aplicar menos vacío disminuye la potencia en el uso de bombas de vacío y con ello se reduce el costo en este servicio.

III.3.2.- Selección del consumo de vapor.

Analizando los datos de la tabla 3.3 y la gráfica 3.2 que corresponden a los consumos de vapor de las diferentes corridas, se observa que existe una tendencia ascendente en los gastos de vapor por min., tanto en las presiones de vapor como de vacío, es decir, al aumentar cualesquiera de estas condiciones ya sea de vacío o de vapor, hay un mayor gasto de vapor por min. La diferencia entre 0.5833 y 0.8004 lt/min. de vapor (para 1.5 y 2.5 kg./cm.²) para el vacío de 45 cm. Hg., es del 27.1 %, que comparado con el 8.3 % de la diferencia entre 0.5249 y 0.5727 lt/min. (para 1.5 y 2.5 kg./cm.²) para el vacío de 25 cm. Hg., es muy superior e indica como existe la tendencia excedente de consumo de vapor en lt/min al aumentar el vacío; lo mismo ocurre con la variación de la presión de vapor. Lo anterior indica gastos de vapor altos que no convienen al proceso, desde el punto de vista económico, la causa en este sentido es que al aumentar cualquiera de estas condiciones, ya sea de presión de vapor o de vacío, en el sistema se provoca una diferencia de temperaturas cada vez mayor, entre la cámara de evaporación y el vapor de calefacción, lo que obliga a transferirse mayor cantidad de vapor para mantener una diferencia de temperaturas más amplio.

Tabla 3.3 Consumo real de vapor a diferentes presiones. (lt /min.)

Presión de Vapor (kg./cm. ²)	Vacío (cm. de Hg.)		
	25 (T=74°C)	35 (T=66°C)	45 (T=56°C)
1.5	0.5249	0.5541	0.5833
2.0	0.5488	0.5896	0.6304
2.5	0.5727	0.6401	0.8004

En la gráfica 3.2 también se observa que los gastos de vapor menores se tienen para las condiciones de vacío de 25 cm de Hg. y dentro de estas la más baja en apariencia corresponde a 25 cm de Hg y 1.5 kg./cm.², pero estas condiciones tienen un tiempo de proceso muy largo, de hecho, son las condiciones que tienen el tiempo de proceso mayor (36.94 min.) de todas las condiciones manejadas, que comparando con las de 2.5 kg./cm.² y 25 cm de Hg., que aunque se tiene mayor gasto de vapor en litros por minuto, existe una reducción de tiempo de hasta un 60 % y en el consumo total de vapor hay una reducción del 44 %, es decir, en 25 y 1.5 hay un gasto de vapor de 12.89 litros de vapor de agua, mientras que para 25 y 1.5 se gastan 19.38 lt. (ver tabla 3.4).

aplica menos vacío. Esto tiene importancia desde el punto de vista económico, ya que al aplicar menos vacío disminuye la potencia en el uso de bombas de vacío y con ello se reduce el costo en este servicio.

III.3.2.- Selección del consumo de vapor.

Analizando los datos de la tabla 3.3 y la gráfica 3.2 que corresponden a los consumos de vapor de las diferentes corridas, se observa que existe una tendencia ascendente en los gastos de vapor por min., tanto en las presiones de vapor como de vacío, es decir, al aumentar cualesquiera de estas condiciones ya sea de vacío o de vapor, hay un mayor gasto de vapor por min. La diferencia entre 0.5833 y 0.8004 lt/min. de vapor (para 1.5 y 2.5 kg./cm.²) para el vacío de 45 cm. Hg., es del 27.1 %, que comparado con el 8.3 % de la diferencia entre 0.5249 y 0.5727 lt/min. (para 1.5 y 2.5 kg./cm.²) para el vacío de 25 cm. Hg., es muy superior e indica como existe la tendencia excedente de consumo de vapor en lt/min al aumentar el vacío; lo mismo ocurre con la variación de la presión de vapor. Lo anterior indica gastos de vapor altos que no convienen al proceso, desde el punto de vista económico, la causa en este sentido es que al aumentar cualquiera de estas condiciones, ya sea de presión de vapor o de vacío, en el sistema se provoca una diferencia de temperaturas cada vez mayor, entre la cámara de evaporación y el vapor de calefacción, lo que obliga a transferirse mayor cantidad de vapor para mantener una diferencia de temperaturas más amplia.

Tabla 3.3 Consumo real de vapor a diferentes presiones. (lt /min.)

Presión de Vapor (kg./cm. ²)	Vacío (cm. de Hg.)		
	25 (T=74°C)	35 (T=66°C)	45 (T=56°C)
1.5	0.5249	0.5541	0.5833
2.0	0.5488	0.5896	0.6304
2.5	0.5727	0.6401	0.8004

En la gráfica 3.2 también se observa que los gastos de vapor menores se tienen para las condiciones de vacío de 25 cm de Hg. y dentro de estas la más baja en apariencia corresponde a 25 cm de Hg y 1.5 kg./cm.², pero estas condiciones tienen un tiempo de proceso muy largo, de hecho, son las condiciones que tienen el tiempo de proceso mayor (36.94 min.) de todas las condiciones manejadas, que comparando con las de 2.5 kg./cm.² y 25 cm de Hg., que aunque se tiene mayor gasto de vapor en litros por minuto, existe una reducción de tiempo de hasta un 60 % y en el consumo total de vapor hay una reducción del 44 %, es decir, en 25 y 2.5 hay un gasto de vapor de 12.89 litros de vapor de agua, mientras que para 25 y 1.5 se gastan 19.38 lt. (ver tabla 3.4).

Gráfica 3.2. Selección de consumo de Vapor.

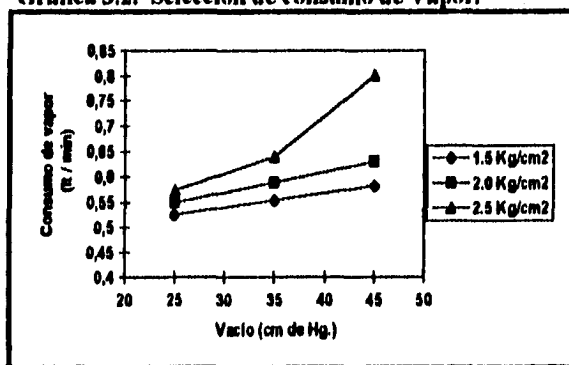


Tabla 3.4 Consumo de vapor a diferentes presiones (lt.).

Presión de Vapor (kg./cm ²)	Vacío (cm. de Hg.)		
	25 (T=74°C)	35 (T=66°C)	45 (T=56°C)
1.5	19.38	18.54	17.49
2.0	16.93	15.27	15.07
2.5	12.89	14.29	17.23

Así obtenida esta conclusión se selecciona definitivamente como mejores condiciones de proceso para la elaboración de mermelada de frambuesa los datos de la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Condiciones de elaboración de mermelada de frambuesa.

CONDICION	VALOR
Vacío (cm de Hg.)	25
Presión de vapor (kg./cm. ²)	2.5
Temperatura de cámara (°C)	74
Temperatura de calefacción (°C)	140.35

La temperatura de 74 y 140.35 °C corresponden a la de la cámara de evaporación debido al vacío aplicado y a la del vapor de calefacción respectivamente.

Capítulo 3 Resultados de las propiedades del fluido durante la evaporación

III.4 DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES FISICAS, TERMICAS Y REOLOGICAS DEL FLUIDO DURANTE EL PROCESO DE EVAPORACION.

a) Comportamiento de grados brix a través del proceso.

Los resultados del estudio realizado a los °Brix durante el proceso se muestran en la tabla 3.6 donde se observa que hay una clara variación de estos a través del tiempo. Este comportamiento es muy obvio ya que al irse concentrando la solución, lógicamente aumenta el valor de grados brix.

Con respecto a la variación de la presión de vapor, se nota una influencia en orden ascendente, es decir, al aumentar la presión de vapor hay una variación mayor a un mismo tiempo. Esta diferencia se observa mejor después de los 10 min., por ejemplo, para 45 cm. Hg. de vacío y 1.5 kg./cm² se concentra hasta 56.5 °Brix a los 20 min., mientras que para el mismo vacío y mismo tiempo pero para 2.5 kg./cm² se concentra hasta 63.0 °Brix, lo mismo se observa para 35 y 25 cm. Hg. con las mismas presiones de vapor que va de 56.8 a 60.8 y 56.6 a 62.2 °Brix respectivamente; igualmente ocurre con un tiempo de 30 min. desde la presión de vapor mínima a la máxima, para 45 cm. Hg. va de 65.0 a 69.5 °Brix, para 35 cm. Hg. va de 66.2 a 69.8 °Brix y para 25 cm. Hg. van de 60.0 a 69.0 °Brix. Lo anterior refuerza la conclusión que se dio cuando se seleccionó el tiempo de proceso al decir que se concentra más rápido con mayor cantidad de vapor.

Analizando la influencia del vacío, se observa una tendencia ascendente al aumentar de 25 a 35 cm de Hg., descendiendo al variar de 35 a 45 cm de Hg., este comportamiento se nota en todas las corridas, lo cual se debe que en las corridas de 35 cm de Hg. las masas de alimentación para las tres presiones de vapor se inició con un contenido de °Brix menor (45 °Brix) y para las de 25 y 45 cm de Hg. fue mayor (49 °Brix) por la necesidad de repetir las corridas correspondientes a 35 cm. Hg.; pero en general se observa una influencia similar entre los vacíos aplicados. De hecho en la selección de las condiciones de proceso, para el tiempo en específico, se ve la misma tendencia y es por eso que se seleccionó trabajar con el menor vacío.

Con respecto al contenido de agua, sólidos totales y cantidad de masa dentro de la cámara a través del tiempo, el comportamiento es el mismo ya que estas dependen directamente del aumento gradual de °Brix. para la concentración.

Capítulo 3 Resultados de las propiedades del fluido durante la evaporación

Tabla 3.6 Comportamiento de °Brix a través del tiempo.

Resultados grados °Brix de todas las condiciones manejadas.										
Vacío (cm Hg)		45			35			25		
Presión de vapor kg/cm. ²		1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
tiempo (min)	0	49.0	49.0	49.0	45.2	46.8	45.2	49.0	49.0	49.2
	10	54.0	51.6	51.5	50.0	50.4	48.8	50.0	50.0	53.8
	20	56.5	60.0	63.0	56.8	59.2	60.8	56.6	59.0	62.2
	30	65.0	70.2	69.5	66.2	69.0	69.8	60.0	63.8	69.0
	40							67.2	68.0	

b) Comportamiento de la densidad a través del proceso.

Los resultados de densidad que se encuentran en la tabla 3.7, indican una variación a través del tiempo del orden del 10 % al cambiar en promedio en 100 unidades desde que se inicia la concentración hasta que alcanza los 65 °Brix, por ejemplo, en la muestra que corresponde a 45 cm. Hg. y 1.5 kg/cm² que a los 30 min. llegó exactamente a los 65 °Brix tiene una variación de 106.2 unidades al cambiar de 1118.5 a 1286.7 kg/m³, correspondiendo al 8.3 %. Esta variación aunque puede considerarse pequeña, si es importante ya que con ligeros cambios puede dificultar la transferencia de calor.

Con respecto a la influencia tanto de la presión de vapor como del vacío existe la misma tendencia ascendente que los °Brix al incrementarse estas, ya que por una parte la densidad depende de como se vaya concentrando la solución y por la otra de la temperatura que se tenga dentro de la cámara.

Tabla 3.7 Comportamiento de la densidad. (kg/m³)

Resultados de densidad de todas las condiciones manejadas.										
Vacío (cm Hg)		45			35			25		
Presión vapor kg/cm. ²		1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
tiempo (min)	0	1180.5	1180.5	1180.5	1172.3	1171.3	1168.6	1180.5	1180.5	1180.5
	10	1235.6	1216.9	1211.8	1199.1	1221.2	1196.7	1211.1	1205.0	1222.6
	20	1265.1	1254.1	1260.7	1248.8	1256.1	1262.1	1238.7	1248.8	1252.5
	30	1286.7	1301.2	1293.3	1279.7	1298.0	1302.3	1253.9	1249.3	1301.8
	40							1286.0	1290.9	

Capítulo 3 Resultados de las propiedades del fluido durante la evaporación

c) Comportamiento de la capacidad calorífica a través del proceso.

Los resultados de las determinaciones del C_p que se realizaron para todas y cada una de las corridas durante la concentración, que se encuentran en la tabla 3.8, no reflejan cambios importantes con respecto a la variación de vacío y/o presión de vapor, esto se debe a que la capacidad calorífica es una propiedad de cada material según su naturaleza y que si bien varía con la temperatura necesita mayores intervalos de ésta que el manejo durante toda la experimentación que fue de 36 a 74 °C máximo. Por ejemplo para el agua su C_p es de 4.183 KJ/kg.°C en un intervalo de 0 a 100 °C. (10)

Al irse concentrando la solución si hay una disminución considerable, por ejemplo, tomando nuevamente a la corrida que llegó a 65 °Brix a los 30 min. como punto de comparación, el descenso de 2.772 a 2.356 KJ/kg.°C es del 15.0 %, que es similar para las demás corridas.

El descenso de esta propiedad que se ve en los datos a través del tiempo se debe principalmente al contenido de agua. De hecho la ecuación de Dickerson con la que se calcularon estos valores, se basa en el contenido de agua presente en las muestras, por tanto, al ir disminuyendo el porcentaje de agua a través del proceso disminuye el C_p debido a que al disponer de menor cantidad de agua el producto se reduce su capacidad de captar calor.

Tabla 3.8 Comportamiento de la capacidad calorífica. (KJ/kg°C)

Resultados de capacidad calorífica de todas las condiciones manejadas.										
Vacío (cm Hg)		45			35			25		
Presión de vapor (kg/cm.²)		1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
tiempo (min.)	0	2.772	2.772	2.772	2.873	2.890	2.937	2.772	2.772	2.772
	10	2.593	2.708	2.734	2.832	2.835	2.900	2.700	2.672	2.720
	20	2.550	2.555	2.448	2.682	2.563	2.630	2.628	2.573	2.487
	30	2.356	2.285	2.291	2.422	2.355	2.311	2.515	2.433	2.326
	40							2.318	2.322	

d) Comportamiento de la conductividad térmica a través del proceso.

Los valores de la tabla 3.9 que corresponden a la conductividad térmica, se calcularon con la ecuación de Riedel y los cambios que se muestran es en parte por la variación del vacío debido a que se tienen diferentes temperaturas entre los 45, 35 y 25 cm. Hg. manejados, la influencia es del 8.6 % desde el máximo al mínimo

Capítulo 3 Resultados de las propiedades del fluido durante la evaporación

vacío utilizado para una presión de vapor de 1.5 kg./cm.² a un tiempo de 30 min. De lo anterior se observa que es mejor trabajar a altas temperaturas como lo permita el producto ya que se tiene mejor conductividad de calor.

Con respecto a la presión vapor se observa que entre mayor cantidad de vapor suministrado se tiene una menor conductividad a los mismos 30 min. para cada vacío entre la máxima y la mínima presión de vapor manejada, la variación máxima se observa en 25 cm. Hg. que es del 6.6 %, siendo la conductividad térmica mayor para 1.5 que para 2.5 kg./cm.² esto se debe al contenido de agua del producto a un mismo tiempo; al tenerse menor conductividad con 2.5 kg./cm.² indica que el producto ya tiene menor cantidad de agua, es decir, que se está concentrando más rápidamente. La conductividad térmica en función del contenido de agua se ve mejor a través del tiempo donde la solución al ir perdiendo agua disminuye la conductividad térmica y que indirectamente también indica como se dificulta la transferencia de calor al irse concentrando el producto, pero que es necesario si es que se desea llevar a cabo la concentración.

Tabla 3.9 Comportamiento de la conductividad térmica. (W/m°C)

Resultados de la conductividad térmica de todas las condiciones manejadas.										
Vacío (cm Hg)	45			35			25			
	Presión vapor kg/cm.²	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
t min	0	.41811	.41811	.41811	.43073	.43196	.43771	.41811	.41811	.41811
	10	.43204	.44813	.45176	.47321	.47221	.48142	.45990	.45591	.4628
	20	.42598	.42668	.41174	.45186	.43494	.44454	.44971	.44159	.4292
	30	.39887	.38890	.38971	.41523	.40541	.3992	.43330	.42153	.4060
	40							.40450	.40560	

e) Comportamiento del índice de comportamiento al flujo durante el proceso.

El índice de comportamiento del fluido denominado "n" indica el grado de desviación del comportamiento newtoniano de una solución, si n = 1 se denomina newtoniano; si "n" es mayor que 1 se denomina dilatante y el producto se espesa al aumentar la velocidad de deformación; y si "n" es menor a 1 se denomina pseudoplástico y el producto se adelgaza más por el rompimiento de enlaces o alineación de las partículas y disminuye el rozamiento viscoso.

En la tabla 3.10 se muestran los valores de "n" obtenidos para las diferentes condiciones manejadas, donde se observa más el efecto de la concentración que el de

Capítulo 3 Resultados de las propiedades del fluido durante la evaporación

los vacíos y presiones de vapor manejados, esto se debe a que el fluido sufrió cambios físicos más considerables al perder agua que por el efecto de la temperatura al variar las condiciones de proceso. El valor tan alto de "n" a los cero minutos de proceso, que corresponde a 0.6521 en promedio, es debido a que en ese momento aún no se había agregado la pectina, sino que se agregó después de haber alcanzado la temperatura de ebullición, esto con el fin de asegurar una buena dispersión con una temperatura más alta que si se hubiera hecho la adición inmediatamente después de alimentar toda la mezcla y evitar la formación de grumos.

Haciendo una comparación con los resultados correspondientes a 35 cm. de Hg. (temp. de cámara = 66 °C), estos últimos tienen en general para las tres presiones de vapor un "n" más alto, esto se puede deber al mayor contenido de agua con que se inició la concentración y el contenido de agua también mayor que tiene el producto final, aunado a esto también influyó que las muestras caracterizadas a 56 y 74 °C se caracterizaron con un viscosímetro Brookfield RVT y las caracterizaciones de 66 °C se realizaron en un viscosímetro Reohmat, en los que la diferencia principal fue la cantidad de muestra utilizada y la distancia entre el huso utilizado y la pared del cilindro o vaso contenedor de la muestra.

Tabla 3.10 Valores del índice de comportamiento.

Valores de índice de comportamiento al flujo de todas las condiciones manejadas.										
Vacío (cmHg)		45			35			25		
Presión vapor (kg/cm ²)		1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
t min	0	0.6521	0.6521	0.6521	-----*	-----*	-----*	0.6521	0.6521	0.6521
	10	0.2959	0.2966	0.3593	0.3657	0.4555	0.3159	0.3512	0.3310	0.3442
	20	0.2802	0.2697	0.2759	0.3691	0.4387	0.3316	0.3885	0.2874	0.2608
	30	0.2779	0.2913	0.2759	0.3575	0.4697	0.3900	0.3024	0.3022	0.2658
	40							0.246	0.3132	

*Nota: No se determinaron.

Las caracterizaciones se realizaron a 56, 66 y 74 °C, por ser las temperaturas de proceso a los diferentes vacíos aplicados y se esperaba que se notara alguna tendencia ascendente por tratarse de un fluido pseudoplástico en el equilibrio, donde los valores de "n" fueran mayores con 74 que con 56 °C. Este comportamiento no se observa en los valores obtenidos posiblemente porque los equipos utilizados para la caracterización reológica no fueron los adecuados por tener la mezcla partículas (semillas, pedazos de pulpa de la fruta, etc.) en suspensión y que al depositarse alguna o algunas de estas sobre el disco del huso o el simple roce entre ambos

Capítulo 3 Resultados de las propiedades del fluido durante la evaporación

alteraba el % de torque, dando lecturas variables que al momento de los cálculos hicieron que variaran los valores de "n".

f) Comportamiento del índice de consistencia durante el proceso.

En el caso de el índice de consistencia denominado K_C , se tiene un comportamiento inverso al de "n", es decir, mientras que el fluido es más consistente tiende a fluir menos. Los resultados de K_C que se muestran en la tabla 3.11 al igual que los de el índice de comportamiento al flujo no se puede observar una tendencia de comportamiento ascendente, descendente o constante para los vacíos y presiones de vapor aplicados, debido a las razones expuestas para el caso de "n".

Los cambios que tiene el fluido al concentrarse desde 45 °Brix hasta valores de 65 °Brix o más sí son considerables y puede observarse una tendencia de K_C a aumentar conforme pasa el tiempo de proceso que es lo que verdaderamente interesa ya que esta variable toma el lugar de la viscosidad en los fluidos no newtonianos y sirve para analizar la resistencia que opone el fluido a fluir. Una K_C mayor indica que el fluido tiene una movilidad menor, que para este caso indica que se tiene un menor mezclado disminuyendo la transferencia de calor y que es perjudicial en cierta manera pero necesario si es que se quiere concentrar la solución.

Tabla 3.11 Valores del índice de consistencia. (Pa sⁿ)

Valores de índice de consistencia de todas las condiciones manejadas.										
Vacío (cm Hg)		45			35			25		
Presión vapor (kg/cm ²)		1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
t min	0	0.567	0.567	0.567	0.567	0.567	0.567	0.567	0.567	0.567
	10	2.11	2.1404	1.5335	2.625	1.3283	3.7137	0.8800	1.2360	1.8975
	20	6.01	4.3680	6.7494	5.4559	3.9373	13.340	1.8450	2.8380	5.2954
	30	12.053	15.560	18.833	12.930	7.2713	16.274	2.7630	5.4312	11.609
	40							14.90	9.082	

III.5 EVALUACION DE LAS CARACTERISTICAS FINALES DEL PRODUCTO.

Los resultados de las características finales del producto se reportan en la tabla 3.12 que corresponden al producto obtenido para las condiciones seleccionadas de 2.5 kg./cm.² como presión de vapor y 25 cm de Hg. como condición de vacío. Y son resultado de realizar un análisis estadístico para obtener el promedio, desviación estandar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error experimental y desechar los valores que causaran un alto C.V. (arriba del 10%).

Es importante evaluar las características finales del producto, ya que es un índice de calidad, que son determinantes para la aceptación o rechazo por parte del consumidor. De ahí la importancia de ver que los parámetros obtenidos experimentalmente se encuentren dentro de los reportados bibliográficamente.

La densidad más que un índice de calidad, indica un índice de rendimiento, por eso es importante no tener un producto con un mayor porcentaje de sólidos solubles (°Brix.) de lo establecido, ya que disminuye el rendimiento, que desde el punto de vista económico se traduce en pérdidas.

Tabla 3.12. Características finales del producto.

PROPIEDADES	UNIDADES	RESULTADOS (promedio)
Humedad	%	27.0
Grados Brix	%	65
Densidad	kg. / m ³	1286.75
p ^H	-----	3.4
Viscosidad Ap.	cp*	1206.93
Azúcares invertidos	%	28.33
Actividad de agua	-----	0.76
Cond. Térmica	W/m°C	0.40571
Capacidad Cal.	KJ/kg°C	2.355
Modelo Reológico	-----	Potencia
Ctes. Reológicas :		
K	Pa.s ⁿ	12.5
n	-----	0.2777

Con respecto al pH, éste se encuentra dentro del intervalo establecido bibliográficamente, que va de 3.0 a 3.5 en la escala de pH (23), que asegura la formación de un gel característico en mermeladas al no estar por arriba de este intervalo. Así mismo, asegura la ausencia de sinéresis al no tenerse una mermelada o

gel débil. Esto se confirmó por observación después de un periodo de 6 meses, notándose una completa ausencia de sinéresis.

La viscosidad aparente se realizó a 60 r.p.m., la cual es la velocidad de agitación del equipo y de proceso. Esta refleja un índice de fluidez, pero se puede visualizar mejor éste parámetro con la determinación de la consistencia, además que se utiliza equipo menos sofisticado y es más rápida su determinación.

La consistencia final del producto se evaluó frente a una comercial para verificar en que grado se encontraba en este parámetro y por ende la aceptabilidad como producto final, los resultados reportados se encuentran en la tabla 3.13:

Tabla 3.13. Consistencia entre mermelada comercial y experimental.

CONSISTENCIA (m/s)	
Producto Comercial	0.1667
Producto Experimental	0.0658

La mermelada comercial fue del mismo tipo de fruta, siendo un producto de importación el cual presentó un alto grado de sinéresis, color más oscuro al característico de la fruta, no así el producto experimental que tiene una apariencia firme con ausencia de sinéresis, de lo que se desprende una untabilidad aceptable, por la baja fluidez que tiene en comparación con la comercial.

Cabe notar que este tipo de mermeladas y por el tipo de pectina utilizada se considera mermelada de mesa no así para uso en repostería ni panificación, ya que sería necesario cambiar el tipo de pectina por una adecuada para que soporten las altas temperaturas de cocción en este tipo de procesos.

El porcentaje de azúcares invertidos al igual que el pH y la consistencia, indican una presencia o ausencia de sinéresis.

Con respecto a la cantidad de azúcares invertidos obtenida experimentalmente, que fueron de 28.7 %, se encuentran dentro del rango que muestra la bibliografía que va de 28 a 32 %, lo que indica que se tiene una mermelada con ausencia de sinéresis (que se puede presentar cuando están por abajo del 22%) y no presenta problemas de cristalización de azúcar (por arriba del 32%) (25). Esto también indica en una forma indirecta que no hubo una excesiva cocción del producto y que el pH es el adecuado ya que este contribuye a la incorporación de azúcares y si hubiera sido demasiado bajo se habría tenido problemas de cristalización.

Capítulo 3**Resultados de las características finales del producto**

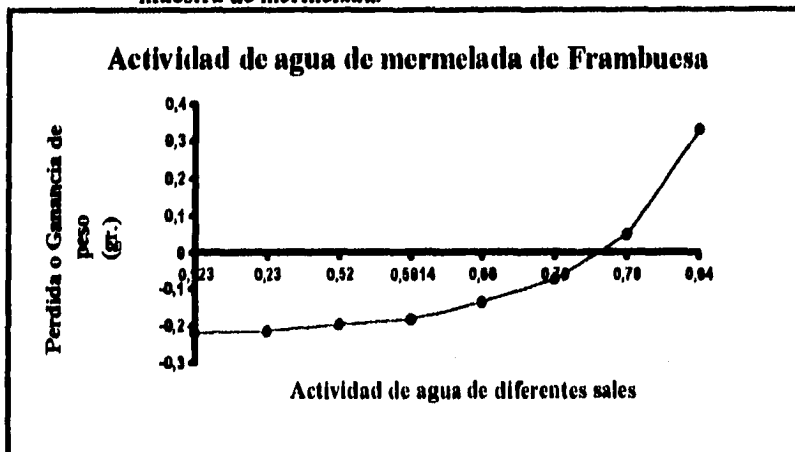
Con respecto a la actividad de agua (A_w), su determinación fue muy importante ya que con esta se evaluó la calidad bacteriológica del producto final. Como se indicó en el diseño experimental la A_w se determinó por pérdida o ganancia de peso de 8 muestras expuestas cada una con una diferente solución saturada de sal a A_w conocida; al graficar los valores de la pérdida o ganancia de peso en cada muestra contra la actividad de agua de la sal a la que estuvo expuesta y unir los puntos, indica que el valor de actividad de agua de 0.77 aproximadamente y que se observa en el punto de intersección con el eje de las abscisas (A_w) en la gráfica 3.3, se puede considerar como confiable.

Este valor comparado con los valores de la fig. 1.18 (pág. 44) del capítulo uno, indica que la posibilidad de crecimiento de cualquier tipo de microorganismos es escaso. Principalmente los mohos que se desarrollan a A_w alrededor de 0.80 y en productos con un contenido elevado de azúcar. Además, la posibilidad de crecimiento de mohos y hongos en el producto final se reduce aún más por el pH que no es apropiado para su crecimiento; así mismo, el uso de conservadores adicionados tienen una acción fungicida. Finalizando con esto, se considera a la mermelada obtenida como un producto de buena calidad bacteriológica.

Tabla 3.14 Pérdida-Ganancia de peso de mermelada de Frambuesa.

MUESTRA No.	Sales	Actividad de agua de sal	Pérdida o Ganancia de peso en muestra (gr.)
1	Cloruro de Litio	0.123	-0.2201
2	Acetato de Potasio	0.23	-0.2154
3	Nitrato de Magnesio	0.52	-0.1988
4	Bromuro de Sodio	0.5914	-0.1845
5	Yoduro de Potasio	0.66	-0.1356
6	Cloruro de Sodio	0.75	-0.0742
7	Nitrato de Potasio	0.79	0.0495
8	Sulfato de Amonio	0.94	0.3298

Gráfica 3.3. Actividad de agua de sales Vs. pérdida y/o ganancia de peso en muestra de mermelada.



III.6.-CALCULO DE LOS COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y NUMEROS ADIMENSIONALES PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

La ventaja de trabajar con números adimensionales, es que permite ver la influencia de unas variables sobre otras y a la vez hacer un análisis integral del comportamiento de dichas variables, por ejemplo: la densidad y la viscosidad, ambas tienen un incremento en el proceso y a través del número de Reynolds permite ver que fuerza predomina una sobre otra; es decir si en el No. de Reynolds aumenta, está predominando la densidad que corresponde a las fuerzas de inercia, o al contrario si disminuye el No. de Reynolds las fuerzas predominantes son las viscosas por el aumento del índice de consistencia en este fluido.

a) Comportamiento del No. de Reynolds a través del proceso.

Los valores del No de Reynolds, reportados en la tabla 3.15 indican el predominio cada vez mayor del índice de consistencia sobre la densidad conforme se va concentrando la mermelada, haciendo que el valor del No. de Reynolds disminuya a través del proceso.

La disminución del No. de Reynolds es perjudicial para el proceso ya que físicamente la solución tiene una mayor resistencia a fluir, lo que trae como

Capítulo 3

Resultados de los coeficientes y números adimensionales

consecuencia un mezclado menor de la mermelada, es decir el fluido pasa de un estado de transición a régimen laminar por completo. Esto hace que se dificulte la transmisión de calor cada vez más hasta el final del proceso.

Con respecto al vacío, la tabla 3.15 no muestra una tendencia clara debido a que en el cálculo del número de Reynolds participa el índice de consistencia y que como ya se explicó en el análisis de ésta, las partículas de la mezcla son las que interfirieron en tal variación. Esto hizo que el número de Reynolds tenga el mismo comportamiento; pero analizando entre el vacío máximo y mínimo aplicado sí existe una tendencia de aumento de este número adimensional al trabajarse con el menor vacío debido a la temperatura más alta que se tiene dentro de la cámara. Por ejemplo, a la presión de vapor de 1.5 kg./cm.² y a un tiempo de 10 min. se tiene un valor de 3337.5 con 25 cm. Hg., mientras que a esa misma presión de vapor y ese mismo tiempo pero con 45 cm. Hg. se tiene un valor de 1689.2, esto mismo ocurre con los tiempos de 20.0 y 30.0 min. a las mismas condiciones; y analizando para las presiones de vapor de 2.0 y 2.5 kg./cm.² a los diferentes tiempos entre los mismos vacíos extremos se tiene un mismo comportamiento, lo que afirma la hipótesis de que a vacíos mayores se trabaja con índices de consistencia más altos afectando directamente la transferencia de calor por el bajo grado de mezclado y la resistencia a la transferencia de calor.

Con respecto a las presiones de vapor manejadas se observa que el número de Reynolds disminuye conforme aumenta la presión del vapor de calefacción en la mayoría de las condiciones, esto se observa entre las presiones de vapor máximas y mínimas manejadas a un vacío constante, por ejemplo en 25 cm. Hg. a los 10 min. para 1.5 kg./cm.² se tiene un valor del número de Reynolds de 3337.5, mientras que para 2.5 kg./cm.² es de 1596.9, lo mismo ocurre para 20.0 y 30.0 min y con los vacíos de 35 y 45 cm. Hg. Esta tendencia descendente se debe a que al alimentar mayor cantidad de vapor se concentra más rápidamente la solución a un mismo tiempo, haciendo que el índice de consistencia aumente y por lo tanto el número de Reynolds disminuya.

Tabla 3.15.- Comportamiento del No. de Reynolds a través del proceso.

Vacío (cm Hg)		45			35			25		
		1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5
t min	10	1689.2	1689.2	1868.6	1058.8	1600.9	872.73	3337.5	2518.2	1596.9
	20	638.17	899.96	574.08	525.01	590.29	243.91	1450.0	1303.9	762.81
	30	326.02	144.75	211.05	235.34	300.37	172.06	1282.9	650.46	355.9
	40							291.89	388.24	

Capítulo 3 Resultados de los coeficientes y números adimensionales

b) Comportamiento del Número de Prandtl a través del proceso.

Una tendencia ascendente del número de Prandtl significa menor transferencia de calor y valores bajos del número de Prandtl significa mayor transferencia de calor.

La tendencia ascendente de los valores del No. de Prandtl que se observan en la tabla 3.16 a través del proceso se debe principalmente a que K_c se incrementa en gran medida a través del proceso lo que hace a la difusividad de ímpetu se incremente y la difusividad de calor disminuya. Dicho de otra manera, significa que el fluido al hacerse más consistente la transferencia de calor se dificulta cada vez más, a tal grado que si se siguiera concentrando la solución llegaría al momento de que la transferencia de calor se diera en mayor medida por el mecanismo de conducción, que es más lento que el mecanismo de convección forzada.

Analizando el comportamiento del número de Prandtl en función de los diferentes vacíos y a una presión de vapor de 1.5 kg/cm^2 , se observa que los valores que toma el número adimensional son menores, por ejemplo: a los 10, 20 y 30 minutos con un vacío de 25 cm de Hg se tienen los valores 728.78, 1707.9 y 1941.5, mientras que con un vacío de 45 cm de Hg, aumentan a 1501.1, 4059.8 y 7973.5 respectivamente; lo mismo se observa para las presiones de vapor de 2.0 y 2.5 kg/cm^2 , teniendo el mismo comportamiento. Lo anterior se debe por el efecto de la temperatura menor que se tiene dentro de la cámara por trabajar con un vacío mayor, que hace que el índice de consistencia sea más alto y que al involucrarse en la ecuación del número de Prandtl que resultó del análisis dimensional, se tenga este comportamiento.

Con respecto a la presión de vapor, se observa en todos de los vacíos manejados, son mayores los valores del Prandtl para las condiciones de 2.5 que de 1.5 kg^2 a un mismo tiempo. Por ejemplo: a 1.5 kg/cm^2 se tienen los valores de 1502.1, 4059.8 7973.5 para 10, 20 y 30 minutos, mientras que en la condición de 2.5 aumentan a 1342.8, 4467.2 y 12322.0 respectivamente, debido a que se está alimentando mayor cantidad de vapor que hace que se evapore más rápido el producto y se incremente el índice de consistencia, que es la variable determinante para que aumente o disminuya el número de Prandtl.

Capítulo 3 Resultados de los coeficientes y números adimensionales

Tabla 3.16.- Comportamiento del Número de Prandtl a través del proceso.

Vacío (cm Hg)	45			35			25			
	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	1.5	2.0	2.5	
Presión vapor kg/cm ²	10	1502.1	1537.5	1342.8	2318.1	1552.4	2825.8	728.78	959.43	1539.2
	20	4059.8	2854.5	4467.2	4829.1	4289.1	10473	1707.9	1908.7	3254.4
	30	7973.5	10686	12322	10852	8597.8	14992	1941.5	3793.1	7168.1
	40							8638.5	6512.9	

c) Comportamiento del Número de Nusselt durante el proceso.

Como se indicó en el desarrollo experimental para la obtención del Número de Nusselt fue necesario realizar un balance de materia y energía para determinar de esta manera el coeficiente individual de transferencia de calor del lado del alimento (h_p) el cual se involucra en el No. de Nusselt. Una vez obtenidos los valores de h_p a través del proceso y para cada corrida se observó que no mostraban ninguna tendencia, es decir, una tendencia incongruente, ni a través del proceso ni entre las condiciones de vacío o de presiones de vapor manejadas. El comportamiento esperado es que hubiera una disminución de los valores de h_p a través del tiempo por depender directamente de la masa de evaporado, ya que la velocidad de evaporado tendría que ir disminuyendo al disponerse de una cantidad cada vez menor de agua durante la concentración. La demostración de que h_p depende de la cantidad de evaporado se demuestra a continuación:

el evaporado se obtiene a través de un balance de materia; y participa en el balance de energía para la obtención de Q.

Partiendo de la ecuación general de balance de energía, se tiene:

$$Fh_p + V(H_{vS} - H_{lS}) = E\lambda_E + P h_p + Q_{PR} \dots \dots \dots (3.1)$$

si:

$$q_p = F C_{pF} \Delta T \Rightarrow \Delta T = T^\circ \text{ entrada} - T^\circ \text{ ebullición} \dots \dots \dots (3.2)$$

$$q_p = P C_{pP} \Delta T \Rightarrow \Delta T = T^\circ \text{ entrada} - T^\circ \text{ ebullición} \dots \dots \dots (3.3)$$

$$H_{vS} - H_{lS} = \lambda_v = \text{Calor latente de vapor de calefacción} \dots \dots \dots (3.4)$$

$$\lambda_E = \text{Calor latente de la masa de evaporado} \dots \dots \dots (3.5)$$

Capítulo 3 Resultados de los coeficientes y números adimensionales

considerando a las pérdidas de calor igual a cero y sustituyendo las ecuaciones (3.2), (3.3), (3.4) y (3.5) en (3.1), queda de la siguiente manera:

$$FCp_F(T_o - T_p) + V\lambda_v = E\lambda_E + PCp_P(T_o - T_p) \dots\dots\dots(3.6)$$

Una vez que la alimentación alcanza la temperatura de ebullición los términos de masa de alimentación y de la masa de productos eliminan por no haber una diferencia de temperaturas, esto ocurre en los primeros cinco minutos aproximadamente de proceso, de esto se tiene que para el cálculo de calor:

$$Q = V\lambda_v = E\lambda_E \dots\dots\dots(3.7)$$

De la expresión (3.7) se ve que si se tiene mayor o menor evaporado el valor de Q es mayor o menor de igual manera, y este cálculo también se refleja en los valores del coeficiente global de transferencia de calor (U), como lo indica la expresión:

$$U = \frac{Q}{A(T_{\text{vapor}} - T_{\text{cama}})} = \frac{1}{\frac{1}{h_p} + \frac{X_M}{K_M} + \frac{1}{h_v}} \dots\dots\dots(3.8)$$

Como el valor de Q es directamente proporcional a U, éste conserva la misma tendencia de aumentar o disminuir la masa de evaporado. Así mismo, al despejar h_p de U se conserva la tendencia lo que significa que si hay variaciones durante la evaporación de la masa de evaporado en forma descendente entonces el valor de h_p también llevaría la tendencia cosa que no se observó en ninguna de las corridas.

Las posibles razones de que no se haya tenido esa tendencia esperada se debe principalmente a dos tipos de factores:

- a) Humanos.
- b) Equipo.

Con respecto a los factores humanos, pudo haber sido que se haya cometido el error de no controlar con el debido cuidado la presión de vapor o el vacío para cada corrida y que como ya se vio con anterioridad al aumentar el vacío se concentra más rápida o viceversa, esto provocó que posiblemente que se haya tenido un evaporado mayor o menor. Con respecto a la presión de vapor también se sabe que con una presión mayor se está en la posibilidad de concentrar más rápidamente teniendo las mismas consecuencias que las del vacío debido a dicho fallo en el control; y por otra parte esto no se pudo "corregir" con otra réplica de cada corrida por no contar con la materia prima necesaria.

Con respecto a los factores de equipo, la posibilidad de que las masas de evaporado no tuvieran una tendencia descendente fue porque aunque de que se trató de hacer el menor tiempo posible durante el muestreo, al romperse el vacío, la temperatura dentro de la cámara tendía a subir aun cerrando la presión del vapor, esto hace suponer que se estuvo evaporando en una mayor o menor cantidad según el tiempo que estuvo en paro total el equipo. Al arrancar nuevamente el equipo y cronometrar los 10 minutos siguientes ese evaporado se contabilizaría hasta el siguiente muestreo lo que hacía que no se observara la tendencia que se esperaba.

Por otro lado el control preciso de la presión de vapor no se pudo hacer por no utilizar se la válvula reguladora de presión con la que cuenta el equipo ya que estaba descompuesta, y aunque se pretendió arreglar no se pudo por continuar obstruida y no permitir el paso de vapor a través de ella, utilizándose en este caso la opción de usar el "by-pass" para alimentar vapor a la chaqueta, esto lleva a decir que se estuvo alimentando vapor en forma directa y regulando la cantidad de vapor únicamente con las válvulas de paso. Con esto se exponía a que con una sobrecarga de vapor o disminución en la línea ya no se estuviera trabajando a la presión de vapor requerida para cada corrida y que sí se llegó a observar en algunas ocasiones.

El no poder realizar un análisis comparativo del h_p trajo como consecuencia, no poder analizar la transferencia de calor a través del tiempo, que conllevó a no calcular el número de Nusselt y no poder determinar la ecuación de transferencia que rige al equipo. Aunque se hicieron determinaciones de esta ecuación y sus exponentes resultaron un tanto similares de los bibliográficos no fueron confiables, ya que la correlación de la regresión osciló alrededor de 0.4 debido a los valores del número de Nusselt.

Para poder realizar el análisis de transferencia de calor para cumplir con uno de los objetivos del trabajo se decidió hacer un balance total de calor para ver la influencia del vacío y de la presión de vapor sobre éste.

Para realizar el balance total de calor se utilizó la masa de alimentación, la masa del producto final, masa de evaporado total y la masa de condensado del vapor de calefacción de todo el proceso, para cada una de las corridas.

Además se calculó la eficiencia térmica para ver si los procesos fueron eficientes y saber cual de estos fue el mejor de todas las condiciones manejadas.

El análisis de los resultados del balance total de calor se muestra a continuación:

1) Comportamiento del calor total suministrado a diferentes condiciones:

Los valores de la tabla 3.17, indican que conforme se aumenta el vacío, la cantidad de Q_{TS} disminuye, esto es razonable ya que la temperatura a la que se mantiene el producto en ebullición es menor y por tanto se requiere de menor energía para mantenerlo a esa temperatura. Por ejemplo, si se trabaja con una presión de 1.5 kg/cm² disminuye el Q_{TS} en un 11.4% al variar el vacío de 25 a 45 cm de Hg., es decir disminuye desde 26400.78 a 23380.389 J.

La tendencia ascendente que se muestra para la presión de vapor de 2.5 Kg/cm² a los diferentes vacíos, es que como se dijo en la selección del consumo de vapor se está alimentando un exceso de vapor y hace que se gaste más en 45 que en 25 cm Hg.

Con respecto a la influencia de la presión de vapor sobre el Q_{TS} que debe suministrarse, se observa que a medida que aumenta ésta el Q_{TS} disminuye a todos los vacíos, lo que de alguna manera confirma que estuvieron bien seleccionadas las condiciones de proceso al tenerse en 25 cm Hg y 2.5 Kg/cm² el menor requerimiento de calor. La cantidad de calor a esas condiciones fue menor en un 30.1% comparada con las condiciones de 25 cm de Hg. y 1.5 kg /cm², este ahorro de energía es conveniente para el proceso desde el punto de vista económico.

Tabla 3.17. Comportamiento de calor total a diferentes condiciones de proceso (Q [-] J)

Presión de vapor (Kg/cm ²)	Vacío (cm Hg)		
	25	35	45
1.5	26400.78	25273.35	23380.389
2.0	23544.628	21240.40	20361.186
2.5	18459.385	19867.71	22681.444

2) Comportamiento del coeficiente global de transferencia total a diferentes condiciones.

Los valores de la tabla 3.18 observan una tendencia similar a la de Q_{TS} ya que como se dijo anteriormente tanto Q como U y h_p dependen de la cantidad de evaporado, en este caso es total, teniendo ambos la misma tendencia descendente. Además los valores obtenidos de Q se introducen directamente a la ecuación que se mencionó anteriormente (ec. 3.8) y esto hace que se de la tendencia que se espera.

Aunque se conserva la misma tendencia descendente de U al aumentar tanto el vacío como la presión de vapor que en el caso de Q_{TS} , lo importante en los resultados

Capítulo 3**Resultados de los coeficientes y números adimensionales**

obtenidos es que hay varios valores mínimos de U muy similares para la presión de vapor de 2,5 kg/cm² y sus tres vacíos y que demuestra que fueron bien elegidas las condiciones de proceso, ya que las condiciones de proceso con el menor valor de U (35 cm de Hg. y 2.5 kg/cm²) sólo difiere en un 3% de las condiciones elegidas, que dicho porcentaje se considera bajo en comparación con otras condiciones donde se tienen porcentajes de 15.56% (35 cm de Hg y 2.0 Kg/cm²) hasta 44.19% (25 cm de Hg. y 1.5 Kg/cm²).

Tabla 3.18. Comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor total a diferentes condiciones de proceso (U [=] W/m²°C)

Presión de vapor (Kg/cm ²)	Vacío (cm Hg)		
	25	35	45
1.5	2086.670	1735.408	1379.183
2.0	1745.251	1379.078	1144.473
2.5	1164.555	1118.538	1125.562

3) Comportamiento de la eficiencia térmica a diferentes condiciones.

Los valores que se muestran en la tabla 3.19, demuestran de una forma indirecta que si hubo una tendencia de transferencia de calor al resultar diferentes y con una forma progresiva tanto al aumentar la presión de vapor como el vacío. La tendencia de la que se salen los valores de eficiencia correspondiente a vacío de 35 cm Hg, se debe a que se alimentaron con un mayor contenido de agua que para las corridas de 25 y 45 cm Hg, resultando un evaporado total mayor y esto hace que la eficiencia se incremente. Haciendo esta consideración la eficiencia es mayor con presión de vapor de 2.5 kg/cm² y 25 cm Hg.

Tabla 3.19. Comportamiento de la eficiencia térmica a diferentes condiciones de proceso (η [=] %)

Presión de vapor (Kg/cm ²)	Vacío (cm Hg)		
	25	35	45
1.5	47.27	52.805	49.59
2.0	52.49	72.579	64.98
2.5	73.07	81.92	65.65

CAPITULO

IV

IV.- ESCALAMIENTO.

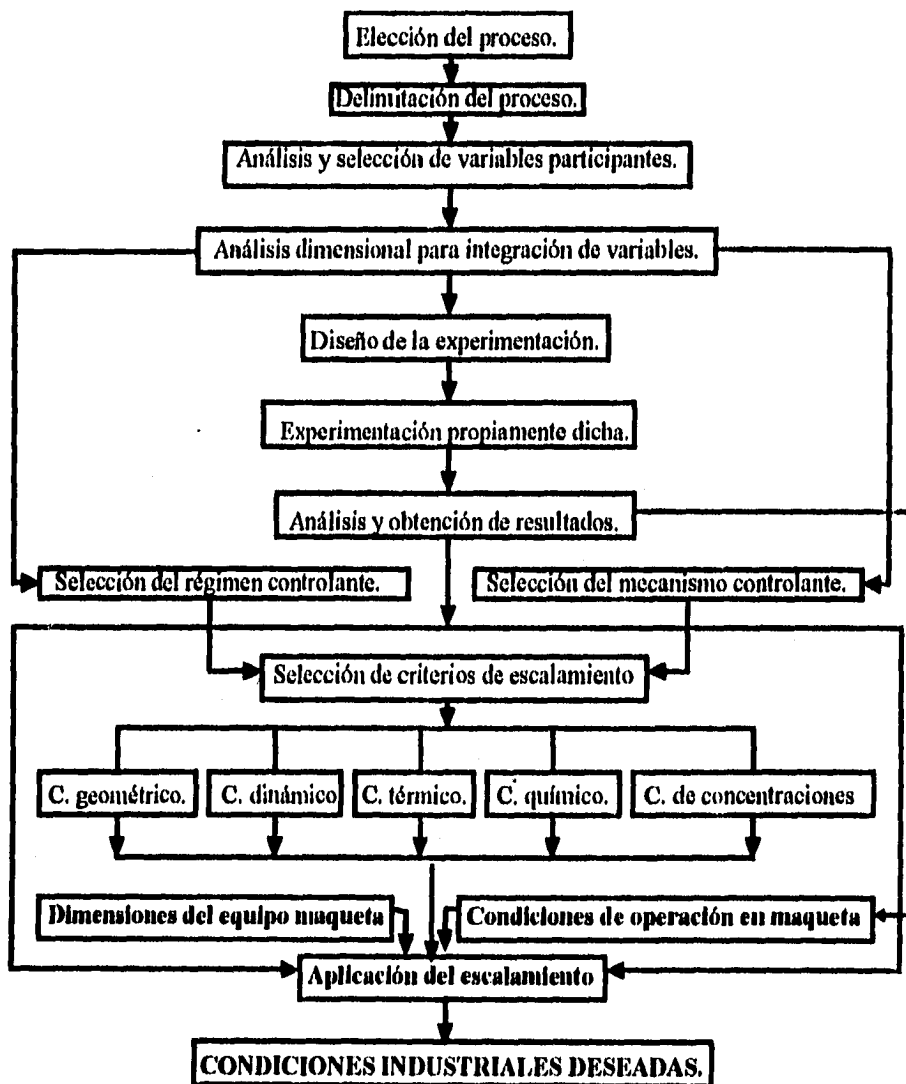
Como se indica en el capítulo I, el realizar un escalamiento de un proceso, implica un amplio análisis de las variables que intervienen en el, para delimitar los criterios de similitud que deban aplicarse y poder llevarlo a cabo y así poder cumplir con los dos objetivos fundamentales que persigue un escalamiento, que son:

- a) Suministrar datos de diseño e incluso producir pequeñas cantidades de producto, ya sea de nivel laboratorio a nivel piloto o de este a nivel industrial.
- b) Mostrar los efectos de cambio de forma o condiciones de operación, de manera más rápida y económica que si se experimentara con volúmenes considerables.

Una vez realizado el análisis y selección de variables, se relacionan éstas a través de un análisis dimensional, agrupándolas en ecuaciones que permitan montar la experimentación que conduzca a establecer la relación funcional entre las citadas variables, para así tener la mayor cantidad de información y datos suficientes para la selección del régimen y mecanismos controlantes, y llevar a cabo el escalamiento.

Para una mejor comprensión se plantea la siguiente secuencia que comprende desde la elección del proceso pasando por una experimentación cuando no se tienen datos suficientes para escalar, hasta la obtención de datos de las nuevas condiciones de proceso.

SECUENCIA DE ESCALAMIENTO.



Capítulo 4 Selección de variables que participan en la evaporación

Una vez delimitado lo que se pretende, es necesario ver las variables que intervienen o que probablemente intervengan. Para saber que variables realmente participan en el fenómeno o proceso elegido, en el presente trabajo se realizó un análisis dimensional que además permitió ver la relación entre dichas variables a través de los números adimensionales obtenidos y diseñar la experimentación para observar el comportamiento de las variables resultantes a través del proceso

IV.1.-SELECCION DE VARIABLES QUE PARTICIPAN EN EL FENOMENO DE EVAPORACION Y ANALISIS DIMENSIONAL.

IV.1.1.-Selección de variables participantes en el fenómeno de evaporación.

Para seleccionar y relacionar las variables que influyeron en el proceso de transferencia de calor y poder explicar el comportamiento de una forma global se aplicó un análisis dimensional tomando como base las siguientes consideraciones:

a) La elección de aquellas variables que influenciaron la transferencia de calor. Este planteamiento estuvo apoyado en conocer las propiedades físicas del fluido, tipo y velocidad de flujo, geometría del equipo y de los mecanismos de transferencia de calor predominantes.

b) Los mecanismos predominantes se definieron baso a que:

Se trató de un fluido sometido a una agitación, provocada por un medio externo, lo cual el mecanismo predominante fue: en este caso la convección forzada y en menor grado la conducción.

c) La bibliografía (27) reporta, la relación de tres números adimensionales para transferencia de calor por convección forzada, que expresan la relación de las variables siendo una ecuación del tipo:

$$Nu = f(Re, Pr).$$

los cuales contemplan a las variables: densidad, diámetro del agitador, velocidad de agitación del fluido, propiedades térmicas: conductividad térmica, capacidad calorífica y coeficiente convectivo o de película y viscosidad o sus constantes reológicas n y K , para fluidos no newtonianos.

Para la realización del análisis dimensional se seleccionaron las siguientes variables (ver: tabla 4.1):

Tabla 4.1.- Variables contempladas para el análisis dimensional.

VARIABLES	SIMBOLOGIA
Velocidad del agitador	V
Diámetro	D
Densidad	ρ
Capacidad calorífica	Cp
Conductividad térmica	K
Coefficiente convectivo o de película	h _p
Indice de consistencia	K _c

Se incluyó a la K_c y n en lugar de la viscosidad ya que la bibliografía, marca que las mermeladas pertenecen a fluidos no newtonianos.

IV.1.2.- Análisis Dimensional.

El análisis dimensional se hizo por el método de Buckingham (ver pag. 51), que indica que la cantidad de números adimensionales es igual al número de variables participantes menos el número de unidades fundamentales, resultando tres razones adimensionales:

$$\Pi_1, \Pi_2, \Pi_3 \Rightarrow \Pi_1 = f(\Pi_2, \Pi_3)$$

IV.1.2.1.- Determinación del número de Prandtl

Partiendo de:

$$\text{No. Nu} = f(V, \rho, D, K_c, h, C_p, K)$$

Por lo tanto para el número de Pr.

$$\Pi_1 = D^a K^f K_c^g V^h C_p$$

Donde:

$$D [=] L$$

$$K [=] M L^{-3} T^{-1}$$

$$K_c [=] M L^{-1} t^{-2}$$

$$V [=] L t^{-1}$$

$$C_p [=] L^2 t^{-2} T^{-1}$$

M = Masa ; L = Longitud ; t = Tiempo ; T = Temperatura.

Por lo tanto:

$$\Pi_1 = L^e (ML^{-3}T^{-1})^f (ML^{-1}t^{n-2})^g (L^{-1})^h (L^2 t^{-2} T^{-1})$$

$$L: 0 = e + f - g + h + 2$$

$$M: 0 = f + g$$

$$t: 0 = -3f + g(n-2) - h - 2$$

$$T: 0 = -f - 1$$

Resolviendo las ecuaciones:

$$-f + 1 = 0$$

$$f = -1$$

$$g = -f \Rightarrow g = -(-1)$$

$$g = 1$$

$$h = -3f + g(n-2) - 2$$

$$h = -3(-1) + 1(n-2) - 2$$

$$h = 3 + n - 2 - 2$$

$$h = n - 1$$

$$e = -f + g - h - 2$$

$$e = -(-1) + 1 - (-1 + n) - 2$$

$$e = 1 - n$$

$$\therefore \Pi_1 = \frac{D^{1-n} K_s C_p}{K V^{1-n}} = Pr$$

Comprobación:

$$\frac{L^{1-n} (ML^{-1}t^{n-2})(L^2 t^{-2} T^{-1})}{(ML^{-3}T^{-1})(L^{-1})^{1-n}}$$

Para L:

$$\frac{L^{1-n-1+2}}{L^{1-1-n}} = \frac{L^{2-n}}{L^{2-n}}$$

Para M:

$$\frac{M^1}{M^1}$$

Para t:

$$\frac{t^{n-2-2}}{t^{-3+1+n}} = \frac{t^{n-4}}{t^{n-4}}$$

Para T:

$$\frac{T^{-1}}{T^{-1}}$$

IV.1.2.2.- Determinación del Número de Reynolds

$$\Pi_1 = V^a \rho^b D^c K_s$$

Donde:

$$V [=] L t^{-1}$$

$$\rho [=] M L^{-3}$$

$$D [=] L$$

$$K_s [=] M L^{-1} t^{-2}$$

Por lo tanto :

$$\Pi_1 = (L t^{-1})^a (M L^{-3})^b (L)^c M L^{-1} t^{-2}$$

$$\left. \begin{array}{l} M: 0 = b + 1 \quad b = -1 \\ L: 0 = a - 3b + c - 1 \\ t: 0 = -a + n - 2 \quad a = n - 2 \end{array} \right\} \Rightarrow c = 3b - a + 1 = -3 + 2 - n + 1 \quad \therefore c = -n$$

$$\therefore \Pi_1 = \frac{V^{n-2}}{\rho D^n K_s} = \frac{K_s}{V^{2-n} D^n \rho} = \frac{1}{Re}$$

$$Re = \frac{V^{2-n} D^n \rho}{K_s}$$

IV.1.2.3.- Determinación del Número de Nusselt.

$$\Pi_1 = D^a K_s^b K_f^c V^d h$$

$$\Pi_1 = (L)^a (M L^{-1} T^{-1})^b (M L^{-1} t^{-(n-2)})^c (L t^{-1})^d (M t^{-3} T^{-1})$$

$$L: 0 = a + b - c + d$$

$$M: 0 = b + c + 1$$

$$T: 0 = -b - 1$$

$$t: 0 = -3b - c(n - 2) - d - 3$$

Resolución de ecuaciones:

$$b = -1$$

$$c = 1 - 1 = 0$$

$$d = -3 - 0(n-2) - 3(-1)$$

$$d = 3 - 3 = 0$$

$$d = 0$$

$$a = -(-1) + 0 - 0$$

$$a = 1$$

Reacomodo de variables:

$$\Pi_1 = D K^{-1} K_1^0 V^0 h$$

∴

$$\Pi_1 = \frac{Dh}{K} \Rightarrow \text{No de Nusselt}$$

En el capítulo 2 y 3 se cumplió hasta la parte de análisis y obtención de resultados del diagrama de secuencia de escalamiento. Esa parte y la que le sigue se puede decir que son las dos grandes partes en que se puede dividir un proyecto, es decir, se puede llegar solamente a la determinación de las condiciones de proceso o continuar con el escalamiento para determinar una producción en mayor escala.

Como se observa en la secuencia de escalamiento, en este paso se hace una integración global tanto de las características del equipo, propiedades del fluido y condiciones de proceso, como de resultados y criterios de escalamiento seleccionados para obtener las condiciones de proceso y sus dimensiones del nuevo equipo que se deseen.

Por tratarse en este caso de sistemas homólogos, las propiedades que permanecen constantes son las que se encuentran en la tabla 4.2, así como las que se persiguen con el escalamiento, es decir las que sí varían de nivel maqueta a prototipo.

Tabla 4.2. Variables y constantes involucradas en escalamiento.

PROPIEDADES CONSTANTES	VARIABLES
Densidad. Viscosidad. Capacidad calorífica del producto. Conductividad térmica del producto. Índice de consistencia. Índice de comportamiento. Conductividad térmica del metal. Tipo de material del equipo.	Diámetro del Agitador. Diámetro del equipo. Área de transferencia. Velocidad de agitación. Potencia del motor del agitador. Coef. de película del lado del alimento. Coef. de película del lado del vapor. Espesor de metal en el área de transf.

Esta última parte es igualmente importante ya que si no se seleccionan bien los mecanismos o los criterios, además de las ecuaciones para escalar, se pueden tener resultados muy erróneos que incluso no pueda correr el proceso.

IV.2.- SELECCION DEL MECANISMO CONTROLANTE.

Es fundamental seleccionar adecuadamente el mecanismo y régimen controlante ya que éstos prácticamente determinan el o a los criterios de escalamiento que se utilizan para tal efecto.

La selección del mecanismo controlante, como se explicó en el primer capítulo, se hace en base al tipo de fuerzas predominantes del proceso. (fuerzas de: gravedad, viscosas, de inercia, térmicas o de tensión superficial).

En la elaboración de mermelada de frambuesa el mecanismo controlante está determinado por las fuerzas viscosas o de rozamiento que resultaron por un lado y en teoría al relacionar las variables involucradas, a través de un análisis dimensional expresándose esta en el No. de Reynolds de tipo generalizado, por incluir las constantes reológicas K_c y n .

Por otro lado, se observó claramente como variaron la viscosidad y la densidad al irse concentrando el producto, lo que refuerza la teoría de que el mecanismo es controlado por las fuerzas antes mencionadas.

IV.3.- SELECCION DEL REGIMEN CONTROLANTE.

Es bien sabido que el régimen controlante está directamente en función del tipo de transmisión de calor que predomina en un proceso, es decir, si predomina la conducción, la convección natural o la radiación el régimen controlante es de carácter térmico; por el contrario si predomina la convección forzada el régimen es dinámico.

En la elaboración de mermelada de frambuesa con el uso de agitación, prevalece la transferencia de calor por convección forzada, lo que indica que el régimen controlante es dinámico.

IV.4.- SELECCION DE CRITERIOS DE ESCALAMIENTO.

Según la teoría de la semejanza, para realizar un escalamiento, los diferentes tipos de semejanza deben cumplirse en secuencia de orden ascendente, es decir, desde la geométrica hasta la semejanza de concentraciones independientemente del tipo de proceso que se trate, el cual puede cumplir con todas las semejanzas o mínimo dos (geométrico y dinámico) para realizarse un escalamiento.

En este caso, para la producción de mermelada son tres los criterios de semejanza aplicables, que se seleccionan a continuación. El criterio químico y el de concentraciones se desechan, ya que no hay reacción química y por tanto no se da diferencia de concentración de algún reactante.

IV.4.1.- Geométrico.

Es aplicable el criterio geométrico porque se necesita determinar el diámetro del agitador y el del equipo, así como la nueva área de transferencia.

Para alcanzar la semejanza geométrica, la planta piloto y la planta prototipo deben tener la misma forma o relación de dimensiones. En el caso para un equipo de evaporación batch con forma semiesférica en su área de transferencia la relación de dimensiones está en función del diámetro y de este se deriva el espesor de la pared del nuevo equipo, dándose de esta manera las siguientes ecuaciones:

$$\frac{D_p}{D_m} = K_g \dots\dots\dots(4.1)$$

$$\frac{E_p}{E_m} = K_g \dots\dots\dots(4.2)$$

$$\frac{D_{a_p}}{D_{a_m}} = K_g \dots\dots\dots(4.3)$$

estando el área de transferencia en función de la longitud característica (diámetro).

IV.4.2.- Dinámico.

Este criterio de escalamiento es aplicable al proceso en cuestión si partiendo de la ecuación de movimiento (1.13) donde se contemplan todas las fuerzas por las cuales puede estar regido un proceso implicando igual número de razones adimensionales a igualar entre la maqueta y prototipo, dependiendo de las fuerzas imperantes en un proceso los cuales se encuentran en las ecuaciones (1.26) a (1.30).

Como en este proceso de evaporación batch al vacío no hubo reacción química, ni fuerzas de concentración y las fuerzas térmicas, aunque están presentes no son predominantes en relación con las fuerzas de agitación, por lo cual se desechan las ecuaciones (1.29) y (1.30). Incluso las fuerzas de gravedad son mínimas y no son controlantes en relación con las fuerzas de viscosidad, desapareciendo con esto la ecuación (1.28), Resultando finalmente, en base al mecanismo y régimen controlante la igualdad de los números de Euler y Reynolds para alcanzar la semejanza dinámica, es decir, con las ecuaciones restantes (1.26) y (1.27):

$$Eu = \Phi Re \dots\dots\dots(4.4)$$

Con la subsecuente igualación del no. de Reynolds para determinar la velocidad de agitación en el prototipo, dando:

$$Re' = Re \dots\dots\dots(4.5)$$

Por otro lado, al estar el No. de Eu en función del No. de Re puede expresarse el primero en términos de potencia, para encontrar ésta en el prototipo, es decir la igualación de los No. de Eu:

$$Eu' = Eu \dots\dots\dots(4.6)$$

que en términos de potencia y velocidad de agitación:

$$Eu = \frac{W}{D^3 N^3 \rho} \dots\dots\dots(4.7)$$

IV.4.3.- Térmico.

La selección del criterio de escalamiento térmico se realiza en forma similar al de tipo dinámico. La ecuación 1.14 de conservación de energía que es aplicable tanto a la maqueta como al prototipo siempre y cuando existe semejanza geométrica, resultan las ecuaciones (1.35), (1.36) y (1.37), representando al No. de Pe, Da_{III} y Br con los que se puede escalar o bien de otros tres No. adimensionales deducidos a partir de los 3 anteriores, pudiendo escoger, Pr, Da_{IV}, Nu o St. cuyos significados se localizan en la tabla 1.6.

Como en el proceso de mermelada de frambuesa no hay reacción química, se desprecia el No. de Da_{IV} y Da_{III}. Así mismo se considera despreciable la disipación de energía mecánica y la transferencia de calor por radiación, no se toma en cuenta los No. de Br y Tr, quedando solamente para este caso, la igualación entre uno de estos No. Pe, Nu, St o Pr.

Como la finalidad de realizar el escalamiento térmico es para determinar el coeficiente de película del lado del alimento (h_p), inicialmente, no se puede poner el No. de Pr en función del No. de Nu porque el h_p queda en función de la relación de diámetros, es decir, como si se estuviera haciendo un escalamiento de h_p de tipo geométrico, cosa que es ilógica porque el h_p no depende únicamente de la geometría del equipo, sino de la velocidad de agitación principalmente.

Finalmente, al analizar los números adimensionales que no intervienen para este caso, solo quedan el No. de St, el de Pr y el de Pe, de los cuales el St es el que relaciona al h_p , por lo que queda una relación de tipo:

$$Pr = \Phi(St) \Rightarrow St' = St \dots \dots \dots (4.8)$$

para la realización del escalamiento térmico.

IV.5.- APLICACION DE ESCALAMIENTO.

IV.5.1.-Determinación de los nuevos diámetros(del equipo y del agitador), espesor en el área de transferencia y área de transferencia.

Con las ecuaciones de escala del criterio de semejanza geométrica seleccionado se determinó el espesor del metal en área de transferencia y el diámetro del agitador, tomándose en cuenta que se quiere un equipo nuevo con diámetro de 1.4 m, en base a que ya se encuentra en el mercado un equipo con esa dimensión.

a) Determinación del factor de escala:

Con la ecuación 4.1 se determinó la relación de escala, como sigue:

$$K_t = \frac{D_p}{D_m} = \frac{1.4}{0.39} = 3.6$$

b) Determinación del espesor en el área de transferencia de calor.

Sustituyendo el factor de escala resultante de la relación de diámetros, en la ecuación 4.2 se obtuvo el valor del espesor para el prototipo:

$$\frac{\epsilon_p}{\epsilon_m} = K_t \quad ; \text{ sustituyendo y despejando:}$$

$$\epsilon_p = K_t (\epsilon_m) \Rightarrow 3.6 * 0.006m = \mathbf{0.0216m (2.16cm.)}$$

c) Determinación del nuevo diámetro del agitador

Siguiendo la misma secuencia que el inciso anterior, de la ecuación 4.3 se despejó el nuevo diámetro para prototipo:

$$\frac{D_{np}}{D_{m}} = K_t \quad ; \text{ despejando y sustituyendo:}$$

$$D_{np} = K_t (D_{m}) = 3.6 * 0.33\text{m} = \mathbf{1.188\text{m}}$$

d) Determinación de la nueva área de transferencia de calor.

Se sustituyó el diámetro del equipo de prototipo en la ecuación de una esfera y el valor resultante se dividió entre dos por considerarse al área de transferencia como la mitad de una esfera, quedando la siguiente expresión:

$$\text{De } A = \pi * D^2 / 2 \Rightarrow A / 2 = 3.1416 (1.40\text{m})^2 / 2 = \mathbf{1.20 \text{ m}^2}$$

IV.5.2.- Determinación de la nueva velocidad de agitación y relación de potencias entre maqueta y prototipo.

a) De la ecuación 3.5 se despejó la nueva velocidad, como sigue:

$$Re_p = Re_m \quad ;$$

sustituyendo variables:

$$Re_m = 355.19 = \frac{V_p^{(2-n)} D_p^n \rho}{8^{(n-1)} K_{cp}} \left[\frac{4n}{3n+1} \right]^n$$

al despejar V_p y sustituir los valores de cada una de las variables:

$$\mathbf{V_p = 2.06 \text{ m/s} = 33.39 \text{ R.P.M.}}$$

b) Igualando de acuerdo al criterio de similitud dinámica, entre los No. de Re , también para los números de Euler, mediante la ecuación 4.6 se determinó la relación de las potencias entre maqueta y prototipo:

$$Eu_p = Eu_m$$

es decir:

$$\frac{W_p}{D_p^5 N_p^3 \rho} = \frac{W_m}{D_m^5 N_m^3 \rho}$$

reordenando la relación de potencias, queda de la manera siguiente:

$$\frac{W_p}{W_m} = \left(\frac{D_p}{D_m} \right)^5 \left(\frac{N_p}{N_m} \right)^3$$

al sustituir los valores dio el resultado de la relación de potencias de:

$$\frac{W_p}{W_m} = 99.96$$

Una vez encontrada la relación de potencias entre la maqueta y prototipo es necesario calcular la potencia del motor del agitador escalado. Para ello es necesario saber la potencia real necesaria para mover el fluido en maqueta y multiplicarla por la relación de potencias; y no tomar directamente el valor de los HP del motor en uso en maqueta., porque resultaría una potencia escalada demasiado elevada debido a que en la agitación en maqueta no se utilizó la potencia del motor en toda la capacidad.

IV.5.2.1.- Cálculo de potencia en maqueta.

La potencia de un agitador está en función del diámetro del impulsor, el número de impulsores, de la densidad del fluido y de la velocidad rotacional con que se agita, previamente la selección de un agitador es en base a la viscosidad del fluido. La ecuación que relaciona dichas variables y que sirve para el cálculo de la potencia es la calculada experimentalmente por Hicks:

$$W_m = \left(\frac{D_a}{394} \right)^5 n \rho N^3 \dots\dots\dots \text{Ecuación de Hicks}$$

Donde:

D_{ag} = Diámetro de Agitador [=] in

W = Potencia [=] HP

394 = Factor de corrección por uso de diferentes unidades.

n = Número de agitadores para un mismo motor.

ρ = Densidad [=] gm/cm³

N = Velocidad rotacional [=] R.P.M. (21)

Sustituyendo los valores de las condiciones seleccionadas del producto final en dicha ecuación:

$$W_m = \left(\frac{12.99}{394} \right)^3 \times 1 \times 1.3 \times 60^3$$

$$W_m = 0.01095 \text{ HP}$$

Ese valor obtenido indica que la potencia realmente utilizada para agitar el fluido en la maqueta fue baja en relación a la potencia del motor utilizado que es de 0.5 HP, lo que demuestra que se está utilizando un motor demasiado grande para la agitación dentro de la cámara durante el proceso.

IV.5.2.2.- Cálculo de la potencia escalada.

Una vez obtenido la relación de potencias por escalamiento y el valor real de la potencia consumida en maqueta por el agitador se calcula la nueva potencia escalada y se multiplica por 15% para tener un factor de seguridad y el valor obtenido se lleva al valor inmediato superior de HP en los motores disponibles para seleccionar el nuevo motor.

$$W_p = (0.01095 \text{ HP} \times 99.96) \times 1.15 = 1.259 \text{ HP}$$

Debido al valor escalado obtenido se recomienda un motor con una potencia de 1.5 HP para el nuevo agitador.

Como una comprobación de la potencia escalada se calculó en forma independiente por la ecuación de Hicks, con los valores del diámetro y velocidad rotacional del agitador escalados, obteniéndose el siguiente resultado:

$$W_p = \left(\frac{D_{ap}}{394} \right)^5 \times 1 \times \rho \times N_p$$

Sustituyendo:

$$W_p = \left(\left(\frac{46.772}{394} \right)^5 \times 1 \times 1.3 \times 33.39^3 \right) \times 15\%$$

$$W_p = 1.312 \text{ HP}$$

Que subiendo el valor de potencia al motor superior inmediato disponible se debe de utilizar el mismo motor al seleccionado con las condiciones escaladas (1.5 Hp).

IV.5.3.- Escalamiento del h_p .

El nuevo coeficiente del lado del alimento se determinó con la ecuación 4.8, al igualar lo números de Stanton de maqueta y prototipo de acuerdo al criterio de semejanza térmica.

$$\frac{h_{pp}}{\rho_p C_{p_p} V_p} = \frac{h_{pm}}{\rho_m C_{p_m} V_m}$$

El h_{pm} (el coeficiente de película del lado del alimento), se determinó con la ecuación (3.8), después de realizar varias interacciones para determinar el coeficiente de transferencia de calor del lado del vapor (h_v). Al sustituir los valores correspondientes en dicha ecuación se obtuvo el siguiente resultado; cabe mencionar que el valor de U (coeficiente global de transferencia de calor) utilizado fue el que correspondió al del producto final a las condiciones seleccionadas.

$$h_{pp} = \frac{1}{\frac{1}{1164.555} + \frac{1}{12297.457} + \frac{0.006}{17.14}}$$

$$h_{pm} = 2339.84 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Con el valor de h_{pm} y las velocidades de agitación tanto de maqueta como de prototipo se calculó el valor de h_{pp} mediante la siguiente relación, ya que como se trata de sistemas homólogos; la densidad y el Cp son iguales, quedando solamente:

$$h_{pp} = h_{pm} (V_p/V_m)$$

sustituyendo valores el nuevo h_{pp} fue:

$$h_{pp} = 4679.68 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Resumiendo, los valores obtenidos del escalamiento se encuentran en la tabla 4.2 para una comparación entre la maqueta y prototipo, donde se aplicaron los tres primeros criterios de escalamiento siendo estos el geométrico, dinámico y térmico.

Tabla 4.2 Tabla de comparación de valores de maqueta y prototipo

VARIABLES	UNIDAD	CONDICIONES EN MAQUETA	CONDICIONES EN PROTOTIPO
Diámetro del Agitador.	m	0.33	1.188
Diámetro del equipo.	m	0.39	1.40
Espesor de metal en el área de transferencia.	mm	6.0	21.6
Velocidad de agitación.	m/s	1.03	2.06
	r.p.m.	60	33.39
Area de transferencia.	m ²	0.2389	4.44
Coef. de película del lado del alimento.	W/m ² °C	2339.84	4679.68
Coef. de película del lado del vapor.	W/m ² °C	12297.457	8934.028
Potencia del motor del agitador.	HP	0.5	1.5
Potencia real consumida.	HP	0.0109	1.259

CONCLUSIONES.

- La frambuesa por ser un tipo de fruta altamente sensible a los daños mecánicos no permite aplicarle muchos métodos de conservación en fresco, por lo que la elaboración de mermelada a través de un mínimo proceso ofrece grandes ventajas como método de conservación y estar disponible durante todo el año.
- También este tipo de frutas sufre grandes cambios principalmente de color por arriba de los 75°C, por lo cual en la elaboración de mermelada debe controlarse la temperatura con un sistema de vacío para mantener el color característico.
- El vacío mínimo aplicado para este tipo de proceso de 25 cm de Hg fue suficiente para tener unas propiedades aceptables de color y sabor, es decir se evitaron el sobrecocimiento de la mermelada, ya que la temperatura elegida es de 74 °C.
- Así mismo, con el uso de una presión de calefacción con valor de 2.5 kg/cm², se tuvo una buena eficiencia de vapor, que fue de un 76.6%, valor aceptable para los equipos con sistema de funcionamiento por lotes al vacío.
- Por otro lado, el alcanzar el vacío indicado desde los primeros minutos antes de alcanzar la ebullición, evita tener problemas de espumado y no provocar paros del equipo que incrementen el tiempo de proceso y fallas en la calidad del producto así como excesivas pérdidas.
- En lo que respecta a las características finales del producto se concluye que el porcentaje de pectina agregado es suficiente para tener una mermelada con consistencia igual o superior a una de importación, teniendo con esto una buena adherencia.
- También se concluye que se tiene un producto con calidad microbiológica aceptable ya que el valor de actividad de agua no supera el 77%, valor que indica que no hay desarrollo de micro organismos. Lo anterior se refuerza por la presencia de un pH de 3.5.
- Por otro lado, el modelo reológico que se obtuvo del producto final a temperatura de proceso, resultó un fluido no newtoniano del modelo reológico de de la potencia con comportamiento pseudoplástico en el equilibrio, lo que permite que exista una buena transferencia de calor por ser un fluido adelgazante al corte o fuerza de cizallamiento.

- Por el lado del escalamiento se concluye que fue importante realizar el análisis dimensional ya que indicó tanto las variables participantes en el fenómeno así como su relación entre ellas. De esta forma se enfocó la experimentación directamente a la determinación de dichas variables sin tener que realizar experimentos innecesarios; por ejemplo, si solamente se quisiera determinar el número de Nusselt y considerar al índice de consistencia (K_C) y velocidad de agitación pero dicho análisis indicó que no tenían participación en el número de Nusselt al resultar cero.
- Además en los números adimensionales resultantes se puede observar qué variable predomina una sobre otra y en consecuencia tiene mayor influencia en el proceso, es decir son variables críticas para que el proceso; por ejemplo, en el número de Reynolds la viscosidad que caracteriza a las fuerzas de rozamiento o viscosas, predomina sobre la densidad al disminuir el número de Reynolds conforme avanza el proceso.
- También permiten diseñar el escalamiento ya que al disponerse de dichos números adimensionales facilita la determinación de las nuevas variables a nivel prototipo.
- En este caso aunque no se determinaron las constantes de la ecuación de transferencia de calor y de esta manera tener otra opción para determinar los valores y condiciones a nivel prototipo como alternativa, se cumplió con el objetivo, el de establecer una metodología para un escalamiento, desde la selección de variables y análisis dimensional, hasta la aplicación de los criterios de los mecanismos y regímenes controlantes para finalmente hacer los cálculos pertinentes de los despejes de las ecuaciones resultantes en la igualación de los números adimensionales para encontrar los valores deseados a nivel prototipo.
- Finalmente de entre los resultados obtenidos del escalamiento, la velocidad de agitación y el coeficiente de película del lado del alimento indican de alguna forma que se realizó adecuadamente el escalamiento ya que la transferencia de calor no disminuyó sino que aumentó al incrementarse la velocidad de agitación (m/s).

Simbología

- A** = Area de transferencia de calor. [=] m^2 .
A_w = Actividad de agua. [=] Adim.
A_m = Area promedio en el área de transferencia [=] m^2 .
a = Número inicial de bacterias viables en una muestra. [=] unidades.
b = Número de bacterias sobrevivientes. [=] unidades.
Br = Número de Brinkman [=] Adim.
C_p = Calor específico. [=] $KJ/kg \text{ } ^\circ C$.
C_{pf} = Calor específico de la masa de alimentación. [=] $KJ/kg \text{ } ^\circ C$.
C_{pp} = Calor específico de la masa de producto. [=] $KJ/kg \text{ } ^\circ C$.
d = Diferencia.
dT = Diferencial de temperaturas [=] $^\circ C$.
dX = Diferencial de espesor [=] m.
D = Diámetro. [=] m.
D_{ag} = Diámetro de agitador. [=] m.
Da_I = Número de Danköhler I. [=] Adim.
Da_{II} = Número de Danköhler II [=] Adim.
Da_{III} = Número de Danköhler III [=] Adim.
Da_{IV} = Número de Danköhler IV [=] Adim.
D₀ = Tiempo de reducción decimal. [=] min.
e = Espesor de tubería. [=] m.
E = Masa de evaporado. [=] Kg.
Eu = Número de Euler [=] Adim.
F = Masa de alimentación. [=] Kg.
Fr = Número de Froude [=] Adim.
g = Aceleración de la fuerza de gravedad ; 9.8 m/s^2 .
Gr = Número de Grashof. [=] Adim.
Gr_{AB} = Número de Grashof de concentraciones. [=] Adim..
h = Coeficiente de transferencia de calor local en la interfase líquido-sólido.
 [=] $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.
h_v = Coeficiente de transferencia de calor local en la interfase líquido-sólido del
 lado del vapor. [=] $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.
h_p = Coeficiente de transferencia de calor local en la interfase líquido-sólido del
 lado del alimento o producto. [=] $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.
H_{vs} = Entalpía de vapor saturado. [=] J/Kg .
H_{ls} = Entalpía de líquido saturado. [=] J/Kg .
K = Conductividad térmica. [=] $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.
K_A = Conductividad térmica en el área de transferencia [=] $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.

Simbología

- K_c = Índice de consistencia. [=] Pa sⁿ = kg/m s.
 k = Factor de escala. [=] Adim.
 L_s = Masa de líquido saturado. [=] Kg.
 L = Longitud característica. [=] m.
 M = Peso molecular medio de una mezcla. [=] gr-mol.
 $M_{s.s.}$ = Peso total de sólidos solubles contenidos en la formulación. [=] kg.
 n = Índice de comportamiento al flujo. [=] Adim.
 Nu = Número de Nusselt. [=] Adim.
 Nu_{AB} = Número de Nusselt masico. [=] Adim.
 n_1 = Número de moles de soluto en la solución. [=] moles.
 n_2 = Número de moles de solvente en la solución. [=] moles.
 N = Velocidad angular. [=] r.p.m.
 P_w = Presión parcial de vapor de agua de una solución o de un alimento. [=] Kg/cm².
 P_w^0 = Presión parcial de vapor de agua pura a la misma temperatura. [=] Kg/cm².
 p = Presión en el sistema. [=] Kg/cm².
 P = Masa de producto concentrado. [=] Kg.
 Pe = Número de Peclet [=] Adim.
 Pe_{AB} = Número de Peclet másico. [=] Adim.
 Pr = Número de Prandtl. [=] Adim.
 q = Flujo de calor. [=] J/s.
 Q_{PR} = Calor perdido [=] J.
 Re = Número de Reynolds. [=] Adim.
 R_T = Rendimiento teórico en peso total de mermelada. [=] %.
 Sc = Número de Schmidt. [=] Adim.
 Sh = Número de Sherwood. [=] Adim.
 St = Número de Stanton [=] Adim.
 S = Sólidos solubles requeridos en el producto final. [=] °Brix.
 T = Temperatura. [=] °C.
 T_F = Temperatura de alimentación. [=] °C.
 T_P = Temperatura de producto. [=] °C.
 T_V = Temperatura de vapor de calefacción. [=] °C.
 T_e = Temperatura de emisor. [=] °C.
 T_r = Temperatura de receptor. [=] °C.
 Th = Número de Thring. [=] Adim.
 T_p = Temperatura de producto. [=] °C.
 T_v = Temperatura de vapor. [=] °C.
 T_{wp} = Temperatura de pared del lado del producto. [=] °C.
 T_{wv} = Temperatura de pared del lado del vapor. [=] °C.
 t = Tiempo. [=] seg.
 t_c = Tiempo de calentamiento en minutos a temperatura constante. [=] min.

Simbología

U = Coeficiente de transmisión de calor global medio. [=] $W/m^2\text{°C}$.
 V = Masa de vapor de calefacción. [=] Kg.
 v = velocidad media. [=] m/s.
 W = Potencia. [=] Watts.
 We = Número de Weber. [=] Adim.
 X = Espesor de pared. [=] m.
 X_A = Espesor de pared en área de transferencia [=] m.
 x = Fracción de sólidos.
 x_{gr} = Fracción de sólidos de la masa de alimentación.
 x_{sp} = Fracción de sólidos en la masa de producto.
 x_{sa} = Fracción de sólidos en la masa de evaporado.
 Z = Tiempo de muerte térmica.

Griegas.

α = Difusividad térmica. [=]
 β = Coeficiente de dilatación térmica. [=]
 Δ = Delta.
 ΔX_A = Delta de espesor en el área de transferencia. [=] m.
 ϵ = Rugosidad de la pared. [=]
 ξ = Coeficiente de concentración. [=]
 λ = Calor latente de vaporización [=] J/Kg.
 λ_V = Calor latente de vaporización de masa de vapor de calefacción [=] J/Kg.
 λ_B = Calor latente de vaporización de la masa de evaporado. [=] J/Kg.
 μ = Viscosidad. [=] Centipoises.
 ρ = Densidad. [=] kg/m^3 .
 r = Coordenada de posición.
 σ = Constante del cuerpo negro (constante de radiación); energía emitida por unidad de área a temperatura absoluta por unidad de tiempo. Valor = 0.1714×10^{-8} Btu/ft² hr °R⁴.
 ω = Factor de forma. [=] Adim.
 σ_s = Tensión superficial. [=] Din/cm².
 ν = Viscosidad cinemática. [=] Cp.
 v_z = Componente de la velocidad local en la dirección z. [=] m/s.

Subíndices.

A = Componente A o alimento.
B = Componente B.
m = Condiciones en maqueta.
p = Condiciones en prototipo.

Bibliografía

1. Anaya Duran
Cálculo de Evaporadores de múltiple efecto. no 1.
Edit. series técnicas, México, 1986.
2. Brennan J.G.
Las operaciones de la ingeniería de los alimentos.
Edit. Acribia, Zaragoza, España, 1980.
3. Carrillo Maravilla Adriana-Beas Palacio Abel.
Tesis. análisis de la transferencia de calor en equipos de evaporación.
Ingeniería en alimentos, 1992, F.E.S.C. - 1.
4. Cheffel J. C.
Introducción a la bioquímica y tecnología de los alimentos. vol. II.
Edit. Acribia, Zaragoza, España, 1989.
5. Colburn P.
Method of correlating forced convection heat transfer data and comparison with
fluid friction.
Trans Alch. E. Vol. 29 pp 174 - 210.
6. Delmart Campero Ma. Teresa.
Tesis. Revisión bibliográfica, análisis y evaluación sobre la aplicación del
criterio de escalamiento en fermentaciones anaerobias.
Ingeniería en alimentos, 1984, F.E.S.C. - 1.
7. Edgeworth J. Robert.
Pilots plants, models and scale up methods in chemical engineering.
Edit. Mc; Graw-Hill Book Co., U.S.A., 1957.
8. Fátima Edith-Vázquez Jaranillo.
Tesis. sistema de evaporación en alimentos.
Ing. en alimentos, 1987, F.E.S.C-1.
9. Foust S. Alan.
Principios de operaciones unitarias.
Edit. Willey John & sons., E.U., 1960.

Bibliografía

10. Geankoplis Christie J.
Procesos de las operaciones unitarias.
Edit. CECSA., México, 1978.
11. Guthen Müller
Microbiología de los alimentos vegetales.
Edit. Acribia, España, 1981.
12. Hayes P. R.
Microbiología e higiene de los alimentos.
Edit. Acribia, España, 1993.
13. Heldmann Dennis R.
Food processing engineering.
Edit. Avi. Publishing Co. Connecticut E.U. , 1981.
14. Herson A.C.-Hulland E. D
Conservas alimenticias.
Edit. Acribia, España, 1980.
15. Jamienson M.- Jobler P.
Manejo de los alimentos.
Edit. Pax-Mex., 1975.
16. Kern Donald Q.
Procesos de Transferencia de calor.
Edit. CECSA México, 1982.
17. López Gómez Antonio.
Diseño de industrias agroalimentarias.
Edit. a. Madrid Vicente, España, 1985.
18. Manriquez Jose A.
Transferencia de calor.
Edit. Harla, México, 1975.
19. Mc Cabe . Warren-Smith C.J.
Operaciones unitarias de la ingeniería química.
Edit. Mc Graw-Hill- series de ing. química-, E.U., 1967.

Bibliografía

20. Meyer r. Marco- Dott, prof. Paltrinieri G.
Elaboración de fitas y hortalizas, manuales para la educación agropecuaria.
Edit. trillas, México, 1983.
21. Munive Reyes G.
Tesis, diseño y construcción de un mezclador para una fase
Ingeniería en Alimentos. 1989. F.E.S.C. - U.N.A.M.
22. Nickerson John T. - Sinskey J. Anthony.
Microbiología de los alimentos y sus procesos de elaboración.
Edit. Acribia, Zaragoza, España, 1978.
23. Novella Costa E.
Ingeniería química. Conceptos generales.
Edit. Alhambra, España, 1983.
24. Rauch H. J.
Fabricación de mermelada.
Edit. Acribia, Zaragoza, España, 1989.
25. Throller John A.
Water activity and Foods
De. academic Press. London. 1978.
26. Valentas F.
Food Processing Operations and Scale Up.
Edit. Marcel Dekker, U.S.A. 1991.
27. Welty James R.
Transferencia de calor aplicada a la ingeniería.
Edit. Limusa, México, 1991.
28. Zokarnik.
Dimensional análisis and scale up in chemical engineering.
Edit. Springer Verlag, 1991.